

**PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM METHYLATE METODE
ELEKTROLISA METANOL DAN NaCl KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan
Sarjana Terapan (S-1) Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan
Politeknik Negeri Ujung Pandang

Nayla 431 20 011

Aisyah 431 20 015

PROGRAM STUDI D4 TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN

JURUSAN TEKNIK KIMIA

POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG

MAKASSAR

2024

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Sodium Methylate Metode Elektrolisa Metanol dan NaCl Kapasitas 80.000 Ton/Tahun** oleh Nayla NIM 431 20 011 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 25 September 2024

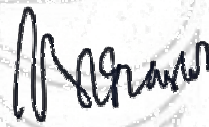
Meyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng
NIP. 19730409 200312 2 002



M. Badai, S.T., M.T
NIP. 19600722 198811 1 001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi
Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng
NIP. 19730409 200312 2 002

HALAMAN PENGESAHAN


Skripsi dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Sodium Methylate Metode Elektrolisa Metanol dan NaCl Kapasitas 80.000 Ton/Tahun** oleh Aisyah NIM 431 20 015 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 25 Sepetember 2024

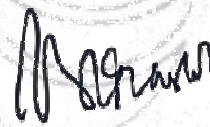
Meyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng
NIP. 19730409 200312 2 002




M. Badai, S.T., M.T
NIP. 19600722 198811 1 001

Mengetahui,

Koordinator Program Studi

Logi Rekayasa Kimia Berkelanjutan





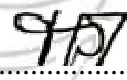

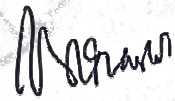

Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng
NIP. 19730409 200312 2 002

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini kamis tanggal 10 Oktober 2024 Tim Penguji Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Nayla NIM 431 20 011 dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Sodium Methylate Elektrolisa Metanol dan NaCl Kapasitas 80.000 ton/tahun.**

Makassar, 10 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:


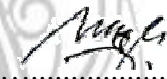

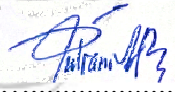
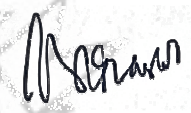
1. Dr. Fajriyati Mas'ud, S. T. P., M. Si Ketua (.....)
2. Wahyu Budi Utomo, HND., M. Sc Sekeretaris (.....)
3. Ir. Hastami Murdiningsih, M. T Anggota (.....)
4. Ir. Yuliani HR, S. T., M. Eng Anggota (.....)
5. M. Badai, S. T., M. T Anggota (.....)

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini kamis tanggal 10 Oktober 2024 Tim Penguji Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Aisyah NIM 431 20 015 dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Sodium Methylate Elektrolisa Metanol dan NaCl Kapasitas 80.000 ton/tahun.**

Makassar, 10 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:

1. Dr. Fajriyati Mas'ud, S. T. P., M. Si Ketua (.....)
2. Wahyu Budi Utomo, HND., M. Sc Sekeretaris (.....)
3. Ir. Hastami Murdiningsih, M. T Anggota (.....)
4. Ir. Yuliani HR, S. T., M. Eng Anggota (.....)
5. M. Badai, S. T., M. T Anggota (.....)

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Nayla

Nim : 43120011

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi ini yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Sodium Methyate Metode Elektrolisa Metanol dan NaCl Kapasitas 80.000 ton/tahun” merupakan gagasan saya dengan arahan pembimbing.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan dari penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut diatas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh politeknik negeri ujung pandang.

Makassar, 2 Oktober 2024



Nayla
(431 20 011)

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Aisyah

Nim : 43120015

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi ini yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Sodium Methylate Metode Elektrolisa Metanol dan NaCl Kapasitas 80.000 ton/tahun” merupakan gagasan saya dengan arahan pembimbing.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan dari penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut diatas tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh politeknik negeri ujung pandang.

Makassar, 2 Oktober 2024



Aisyah
(431 20 015)

KATA PENGANTAR

Puji dan Syukur senantiasa kami panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan kesempatan dan kesehatan serta kemudahan untuk menyelesaikan proposal skripsi yang berjudul **“Prarancangan Pabrik *Sodium Methylate* Metode Elektrolisa Metanol dan NaCl”** dengan baik.

Dalam menyelesaikan laporan proposal ini penulis telah banyak mendapat bimbingan, saran dan bantuan dari berbagai pihak. Penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan kemudahan dalam segala hal kepada penulis sehingga laporan ini dapat terselesaikan.
2. Bapak/Ibu dan seluruh keluarga Bapak/Ibu dan seluruh keluarga tercinta yang telah memberikan dukungan moral, materi dan doa.
3. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
4. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND, M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
5. Ibu Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng., selaku Ketua Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan.
6. Ibu Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
7. Ibu Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng., selaku dosen pembimbing I penulis atas bimbingan, waktu dan motivasi yang diberikan.

8. Bapak M. Badai, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing II penulis atas bimbingan, waktu dan motivasi yang diberikan.
9. Civitas Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
10. Seluruh teman-teman Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang Angkatan 2020 yang telah memberikan semangat dan membantu dalam melancarkan pengerjaan proposal skripsi.

Penulis berharap laporan ini menjadi acuan dalam penelitian selanjutnya dan bermanfaat untuk semua pihak.

Makassar, 2 Oktober 2024

Penulis



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PENERIMAAN.....	iv
SURAT PERNYATAAN.....	vi
KATA PENGANTAR.....	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
RINGKASAN.....	xiv
BAB 1 PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Produksi.....	2
1.3 Lokasi.....	4
1.4 Tinjauan Pustaka.....	6
BAB II DESKRIPSI PROSES.....	11
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	11
2.2 Konsep Proses.....	16
BAB III NERACA MASSA.....	23
3.1. Neraca Massa di Agitated Tank.....	23
3.2 Neraca Massa di Sel Elektrolisa.....	23
3.3 Neraca Massa di Evaporator.....	25
3.4 Neraca Massa Overall.....	25
BAB IV NERACA PANAS.....	28
4.1 Neraca Panas di Sel Elektrolisa.....	28

4.2 Neraca Panas di Cooler I.....	29
4.3 Neraca Panas di Kompresor I.....	29
4.4 Neraca Panas di Kondensor I.....	30
4.5 Neraca Panas di Kompresor II.....	30
4.6 Neraca Panas di Cooler II.....	31
4.7 Neraca Panas di Evaporator.....	31
4.8 Neraca Panas di Cooler III.....	32
4.9 Neraca Panas di Kondensor II.....	33
BAB V SPESIFIKASI ALAT.....	34
5.1 Tangki Penyimpanan Metanol (T-01).....	34
5.2 Pompa I (PU-01).....	35
5.3 Silo Penyimpanan NaCl (SL-01).....	35
5.4 Belt Conveyor I (BE-01).....	36
5.5 Bucket Elevator I (BU-01).....	37
5.6 Tangki Agitasi (AG-01).....	39
5.7 Pompa II (PU-02).....	40
5.8 Reaktor Sel Elektrolisis (RE-01).....	41
5.9 Cooler I (C-01).....	42
5.10 Pompa III (PU-03).....	43
5.11 Pompa IV (PU-04).....	43
5.12 Evaporator (EV-01).....	44
5.13 Pompa V (PU-5).....	45
5.14 Cooler II (CO-02).....	45
5.15 Tangki Penyimpanan Produk <i>Sodium methylate</i> (T-04).....	46
5.16 Kondensor I (CD-01).....	47

5.17 Pompa VI (PU-06).....	47
5.18 Tangki Penampungan (TP-01).....	48
5.19 Kompresor I (CR-01).....	49
5.20 Cooler III (CO-03).....	49
5.21 Tangki Penyimpanan Hidrogen (T-03).....	50
5.22 Kompresor II (CR-02).....	51
5.23 Kondensor I (CD-01).....	51
5.24 Pompa VII (PU-7).....	52
5.25 Tangki Penyimpanan Klorin (T-02).....	53
BAB VI UTILITAS.....	54
6.1 Unit pengolahan dan Penyediaan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	54
6.2 Unit Pembangkit Uap (<i>Steam Generation System</i>).....	64
6.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	65
6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	70
6.5 Unit Penyediaan Udara Instrumen (<i>power air system</i>).....	71
6.6 Unit Laboratorium.....	72
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....	74
7.1 Instrumentasi.....	74
7.2 Keselamatan Kerja.....	75
BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI.....	87
8.1 Bentuk Perusahaan.....	87
8.2 Struktur Organisasi.....	90
8.3 Tugas dan Wewenang.....	96
8.4 Kebutuhan Karyawan dan Sistem Pengupahan.....	103
8.5 Pengolahan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.....	109

8.6 Kesejahteraan Karyawan.....	113
8.7 Corporate Social Responsibility (CSR).....	118
BAB IX TATA LETAK PABRIK.....	123
9.1 Lay Out Pabrik.....	123
9.2 Lay Out Peralatan Proses.....	126
BAB X ANALISA EKONOMI.....	129
10.1 Penafsiran Harga Peralatan.....	130
10.2 Dasar Perhitungan.....	131
10.3 Perhitungan Biaya.....	132
10.4 Analisa Kelayakan.....	138
BAB XI KESIMPULAN.....	147
DAFTAR PUSTAKA.....	148
LAMPIRAN A NERACA MASSA	A-1
LAMPIRAN B NERACA PANAS.....	B-1
LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT.....	C-1
LAMPIRAN D UTILITAS.....	D-1
LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI.....	E-1

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Sodium methylate di Indonesia.....	2
Tabel 1. 2 Pertimbangan Proses Pembuatan Sodium methylate.....	10
Tabel 2. 1 Spesifikasi Metanol PT. Kaltim Metanol Industri.....	12
Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku NaCl.....	14
Tabel 2. 3 Harga ($\Delta H^{\circ}f$) masing-masing komponen.....	18
Tabel 2. 4 Harga ($\Delta G^{\circ}f$) masing-masing komponen.....	19
Tabel 3. 1 Neraca massa di Agitated Tank.....	23
Tabel 3. 2 Neraca massa di Sel Elektrolisa bagian Anoda.....	24
Tabel 3. 3 Neraca massa di Sel Elektrolisa bagian Katoda.....	24
Tabel 3. 4 Neraca massa di Sel elektrolisa bagian Buffer.....	24
Tabel 3. 5 Neraca Massa di Evaporator.....	25
Tabel 3. 6 Neraca Masaa Overall.....	25
Tabel 3. 7 Komposisi Neraca Massa.....	27
Tabel 4. 1 Neraca Panas di Sel Elektrolisa.....	28
Tabel 4. 2 Panas di Cooler I.....	29
Tabel 4. 3 Neraca Panas di Kompresor I.....	29
Tabel 4. 4 Neraca Panas di Kondensor I.....	30
Tabel 4. 5 Neraca Panas di Kompresor II.....	30
Tabel 4. 6 Neraca Panas di Cooler II.....	31
Tabel 4. 7 Neraca Panas di Evaporator.....	32
Tabel 4. 8 Neraca Panas di Cooler III.....	32
Tabel 4. 9 Neraca Panas di Kondensor II.....	33

Tabel 6. 1 Syarat Air Pendingin.....	57
Tabel 6. 2 Kualitas Air Pendingin Sistem Resirkulasi Terbuka.....	58
Tabel 6. 3 Kualitas Air Umpan Boiler.....	60
Tabel 6. 4 Persyaratan Air Umpan Boiler.....	61
Tabel 6. 5 Kebutuhan Air Pendingin.....	62
Tabel 6. 6 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses.....	66
Tabel 6. 7 Kebutuhan Listrik untuk Listrik.....	66
Tabel 6. 8 Kebutuhan Lumen Penerangan Pabrik (Indoor).....	67
Tabel 6. 9 Kebutuhan Lumen Penerangan Pabrik (Outdoor).....	68
Tabel 6. 10 Kebutuhan Listrik untuk Pendingin Udara.....	69
Tabel 7. 1 Klasifikasi Bahaya Berdasarkan Sumber Bahaya.....	76
Tabel 7. 2 Skala Likelihood Standar AS/NZS 4360.....	80
Tabel 7. 3 Skala Severity Standar AS/NZS 4360.....	80
Tabel 7. 4 Risk Assessment Matrix Level.....	81
Tabel 7. 5 Alat Pelindung Diri pada Pabrik Desktrin.....	86
Tabel 8. 1 Perincian Jumlah Karyawan Produksi.....	107
Tabel 8. 2 Jumlah Karyawan Utilitas.....	107
Tabel 8. 3 Jumlah Karyawan HSE Lingkungan, Lab Analisis, dan Maintenance.....	108
Tabel 8. 4 Penggolongan Jabatan.....	109
Tabel 8. 5 Perincian Jumlah Karyawan.....	110
Tabel 8. 6 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan.....	112

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Data Impor Sodium Methylate.....	3
Gambar 1. 2 Lokasi Pendirian Pabrik Sodium methylate.....	5
Gambar 3. 1 Neraca massa di Agitated Tank.....	23
Gambar 3. 2 Neraca Massa di Sel Elektrolisa.....	23
Gambar 3. 3 Neraca Massa di Evaporator.....	25
Gambar 3. 4 Komposisi Neraca Massa.....	27
Gambar 4. 1 Neraca Panas di Sel Elektrolisa.....	28
Gambar 4. 2 Panas di Cooler I.....	29
Gambar 4. 3 Neraca Panas di Kompresor I.....	29
Gambar 4. 4 Neraca Panas di Kondensor I.....	30
Gambar 4. 5 Neraca Panas di Kompresor II.....	30
Gambar 4. 6 Neraca Panas di Cooler II.....	31
Gambar 4. 7 Panas di Evaporator.....	31
Gambar 4. 8 Neraca Panas di Cooler III.....	32
Gambar 4. 9 Neraca Panas di Kondensor II.....	33
Gambar 7. 1 Hierarcy of Control.....	82
Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Pabrik Sodium methylate.....	96
Gambar 9. 1 Lay Out Pabrik.....	125
Gambar 9. 2 Lay Out Proses.....	127
Gambar 10. 1 Nilai CEP Indeks dari tahu 2001-2023.....	131

RINGKASAN

Tingginya kebutuhan sodium methyrate di Indonesia terutama sebagai katalis dalam industri biodiesel yang hingga saat ini kebutuhan *sodium methyrate* masih dipenuhi melalui impor. pendirian pabrik sodium methyrate dalam negeri diharapkan mampu mengurangi ketergantungan impor, memperkuat sektor industri kimia dan mendukung pengembangan bahan bakar alternatif biodiesel yang semakin penting seiring dengan menipisnya sumber daya bahan bakar fosil.

Pabrik sodium methyrate direncanakan berdiri pada tahun 2030, berlokasi di Gresik, Jawa Timur. Pemilihan lokasi didasarkan pada kemudahan akses terhadap bahan baku, transportasi yang memadai dan ketersediaan lahan untuk ekspansi di masa mendatang. Pabrik ini dirancang dengan kapasitas 80.000 ton/tahun menggunakan metode elektrilisa metanol dan NaCl.

Bentuk Perusahaan yaitu Perseroan Terbata (PT) yang disusun dengan struktur organisasi fungsional. Perusahaan akan memiliki divisi termasuk produksi, pemasaran, keuangan dan sumber daya manusia yang bertanggung jawab atas operasional pabrik dan memastikan kelancaran produksi.

Hasil analisis ekonomi menunjukkan bahwa proyek ini layak didirikan dengan memperhatikan nilai BEP yaitu 39,40% dan keuntungan setelah pajak sebesar US 35.057.521,29 dengan POT setelah pajak 2,10 tahun

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Penggunaan bahan bakar fosil dalam kehidupan masyarakat sehari-hari semakin meningkat (BPS 2023), bahan bakar fosil tidak dapat diperbaharui sehingga banyak inovasi yang dilakukan untuk membuat bahan bakar alternatif guna mengurangi dan menggantikan bahan bakar fosil.

Katalis adalah suatu senyawa kimia yang menyebabkan reaksi menjadi lebih cepat untuk mencapai kesetimbangan tanpa mengalami perubahan kimiawi diakhir reaksi. Katalis tidak mengubah nilai kesetimbangan dan berperan dalam menurunkan energi aktivasi. Penurunan energi aktivasi menyebabkan energi minimum yang dibutuhkan untuk terjadinya tumbukkan berkurang sehingga terjadinya reaksi berjalan cepat (Suharto 2022).

Sodium methylate merupakan bahan kimia yang digunakan dalam industri biodiesel, polieter, farmasi, pewarna, parfum, dan peptisida. Bahan bakar fosil yang terus menipis membuat perkembangan biodiesel sebagai bahan bakar alternatif mengalami peningkatan, sehingga berdampak pada peningkatan kebutuhan katalis yang digunakan pada proses pembuatan biodiesel untuk mempercepat sintesa biodiesel. *Sodium methylete* (CH_3ONa) 30% umum digunakan sebagai katalis dalam pembuatan biodiesel, hal ini karena CH_3ONa dapat meningkatkan yield biodiesel, mengurangi jumlah bahan baku, dan mempercepat waktu reaksi dibandingkan dengan katalis basa lainnya (Hsiao et al. 2018). Produsen biodiesel melakukan impor untuk memenuhi kebutuhan katalis, karena belum adanya pabrik

sodium methyrate dalam negeri. Pendirian pabrik *sodium methyrate* dapat membantu perekonomian Indonesia dan mengatasi ketergantungan impor.

1.2 Kapasitas Produksi

Penentuan kapasitas produksi pabrik ditinjau berdasarkan kapasitas minimum dari pabrik yang sudah ada dan mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri. Untuk menentukan kapasitas pabrik, hal yang menjadi pertimbangan, yaitu:

- a Kebutuhan impor *Sodium methyrate* di Indonesia
- b Ketersediaan bahan baku.
- c Kapasitas minimum pabrik sejenis dan masih beroperasi.

1.2.1 Kebutuhan Impor *Sodium methyrate* di Indonesia

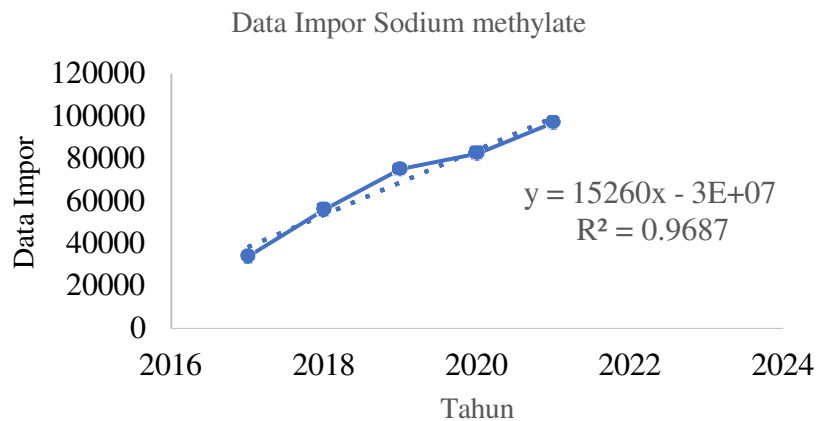
Permintaan produsen akan *sodium methyrate* di Indonesia terus meningkat namun, dikarenakan pabrik yang belum ada di Indonesia sehingga suplai produk *sodium methyrate* diperoleh dari hasil impor dan hanya terpenuhi sebagian. Dilihat dari data impor 5 tahun terakhir, penggunaan *sodium methyrate* menunjukkan peningkatan.

Tabel 1. 1 Data Impor *Sodium methyrate* di Indonesia

Tahun	Kg/Tahun	Ton/Tahun
2017	33.797.500	33.797,5
2018	56.051.250	56.051,25
2019	75.160.260	75.160,26
2020	82.375.020	82.375,02
2021	96.934.980	96.934,98

(Badan Pusat Statistik, 2020)

Tabel 1.1 menunjukkan perkembangan kebutuhan *sodium methylate* sehingga menjadi peluang yang besar bagi industri di Indonesia.



Gambar 1. 1 Data Impor *Sodium Methylate*

Hasil regresi linier pada Grafik 1.2 $y = 15.620x - 3 \times 10^7$ dimana y adalah kebutuhan *sodium methylate* di Indonesia dan x adalah tahun pabrik beroperasi. Hasil kebutuhan *sodium methylate* di Indonesia mencapai 175.682 ton dengan menggunakan perhitungan regresi linear. Berdasarkan pertimbangan kebutuhan *sodium methylate* di Indonesia, pabrik ini rencananya akan menutupi 46% dari kebutuhan yaitu 80.000 ton/tahun.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama pada produksi *sodium methylate* yaitu metanol dan garam industri (NaCl). Metanol diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri yang berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi 660.000 ton/tahun. Metanol akan ditransportasikan menggunakan kapal tanker kapasitas 6.247,226 m³ (Buana Lalu Lintas 2005). Garam industri diperoleh dari PT. Garam Indonesia dengan kapasitas 300.000 ton/tahun.

Penentuan kebutuhan bahan baku pembuatan *sodium methylate* dilakukan dengan perhitungan regresi linier, dimana kapasitas yang digunakan yaitu sebesar 80.000 ton/tahun, sehingga kebutuhan NaCl dan metanol masing-masing 29.127 dan 140.988 ton/tahun.



1.3 Lokasi

Penentuan lokasi pabrik, perlu diketahui beberapa hal seperti sifat proses produksi *sodium methylate*, seperti apakah pabrik termasuk dalam kategori weight loss atau weight gain.

- Weight Loss

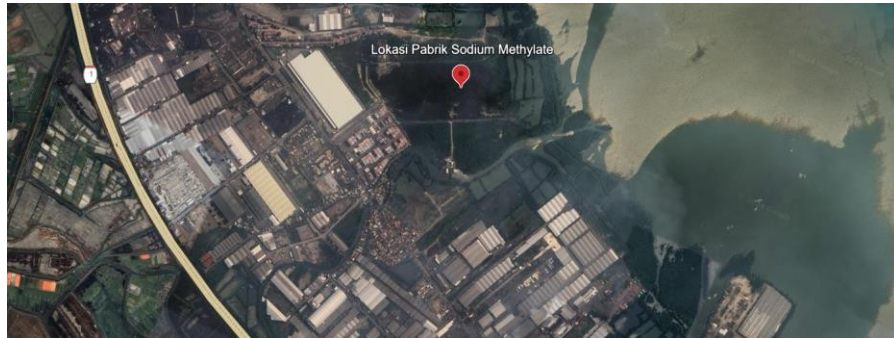
Weight loss merupakan jenis pabrik yang bobot produknya lebih ringan dibanding dengan bahan bakunya. Jenis pabrik ini sebaiknya dekat dengan bahan baku untuk meminimalisir biaya transportasi pengiriman bahan baku.

- Weight Gain

Weight gain merupakan jenis pabrik yang bobot produknya lebih besar dibanding dengan bahan bakunya. Jenis pabrik ini cenderung ditempatkan di daerah pemasaran industri yang tidak mengalami kesulitan dalam penggunaan bahan baku.

Pada penentuan lokasi pabrik perlu diketahui beberapa pertimbangan seperti sifat produk, sifat bahan baku, ketersediaan bahan baku, asal bahan baku, utilitas, tenaga kerja, lokasi pemasaran serta kemungkinan adanya perluasan wilayah pabrik. Dengan pertimbangan tersebut, maka pabrik *sodium methylate* akan didirikan di Gresik, Jawa Timur. Berdasarkan peta wilayah tersebut, terdapat lahan

kosong yang direncanakan akan digunakan sebagai lokasi pendirian pabrik yang tertera pada Gambar 1.2 yang merupakan daerah Kawasan industri.



Gambar 1. 2 Lokasi Pendirian Pabrik *Sodium methylate*

1.3.1 Bahan Baku

Bahan baku utama pada produksi *sodium methylate* yaitu metanol dan garam industri (NaCl). Metanol diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri yang berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi 660.000 ton/tahun. Metanol akan ditransportasikan menggunakan kapal tanker kapasitas 6.247,226 m³ (Buana Lalu Lintas 2005). Sedangkan garam industri diperoleh dari PT. Garam Indonesia dengan kapasitas 300.000 ton/tahun. Pabrik *sodium methylate* direncanakan dibangun di Gresik, Jawa Timur.

1.3.2 Sarana dan Transportasi

Pengangkutan bahan baku, produk maupun bahan pendukung lainnya dipilih berdasarkan lokasi yang mudah dijangkau oleh kendaraan besar, adanya transportasi yang memadai seperti transportasi laut, darat maupun udara dapat mempermudah proses produksi dan pemasaran baik dalam negeri maupun luar negeri. Gresik, Jawa Timur merupakan kawasan industri besar yang tentunya memiliki sarana transportasi dan telekomunikasi yang memadai.

1.3.3 Tenaga Kerja

Dalam menentukan lokasi pabrik juga perlu memperhatikan ketersediaan dan kemudahan dalam memperoleh tenaga kerja.

1.3.4 Lokasi Pemasaran

Penentuan lokasi pabrik juga mempengaruhi proses pemasaran. Gresik merupakan kawasan industri besar sehingga banyak peluang kerja sama, selain itu transportasi juga lebih mudah karena akses yang lebih dekat dan mudah.

1.3.5 Perluasan Pabrik

Lokasi yang dipilih masih memiliki lahan yang dapat digunakan, karena produksi biodiesel yang diperkirakan akan terus berkembang, maka kebutuhan katalis sebagai produk akan terus meningkat sehingga perusahaan perlu menyediakan lahan.

1.3.6 Utilitas

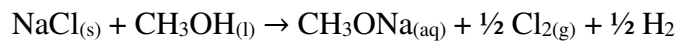
Utilitas yang dibutuhkan pada pabrik ini meliputi air, LNG dan Listrik. Air digunakan untuk sanitasi dan proses produksi, kebutuhan Listrik untuk menjalankan alat-alat yang digunakan oleh pabrik dan penerangan pabrik diperoleh dari PLN, generator dan panel surya, bahan bakar boiler menggunakan LNG diperoleh dari Pertamina.

1.4 Tinjauan Pustaka

Proses yang digunakan dalam pembuatan *sodium methylate* adalah proses elektrolisis. Proses elektrolisis melibatkan penggunaan listrik untuk memicu reaksi

kimia di dalam larutan atau lelehan elektrolit. Pada anoda, reaksi oksidasi terjadi, sedangkan pada katoda, reaksi reduksi terjadi.

Berikut adalah reaksi elektrolisis pembentukan *sodium methylate* dari NaCl dan Metanol



1.4.1 Macam-macam Proses Pembuatan *Sodium methylate*

a. Proses Castner

Proses castner adalah proses elektrolisis dilakukan pada suhu 20°C diatas titik didih elektrolit yaitu 330°C. Proses castner menggunakan bahan baku NaOH, semakin tinggi suhu operasi maka dapat meningkatkan kemungkinan berkurangnya produk dan energi dari arus listrik sehingga produksi tidak efisien. Reaksi yang terjadi pada persamaan:

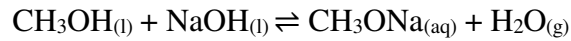


Pada proses ini, garam NaOH dipanaskan hingga leleh kemudian dimasukkan ke dalam sel elektrolisis. Kondisi operasi tidak divakum sehingga terkontak dengan O₂ dan juga membutuhkan tambahan arus listrik untuk membantu proses elektrolisis. Lelehan NaOH dapat menyerap air dari udara sehingga air ini dapat mengurangi kemurnian dari produk natrium sehingga *sodium methylate* yang dihasilkan juga lebih tidak murni.

b. Proses Metanol dan NaOH

Pada proses ini, metanol dalam fasa gas akan dikontakkan dengan larutan NaOH secara *countercurrent* pada *bubble column reactor*. CH₃ONa sebesar

20%-30% diperoleh sebagai produk bawah, sedangkan pada produk atas didapatkan metanol dan 10%-15% air. Reaksi terjadi pada persamaan:



Mengingat reaksi ini bersifat reversibel, sedikit saja kandungan air pada produk dapat mengurangi yield CH_3ONa , selain mengurangi yield CH_3ONa , kandungan air juga memicu terjadinya reaksi penyabunan sehingga mengurangi efisiensi proses pembuatan biodiesel akan tetapi, kandungan air di dalam reaktor pada proses ini tidak dapat dihindari. Air akan masuk ke dalam reaktor sebagai pelarut NaOH dan juga diproduksi sebagai produk samping dari reaksi pembentukan *sodium methylate*. *Sodium methylate* yang dihasilkan memiliki kandungan air 3%-5% yang akan mengurangi harga jualnya. Proses pemurnian lanjutan untuk dapat memenuhi standar kadar air yaitu 0,2%.

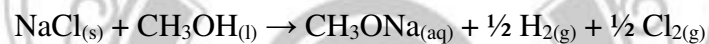
c. Proses *Downcell*

Menurut Loftus (1962), Proses *Downscell* adalah proses elektrolisa dengan garam klorida menggunakan campuran garam NaCl , CaCl_2 dan BaCl_2 . Pada proses ini, suhu operasi yang digunakan adalah 590°C dengan efisiensi sebesar 94%. Suhu tinggi yang digunakan ditujukan untuk melelehkan campuran garam untuk bisa dielektrolisa. Produk samping yang dihasilkan dari proses ini berupa sisa logam pengotor (logam Ca dan Ba). Proses dengan garam hidroksida membutuhkan suhu operasi yang relatif rendah namun menghasilkan air yang dapat menurunkan kemurnian *sodium methylate*, sedangkan pada proses yang menggunakan garam klorida, suhu yang dibutuhkan lebih tinggi namun produk

samping yang dihasilkan berupa logam alkali pengotor sehingga tidak mempengaruhi kualitas *sodium methylate*.

d. Proses Metanol dan NaCl

Pada proses ini NaCl dan metanol akan direaksikan dan dipisahkan produk sampingnya sekaligus pada satu buah tempat menggunakan sistem elektrolisa dengan arus listrik searah (DC). Meminimalisir kandungan air yang masuk ke dalam proses, maka garam NaCl serta metanol yang digunakan harus semurni mungkin, adapun reaksi yang akan terjadi di dalam sel elektrolisa pada persamaan:



Proses ini akan berlangsung secara kontinyu dengan menggunakan satu buah sel elektrolisis dengan 3 bagian yaitu bagian katoda, *buffer*, dan anoda. Masing-masing bagian akan dibatasi dengan sebuah membrane, untuk membatasi katoda dan *buffer* akan digunakan anion *exchange membrane*, sedangkan untuk memisahkan anoda dan *buffer* digunakan kation *exchange membrane*. *Sodium methylate* yang dihasilkan akan memiliki kadar 30%. Konsentrasi ini masih sesuai dengan produk yang diharapkan, oleh karena itu proses pemekatan tidak perlu dilakukan, namun pada proses ini dibutuhkan sel elektrolisa yang membutuhkan biaya investasi yang relatif besar.

1.4.2 Tinjauan Proses Secara Umum

Tabel 1. 2 Pertimbangan Proses Pembuatan Sodium methylate

Metode	Kekurangan	Kelebihan
Metanol dan NaOH	<ul style="list-style-type: none"> - Menghasilkan limbah yang berpotensi berbahaya - Memerlukan perhatian khusus karena sifatnya yang korosif dan berbahaya - kebutuhan energi tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> - Yield 20-30% - Bahan baku tersedia secara luas di pasar.
Castner	<ul style="list-style-type: none"> - Membutuhkan sumber daya listrik yang besar - biaya produksi yang tinggi - Kemungkinan korosi - Proses berbahaya karena . 	<ul style="list-style-type: none"> - Kemurnian CH_3ONa tinggi
Down Cell	<ul style="list-style-type: none"> - Membutuhkan proses tambahan - Membutuhkan perhatian lebih karena logam Na 	<ul style="list-style-type: none"> - Yield 30% - Reaksi tidak melibatkan air
Elektrolisis Metanol dan NaOH	<ul style="list-style-type: none"> - Biaya investasi awal besar 	<ul style="list-style-type: none"> - Yield 20-30% - Proses sederhana - Reaksi tidak menghasilkan air - Efisiensi energi tinggi

(Aristanto, 2023)

Berdasarkan Tabel 1.4, proses pembuatan *sodium methylate* yang akan digunakan adalah proses eletrolisis metanol dan NaCl. Hal ini dikarenakan sumber bahan baku (Na^+ dari NaCl) yang lebih mudah didapatkan daripada sumber logam Na, selain itu proses eletrolisis metanol dan NaCl memiliki nilai yield 20-30%.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

a. Metanol

Spesifikasi methanol sebagai berikut:



Rumus Kimia	: CH ₄ O
Berat Molekul	: 32,04 kg/kmol
Bentuk	: cair
Warna	: tidak berwarna
Titik Lebur	: -98°C
Titik Didih	: 64,5°C Pada 1.013 hPa
Titik Nyala	: 10°C Metoda: c. c.
Tekanan Uap	: 128 hPa pada 20°C
Tekanan Kritis	: 81 bar
Volume Kritis	: 0,0118 m ³ /mol
Densitas	: 791 kg/m ³
Kemurnian	: >99,85
Nama lain	: Metil alcohol

(Perry & Green 1997)

Spesifikasi metanol yang digunakan adalah:

Rumus Kimia	: CH ₃ OH
Sinonim	: MeOH

Kelas	: AA
Berat Molekul	: 32,04 g/mol
Kemurnian	: >99,85%
CAS No.	: 67-56-1
EINECS No.	: 200-659-6

Tabel 2. 1 Spesifikasi Metanol PT. Kaltim Metanol Industri

No	Item	Metode	Spesifikasi
1	Aseton, mg/kg	IMPCA 001-14	Maks. 30
2	Asam Asetat, mg/kg	ASTM D 1613-12	Maks. 30
3	Amonia, mg/kg	ASTM D 1614-09	Maks. 30
4	Penampilan	IMPCA 003-98	Jelas, tersuspensi
5	Karbonisasi	ASTM E 346-08	Maks. 30
6	Klorida, mg/kg	IMPCA 002-98	Maks 0,1
7	Warna, Skala Pt-Cp	ASTM D 1209-11	Maks 5
8	Distilasi pada 760 mmHg, °C	ASTM D 1078-11	Maks 1,0°C
9	Etanol, mg/kg	IMPCA 001-14	Maks. 10
10	Hidrokarbon	ASTM D 1722-09	Lulus tes
11	Kandungan non volatilBau	ASTM D 1353-13	Maks. 8
12	Kemurnian, %berat kering	ASTM D 1296-12	Bebas dari bau asing
13	Uji waktu Kalium	IMPCA 001-14	Min. 99,85
14	Permanganat pada 105°C	ASTM D 1363-11	Min. 60
15	Berat Jenis, 20/20°C	ASTM D 4052-11	0,792-0,793
16	Tri Metil Amina, mg/kg	ASTM E 346-08	Maks. 0,05
17	Total zat besi, mg/kg	ASTM E 394-09	Maks. 0,1
18	Kadar air, %berat	ASTM E 1064-12	Maks. 0,1
19	Sulphur, mg/kg	ASTM D 5453-12	Maks. 0,5

(PT. Kaltim Metanol Industri)

b. Natrium Klorida

Spesifikasi Natrium Klorida adalah sebagai berikut:

Rumus Kimia	: NaCl
Berat Molekul	: 58,44 g/mol
Bentuk	: Padat
Warna	: Putih
Bau	: Tidak berbau
pH	: 4,5-7,0 pada g/l 20°C
Titik Lebur	: 801°C
Titik Didih	: 1.461°C pada 1.013 hPa
Titik Nyala	: Tidak berlaku
Laju Penguapan	: Tidak tersedia informasi.
Flamabilitas	: Produk ini tidak mudah-menyala.
Tekanan Uap	: 1,3 hPa pada 865 °C
Densitas	: 2,17 g/cm ³ pada 20 °C
Kelarutan dalam Air	: 358 g/l pada 20 °C
Suhu Penguraian	: > 275 °C
Nama Lain	: Sodium Klorida

(Perry & Green 1997)

Spesifikasi Natrium Klorida yang digunakan sebagai berikut:

Rumus Kimia	: NaCl
Wujud	: maksimal 0,06%
Magnesium (Mg)	: maksimal 0,06%

Kadar Air (b/b)	: maksimal 0,5%
Bagian yang tidak larut dalam Air	: maksimal 0,5%
Cemaran logam Kadmium (Cd)	: maksimal 0,5 mg/kg
Timbal (Pb)	: maksimal 0,5 mg/kg l
Kemurnian	: >99,78%

(PT. Garam Indonesia)

Menurut PT. Garam Indonesia (2015), spesifikasi bahan baku NaCl yang akan digunakan sebagai berikut.

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku NaCl

Parameter	Hasil	Metode
H ₂ O, %	0,2%	SNI 01.3556.1-1999
NaCl %	99,8%	SNI 01.3556.1-1999
Kelembapan, %	0,01	SNI 01.3556.1-1999
Iod, ppm	< 0,1	SNI 01.3556.1-1999
Stronium (Sr) ppm	< 0,1	AAS

2.1.2 Spesifikasi Produk

a. *Sodium methylate*

Spesifikasi *sodium methylate* sebagai berikut:

Rumus Kimia	: CH ₃ ONa
Berat Molekul	: 54,02 g/mol
Bentuk	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Berbau methanol
Titik Lebur	: 2-6°C
Titik didih	: 92°C pada 1.013 hPa

Titik nyala : 33 °C - DIN 51755 - 1
pH : kira-kira 11 pada 20 g/l pada 20 °C
Viskositas, dinamis : 64 mPa.s pada 20 °C
Tekanan uap : 34 hPa pada 20 °C
Densitas : kira-kira 0,97 g/cm³ pada 20 °C
Nama Lain : Sodium Methoxide, Sodium Methanolate
(Perry & Green 1997)

b. Hidrogen

Spesifikasi Hidrogen sebagai berikut:

Rumus Kimia : H₂
Berat Molekul : 2,02 kg/kmol
Bentuk : Gas
Bau : Tidak berbau
Titik Lebur : -259°C
Titik Didih : -252,8°C
Titik Nyala : 1060°C
Mudah Terbakar : Sangat mudah terbakar
Batas Mudah Terbakar : 74,2%
Kelarutan : 1,62 mg/L pada 21°C
Tekanan Uap : 239,9°C
Tekanan Minimum : 7,1 atm
Tekanan Maksimum : 1,32 atm
Suhu Minimum : 59,15°K

Suhu Maksimum : 132,45°K

(MSDS Hidrogen 2024)

c. Klorin

Spesifikasi klorin sebagai berikut:

Rumus Kimia : Cl₂

Bentuk : Cair

Berat Molekul : 70,9 kg/kmol

Titik Didih : -34°C

Titik Lebur : -101°C

Tekanan Minimim : 1,37 atm

Tekanan Maksimum : 7,79 atm

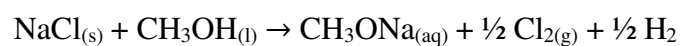
Suhu minimum : 172,12°K

(MSDS Klorin 2019)

2.2 Konsep Proses

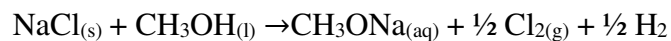
2.2.1 Dasar Reaksi

Proses elektrolisis adalah suatu proses kimia menggunakan arus listrik untuk memicu reaksi redoks (reduksi-oksidasi) pada suatu larutan elektrolit atau vairan ionik. Reaksi proses elektrolisis pada pembuatan *sodium methylate* menggunakan bahan baku metanol (CH₃OH) dan Natrium Klorida (NaCl) pada Persamaan:



2.2.2 Mekanisme Reaksi

Reaksi elektrolisis yang terjadi antara metanol dan NaCl adalah reaksi arus searah (DC). Metanol dan NaCl harus murni agar dapat meminimalisir kandungan air pada proses. Reaksi yang terjadi:



Pada reaktor elektrolisis terdapat 3 bagian yaitu anoda, buffer dan katoda yang masing-masing akan dibatasi dengan sebuah membran. Untuk membatasi katoda dan *buffer* akan digunakan anion *exchange membrane*, sedangkan untuk memisahkan anoda dan *buffer* digunakan kation *exchange membrane*. *Sodium methylate* yang dihasilkan akan memiliki kadar 12,88%. Konsentrasi ini belum sesuai dengan produk yang diharapkan, oleh karena itu, proses pemekatan perlu dilakukan dengan menggunakan alat evaporator (Aristanto 2023).

2.2.3 Fase Reaksi

Reaksi berlangsung dalam fasa cair menggunakan reaktor elektrolisis, reaksi ini bersifat endotermis ($\Delta H = \text{Positif}$).

2.2.4 Kondisi Operasi

Reaksi pembentukan produk *sodium methylate* dari Metanol dan NaCl adalah reaksi fasa cair dan cair yang berlangsung secara endotermis dan berlangsung dalam reaktor elektrolisis dengan kondisi operasi sebagai berikut:

Suhu : 60°C

Tekanan : 1 atm

Mol : 1 NaCl cair dalam metanol : 1 metanol cair

2.2.5 Tinjauan Secara Termodinamika

Tinjauan termodinamika dilakukan untuk menentukan reaksi secara eksotermis atau endotermis, pembuktian menggunakan panas pembentukan standar ($\Delta H^{\circ}f$) pada suhu 298,1°K dan tekanan 1 atm dari reaktan dan produk.

1. Panas Reaksi (ΔH_r)

Panas reaksi (ΔH_r) digunakan untuk menentukan apakah suatu reaksi bersifat endotermis atau eksotermis. Panas reaksi (ΔH_r) antara metanol dengan NaCl

terdapat pada persamaan: $\text{NaCl}_{(s)} + \text{CH}_3\text{OH}_{(l)} \rightarrow \text{CH}_3\text{ONa} + \frac{1}{2} \text{Cl}_2 + \frac{1}{2} \text{H}_2$

Tabel 2. 3 Harga ($\Delta H^{\circ}f$) masing-masing komponen

Komponen	($\Delta H^{\circ}f$) (kJ/mol)
CH ₃ ONa	-367,8
CH ₃ OH	-238,660
NaCl	-411,153
½ Cl ₂	0
½ H ₂	0

(Smith et al. 1949)

$$\Delta H^{\circ}_{R298,15} = \Delta H^{\circ}f \text{ produk} - \Delta H^{\circ}f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H^{\circ}f \text{ CH}_3\text{ONa} + \Delta H^{\circ}f \frac{1}{2} \text{Cl}_2 + \Delta H^{\circ}f \frac{1}{2} \text{H}_2) - (\Delta H^{\circ}f \text{ NaCl} + \Delta H^{\circ}f \text{ CH}_3\text{OH})$$

$$= [(-367,8) + (0) + (0)] - [(-411,153) + (-238,660)] \text{ kJ/mol}$$

$$= 282,013 \text{ kJ/mol}$$

Karena $\Delta H^{\circ}_{R298,15}$ bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis.

2. Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Sifat suatu reaksi bolak balik (*reversible*) atau searah (*irreversible*) dapat ditentukan berdasarkan persamaan Van't Hoff secara termodinamika.

$$\frac{d(\frac{\Delta G^\circ}{RT})}{dT} = \frac{-\Delta H}{T^2} \quad (2.1)$$

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \quad (2.2)$$

Maka,

$$\frac{d(\frac{\Delta G^\circ}{RT})}{dT} = \frac{-\Delta H^\circ}{T^2} \quad (2.3)$$

Jika ΔH merupakan panas reaksi (perubahan entalpi standar) dapat diasumsikan konstan terhadap suhu, maka Persamaan (2.3) dapat diintegrasikan:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{-\Delta H^\circ}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (2.4)$$

Tabel 2. 4 Harga (ΔG°_f) masing-masing komponen

Komponen	(ΔG°_f) (kJ/mol)
CH ₃ ONa	-294,74
CH ₃ OH	-166,270
NaCl	-384,138
½ Cl ₂	0
½ H ₂	0

(Yaws et al. 1999)

$$\Delta G^\circ_{R298,15} = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta G^\circ_f \text{ CH}_3\text{ONa} + \Delta G^\circ_f \frac{1}{2} \text{ Cl}_2 + \Delta G^\circ_f \frac{1}{2} \text{ H}_2) - (\Delta G^\circ_f \text{ NaCl} + \Delta G^\circ_f \text{ CH}_3\text{OH})$$

$$\Delta G^{\circ}_{R298,15} = [(-294,74) + (0) + (0)] - [(-384,138) + (-166,270)] \text{ kJ/mol}$$

$$= 255,668 \text{ kJ/mol.K}$$

$$= 255668 \text{ J/mol.K}$$

$$K \text{ standar pada suhu } 298,15^{\circ}\text{K} = e^{-\Delta G/RT}$$

$$= e^{(-255668/(8,314 \times 298,15))}$$

$$= 1,108648$$

Harga $K > 1$, maka reaksi pembentukan *sodium methylate* bersifat *irreversible*.

2.3 Langkah Proses

2.3.1 Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku meliputi methanol dari PT. Kaltim Metanol Industri yang disimpan pada tangki metanol dan NaCl dari PT. Garam Indonesia yang disimpan pada Silo dengan masing-masing tangki bertekanan 1 atm dan temperature 30°C.

Metanol dari tangki dan NaCl dari silo akan dicampurkan pada *agitated tank*. Kadar NaCl dalam metanol akan dibuat jenuh pada konsentrasi 1,35%, dari *agitated tank*, campuran akan masukkan ke dalam reaktor elektrolisis.

2.3.2 Tahap Reaksi Elektrolisis Pembentukan *Sodium methylate*

Reaktor elektrolisis memiliki 3 bagian yaitu anoda, buffer dan katoda, masing- masing dipisahkan menggunakan sebuah membrane, antara anoda dan buffer digunakan kation exchange membrane sedangkan antara katoda dan buffer digunakan anion exchange membrane. Fresh metanol masuk ke bagian katoda

sebagai umpan. Ion CH_3O^- dari metanol akan terakumulasi pada bagian buffer sedangkan Ion H^+ akan diubah menjadi gas hidrogen.

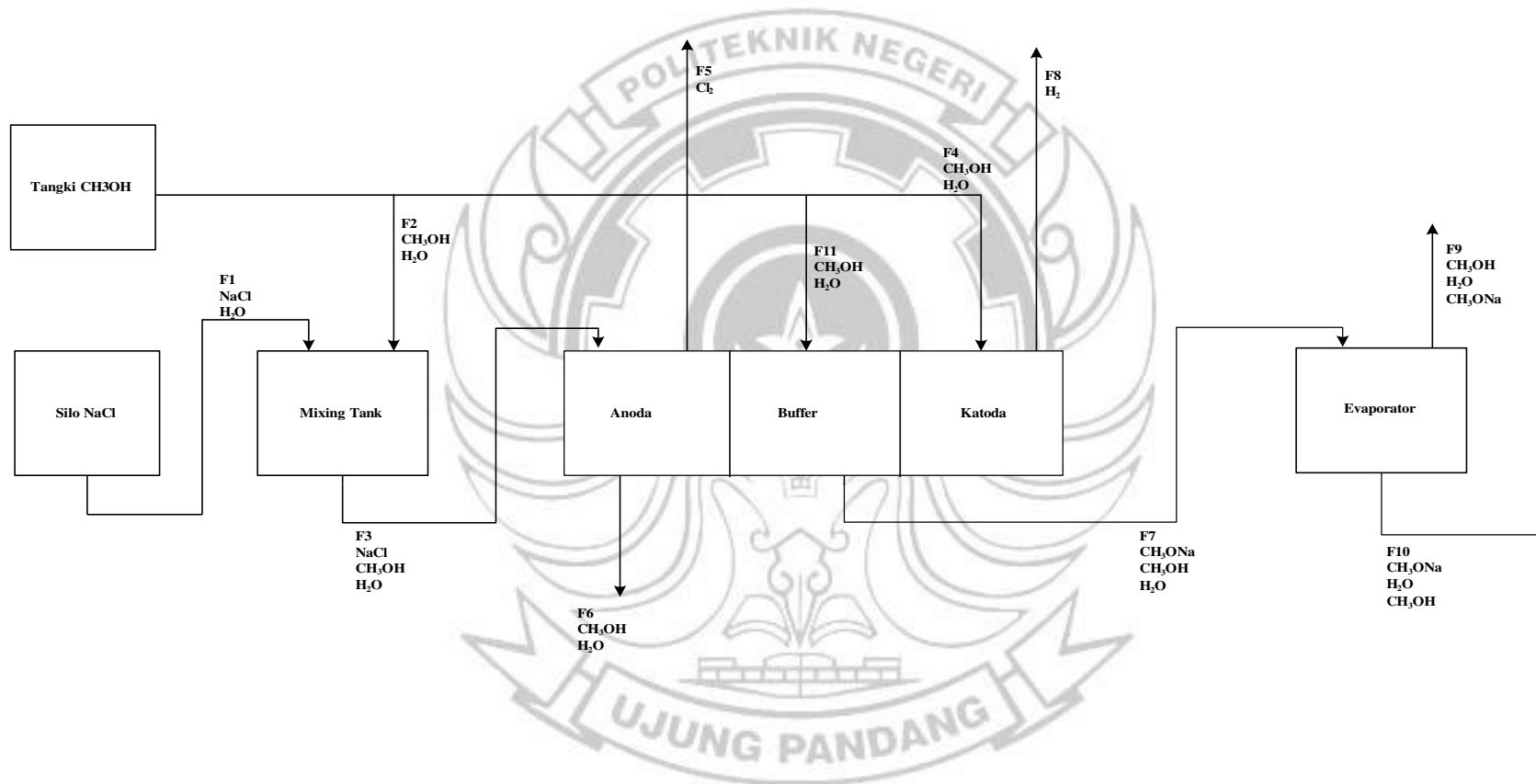
Gas hidrogen yang dihasilkan akan dikompres menggunakan kompresor dari tekanan 1 menjadi 15 atm kemudian didinginkan dengan cooler dari suhu 60°C sampai 30°C dan disimpan pada tangki gas hidrogen. Pada bagian ini, ion Na^+ akan berpindah ke bagian buffer melalui membran, sedangkan ion Cl^- akan diubah menjadi gas klorin. Gas klorin yang dihasilkan akan dikompres menggunakan kompresor dari tekanan 1 atm menjadi 8,5 atm dan dikondensasi hingga menjadi fasa cair menggunakan kondensor pada suhu 30°C dan disimpan pada tangki klorin.

Metanol yang ada pada bagian anoda akan di *recycle* kembali ke agitated tank. Pada bagian buffer akan terbentuk senyawa *sodium methylate* dengan konsentrasi 12,88%. Produk kemudian dialirkan menuju evaporator untuk menaikkan konsentrasi produk hingga 30%. Larutan *sodium methylate* 30% disimpan pada tangki penyimpanan produk (Tangki *Sodium methylate*), sedangkan uap metanol akan dikondensasi menggunakan kondensor hingga menjadi fasa cair dan digunakan kembali pada reaktor elektrolisis.

2.3.3 Tahap penyimpanan produk

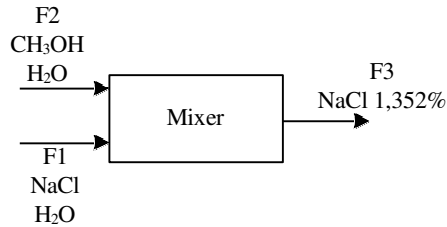
Prarancangan pabrik *sodium methylate* ini menghasilkan 3 produk berupa *sodium methylate* 30% berupa fase cair, hidrogen berupa fase gas dan klorin berupa fase cair. Tangki *sodium methylate* memiliki tekanan 1 atm dan temperature 30°C . Pada tangki hidrogen memiliki tekanan 15 atm dan temperature 30°C . Pada tangki klorin memiliki tekanan 8,5 atm dan temperature 30°C .

ALIRAN KUALITATIF



BAB III NERACA MASSA

3.1. Neraca Massa di Agitated Tank

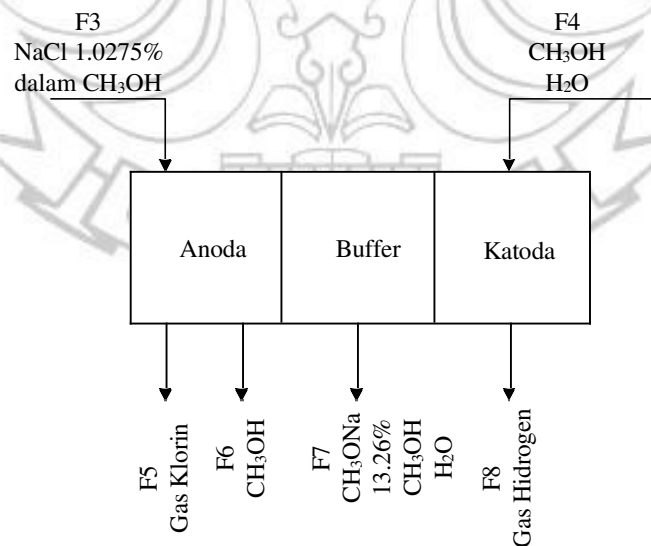


Gambar 3. 1 Neraca massa di Agitated Tank

Tabel 3. 1 Neraca massa di Agitated Tank

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F1	F2	F3
NaCl	3.677,62		3.677,62
CH ₃ OH		268.038,21	268.038,21
H ₂ O	7,37	295.17	302,54
Total	3.684,99	268.333,37	
		272.018,36	272.018,36

3.2 Neraca Massa di Sel Elektrolisa



Gambar 3. 2 Neraca Massa di Sel Elektrolisa

3.2.1 Bagian Anoda

Tabel 3. 2 Neraca massa di Sel Elektrolisa bagian Anoda

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)		
	F3	F5	F6	Buffer
NaCl	3.677,62			
CH ₃ OH	268.038,2		268.038,2	
Na ⁺				1.446,76
Cl ₂		2.230,86		
H ₂ O	302,54		302,54	
Total	272.018,3	2.230,86	268.340,7	1.446,76
		272.018,3		

3.2.2 Bagian Katoda

Tabel 3. 3 Neraca massa di Sel Elektrolisa bagian Katoda

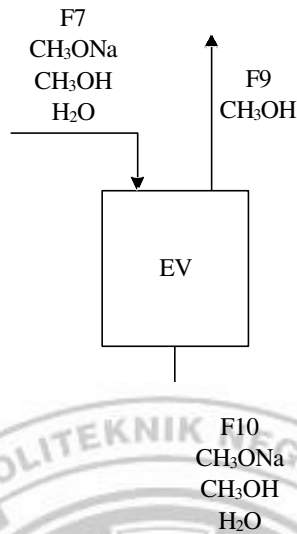
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F4	F8	Buffer
CH ₃ OH	2.016,27		
H ₂		63,56	
CH ₃ O ⁻			1.952,71
Total	2.016,27	63,56	1.952,71
		2.016,27	

3.2.3 Bagian Buffer

Tabel 3. 4 Neraca massa di Sel elektrolisa bagian Buffer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F11	Buffer	F7
Na ⁺		1.446,76	
CH ₃ O ⁻		1.952,71	
CH ₃ ONa			3.399,47
CH ₃ OH	22.953,01		22.953,01
H ₂ O	34,48		34,48
Total	22.987,49	3.399,47	26.386,96
	26.386,96		

3.3 Neraca Massa di Evaporator



Gambar 3. 3 Neraca Massa di Evaporator

Tabel 3. 5 Neraca Massa di Evaporator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Buffer	F9	F10
CH ₃ OH	22.953,01	15.908,30	7.044,71
H ₂ O	34,48	12,42	22,06
CH ₃ ONa	3.399,47	365,14	3.034,33
Total	26.386,96	16.285,86	10.101,10
		26.386,96	

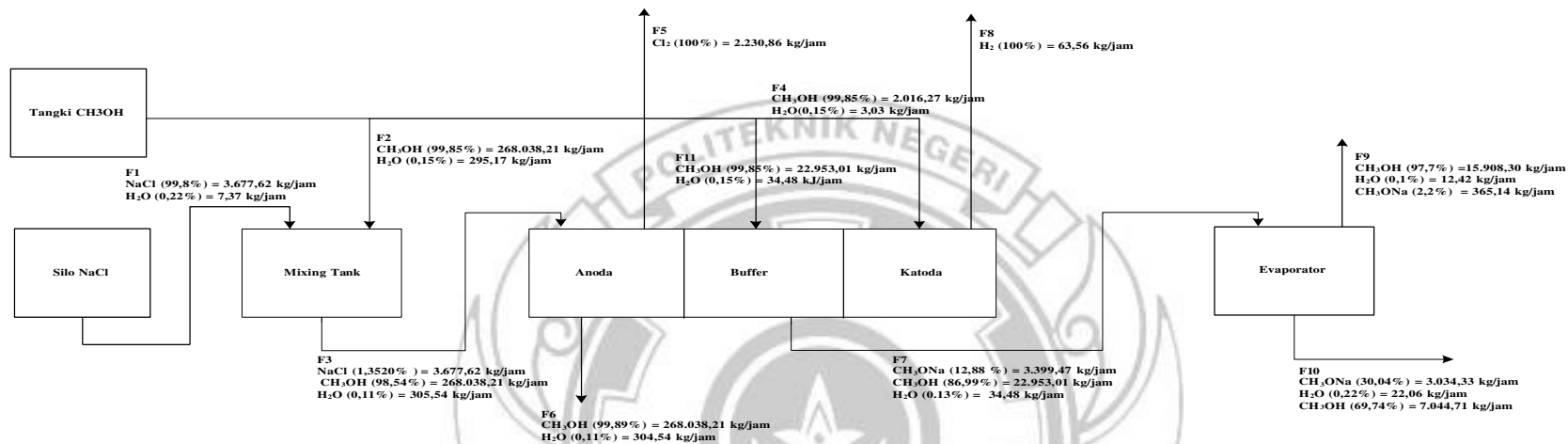
3.4 Neraca Massa Overall

Tabel 3. 6 Neraca Masaa Overall

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
1	2	3
Agitated Tank		
NaCl	3.677,62	3.677,62
CH ₃ OH	268.038,21	268.038,21
H ₂ O	302,54	302,54
Sel elektrolisa bagian Aonda		
CH ₃ OH	268.038,21	268.038,21
NaCl	3.677,62	
H ₂ O	302,54	302,54
Ion Na ⁺		1.446,76
Ion Cl ₂		2.230,86
Sel elektrolisa bagian Katoda		
CH ₃ OH	2.016,27	

1	2	3
Ion CH ₃ O ⁻		1.952,71
H ₂		63,56
Sel elektrolisa bagian Buffer		
CH ₃ OH	22.953,01	22.953,01
Ion CH ₃ O ⁻	1.952,71	
Ion Na ⁺	1.446,76	
H ₂ O	34,48	34,48
CH ₃ ONa		3.399,47
Evaporator		
CH ₃ ONa	3.399,47	3.399,47
CH ₃ OH	22.953,01	22.953,01
H ₂ O	34,48	34,48
Total	598.826,91	598.826,91





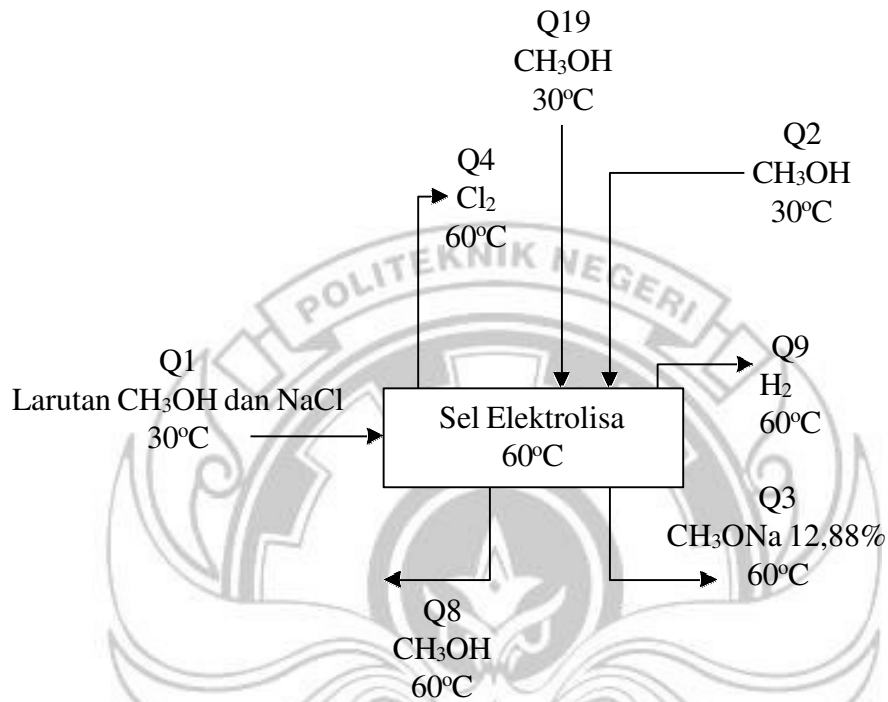
Gambar 3. 4 Aliran Kuantitatif Neraca Massa

Tabel 3. 7 Komposisi Neraca Massa

Komponen	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	Buffer
NaCl	3.677,62		3.677,62									
CH ₃ OH		268.038,21	268.038,21	2.016,27		268.038,21	22.953,01		15.908,30	7.044,71	22.953,01	
H ₂ O	7,37	295,17	302,54	3,03		302,54	34,48		12,42	22,06	34,48	
Cl ₂					2.230,86							
H ₂								63,56				
Na ⁺												1.446,76
CH ₃ O ⁻												1.952,71
OH ⁻								3,02				
CH ₃ ONa							3.399,47		365,14	3.034,33		
Total	3.684,99	268.333,37	272.018,36	2.019,30	2.230,86	268.340,74	26.386,96	66,58	16.285,86	10.101,10		3.399,47

BAB IV NERACA PANAS

4.1 Neraca Panas di Sel Elektrolisa

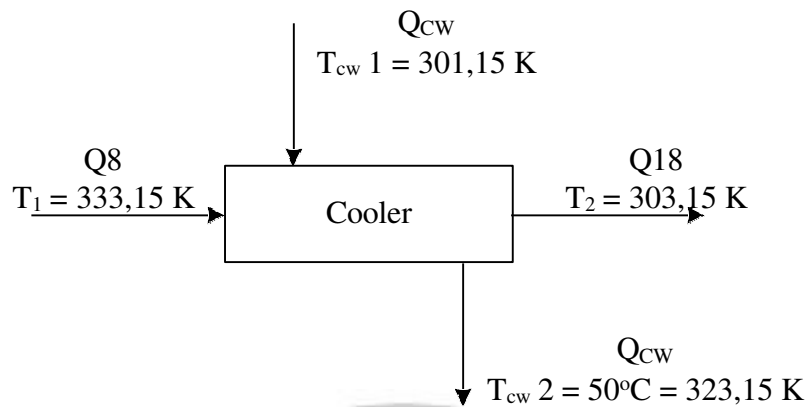


Gambar 4. 1 Neraca Panas di Sel Elektrolisa

Tabel 4. 1 Neraca Panas di Sel Elektrolisa

Komponen	Input (kJ/jam)			Output (kJ/jam)			
	Q1	Q2	Q19&Wlistrik	Q3	Q4	Q8	Q9 & ΔHr & Q loss
NaCl	15.704,10						
CH ₃ OH		25.220,7					
H ₂ O	3.352.777,77	0	287.109,56	2.045.332,72			
CH ₃ ONa	6.339,35	1.143,39	722,52	5.041,87		44.237,13	
H ₂				159,87			31.762,49
Cl ₂					44.753,13		
W Listrik			54.856.063,16				
ΔHr							29.745.075,69
Q loss							2.742.803,16
Total	58.545.080,54			58.545.080,54			

4.2 Neraca Panas di Cooler I

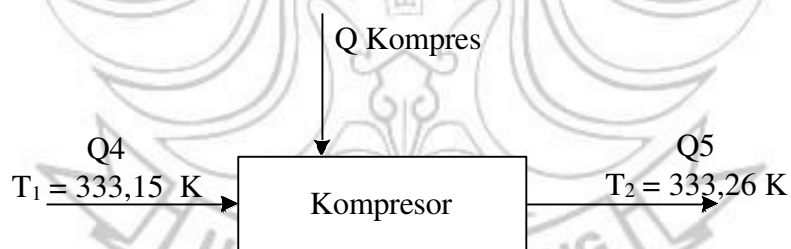


Gambar 4. 2 Panas di Cooler I

Tabel 4. 2 Panas di Cooler I

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q8	Q18
CH ₃ OH	23.884.771,09	1.144.240,88
H ₂ O	44.237,13	994.361,93
Q Cw	27.782.766,90	49.573.172,30
Total	51.711.775,12	51.711.775,12

4.3 Neraca Panas di Kompresor I

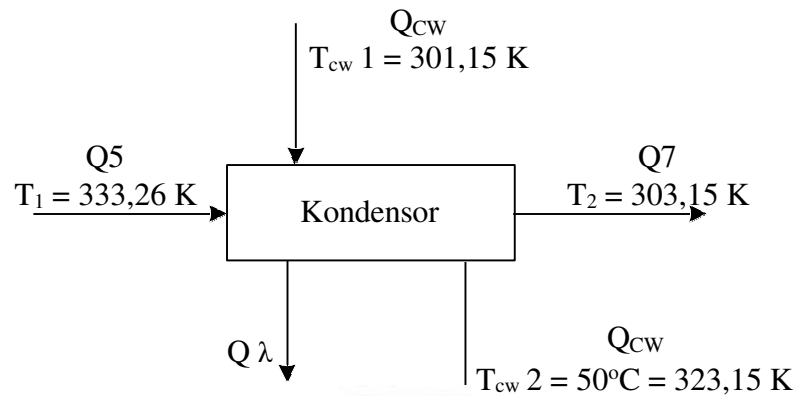


Gambar 4. 3 Neraca Panas di Kompresor I

Tabel 4. 3 Neraca Panas di Kompresor I

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q4	Q5
Klorin	3.172.997,05	3.182.843,76
Q kompresi	9.846,72	
Total	3.182.843,76	3.182.843,76

4.4 Neraca Panas di Kondensor I

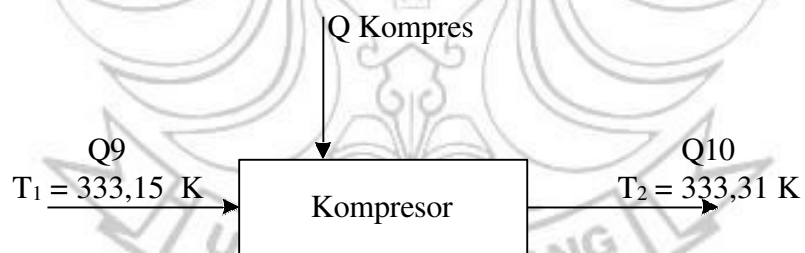


Gambar 4. 4 Neraca Panas di Kondensor I

Tabel 4. 4 Neraca Panas di Kondensor I

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q5	Q7
Klorin	44.892,01	6.262,01
Q cw	40.298,45	79.085,27
λ		-156,83
Total	85.190,46	85.190,46

4.5 Neraca Panas di Kompresor II

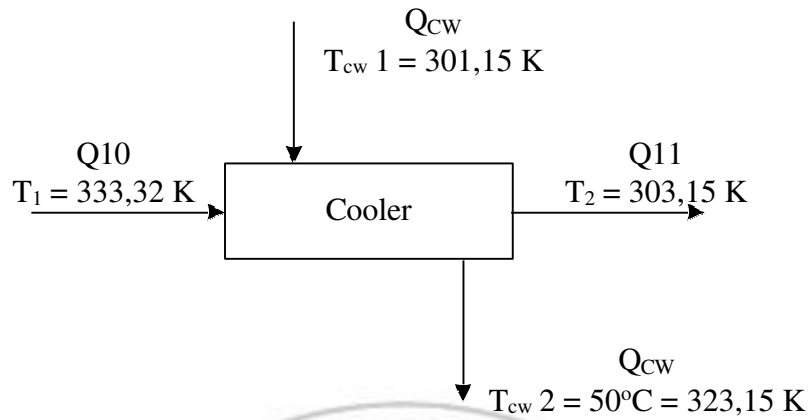


Gambar 4. 5 Neraca Panas di Kompresor II

Tabel 4. 5 Neraca Panas di Kompresor II

Keterangan	Senyawa		ΔH (kJ/jam)	ΔH total (kJ/jam)
Stage 1	In	H ₂	64.160,24	64.393,31
		Q Kompresi	233,07	
	Out	H ₂	64.393,31	64.393,31
Stage 2	In	H ₂	64.393,31	64.463,86
		Q Kompresi	70,55	
	Out	H ₂	64.463,86	64.463,86

4.6 Neraca Panas di Cooler II

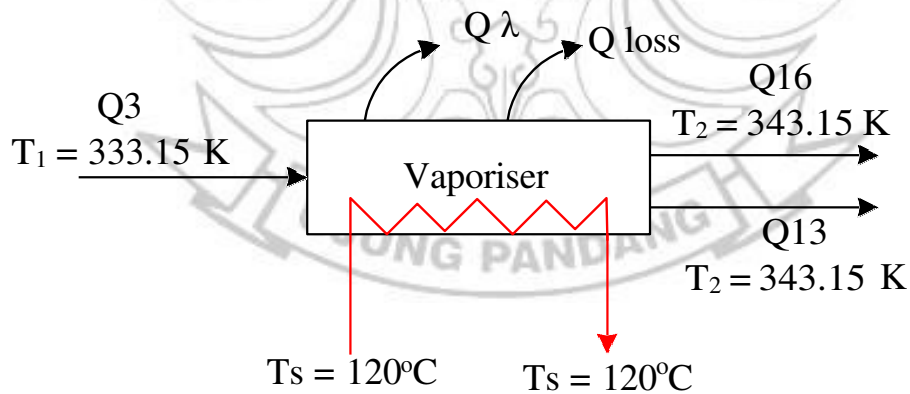


Gambar 4. 6 Neraca Panas di Cooler II

Tabel 4. 6 Neraca Panas di Cooler II

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q10	Q11
H ₂	31.912,80	4.527,15
Q Cw	34.916,71	62.302,37
Total	66.829,51	66.829,51

4.7 Neraca Panas di Evaporator

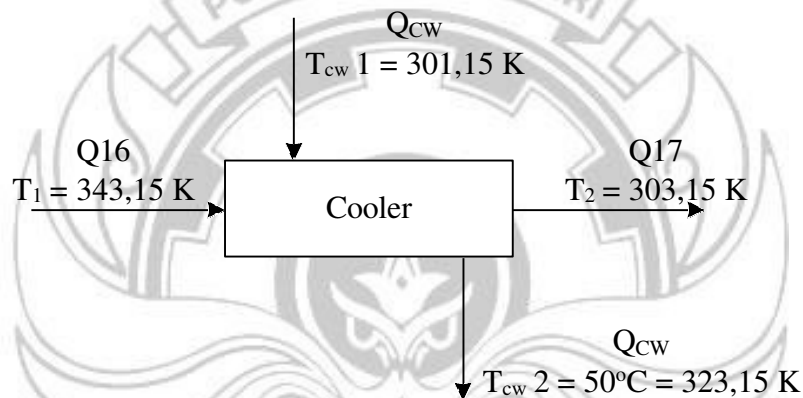


Gambar 4. 7 Panas di Evaporator

Tabel 4. 7 Neraca Panas di Evaporator

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q3	Q16	Q13
CH ₃ ONa	159,87	185,74	22,35
CH ₃ OH	2.045.332,72	812.274,13	1.038.673,08
H ₂ O	5.041,87	4.145,48	813,93
Q Steam	25.542.916,43	5.880.992,74	
Q loss		102.526,72	
Q λ		19.753.816,71	
Total	27.593.450,89	27.593.450,89	

4.8 Neraca Panas di Cooler III

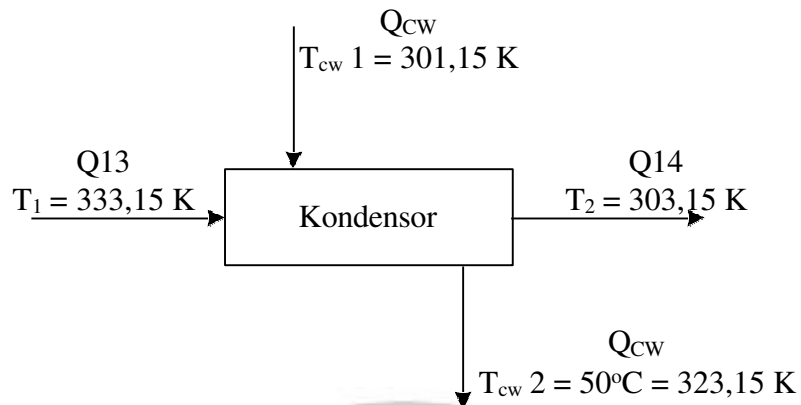


Gambar 4. 8 Neraca Panas di Cooler III

Tabel 4. 8 Neraca Panas di Cooler III

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q16	Q17
CH ₃ ONa	185,74	176,64
CH ₃ OH	26.025.263,17	2.823.342,07
H ₂ O	74.680,80	8.328,05
Q Cw	29.667.060,76	52.935.343,71
Total	55.767.190,47	55.767.190,47

4.9 Neraca Panas di Kondensor II



Gambar 4. 9 Neraca Panas di Kondensor II

Tabel 4. 9 Neraca Panas di Kondensor II

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q13	Q14
CH ₃ ONa	22,35	17,17
CH ₃ OH	1.038.673,08	98.814,03
H ₂ O	813,93	115,99
λ		-308,34
Q cw	977.538,62	1.918.409,13
Total	2.017.047,99	2.017.047,99

BAB V

SPEKIFIKASI ALAT

5.1 Tangki Penyimpanan Metanol (T-01)

Spesifikasi:

Nama alat : Tangki Penyimpanan Metanol

Kode alat : T-01

Jumlah : 6 unit

Fungsi : Menyimpan metanol sebagai bahan baku produksi

Dasar pemilihan : Cocok untuk menyimpan bahan cair (liquid) berkapasitas besar atap konis dengan dilengkapi internal floating roof dapat mencegah penguapan dan korosi dan menghemat biaya fabrikasi serta utilitas

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan alas datar dan atap berbentuk kerucut ditambah inner floating dan tutup bawah berbentuk flat.

Dimensi Alat

Tangki:

Bahan konstruksi : Stainless-Steel 316L

Diameter Tangki : 6,16 m

Tinggi Tangki : 7,13 m

Tebal shell course 1 : ½ inch

5.2 Pompa I (PU-01)

Spesifikasi:

Nama alat	: Pompa 1
Kode alat	: PU-01
Jumlah	: 1 unit
Fungsi	: Memompa Metanol dari tangki penyimpanan metanol ke mixer
Dasar Pemilihan	: Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas $<0,2 \text{ Pa.s}$
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>

Dimensi Alat

Kapasitas	: $268.333,37 \text{ m}^3/\text{jam}$
Laju volumetrik	: $342,63 \text{ m}^3/\text{jam}$
Ukuran Pipa	: 4 in
Efisiensi pompa	: 70%
Efisiensi motor	: 80%
Power motor	: 0,1 Hp
Utilitas	: Listrik

5.3 Silo Penyimpanan NaCl (SL-01)

Spesifikasi:

Nama Alat	: Silo penyimpanan NaCl
Kode Alat	: SL-01
Jumlah	: 1 unit

Fungsi : Menyimpan NaCl sebagai bahan produksi

Dasar Pemilihan : Dapat menyimpan bahan padat (solid) dengan kapasitas besar.

Alas konis dapat mempermudah padatan keluar dari tangki. Atap flat cocok untuk tangki yang menyimpan bahan yang tidak mudah menguap dan memiliki tekanan internal rendah.

Stainless-steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik.

Tipe : Tangki silinder vertikal (*deep bins/silo*) dengan atap flat alas konis.

Dimensi alat:

Bahan konstruksi : Stainless-steel 316L

Diameter tangki : 1,3411 m

Tinggi tangki : 2,6868 m

Diameter nozzle : 8 in

Tebal shell : 3/16 in

Tebal konis : 7/16 in

Tebal head : 1/4 in

5.4 Belt Conveyor I (BE-01)

Spesifikasi:

Nama alat : Belt Conveyor

Kode alat : BI-01

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Memindahkan NaCl dari silo menuju ke bucket elevator untuk

dimasukkan ke dalam Mixer (AG-01).

Dasar Pemilihan : Belt conveyor mampu membawa berbagai produk dalam kapasitas besar dan kecil dengan kecepatan yang dapat disesuaikan dengan kebutuhan. Paling umum digunakan sebagai pengangkut bahan kimia termasuk grain & powder.

Tipe : *Closed belt conveyor* dengan kemiringan 0°

Dimensi alat

Bahan Konstruksi : Rubber belt – carbon steel

Panjang Belt : 9,75 m

Lebar Belt : 0,35 m

Kecepatan belt : 34,547 m/menit

Power : 0,186 Hp

5.5 Bucket Elevator I (BU-01)

Fungsi : Mengangkut garam dari conveyor menuju tangki agitasi

Perhitungan dimensi bucket elevator:

Kapasitas : 12,0065 m³/jam

Tinggi elevasi : 13,7647 ft

Power : kapasitas x 2 x (L/1000)

: 12,0065 x 2 x (13,7647/1000)

Power : 0,3305318 Hp

: 1/3 Hp

Berdasarkan Peter dan Timmerhaus ed 4 th didapatkan efisiensi motor sebesar 80%.

P aktual : Power / efisiensi

: 0,3305318 / 80%

: 0,4131647 Hp

: ½ Hp

Berdasarkan Perry (1997), bucket elevator yang dipilih memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Ukuran bucket : 6 x 4 x 4 ¼ in

Kecepatan bucket : 68,6 meter/menit

Bucket spacing : 12 in

Lebar belt : 7 in

Spesifikasi:

Nama Alat : Bucket elevator

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Mengangkut NaCl dari conveyor menuju mixer (AG-01)

Dasar Pemilihan : Konstruksi dan pengoprasian yang mudah dan murah menghemat ruang dan cocok untuk partikel kering.

Tipe : *Centrifugal discharge bucket on belt*

Dimensi Alat

Ukuran Bucket : 6 x 4 x 4 ¼ in

Kecepatan Bucket : 68,6 meter/menit

Bucket Spacing : 12 in

Lebar Belt : 7 in

Power : ½ Hp

5.6 Tangki Agitasi (AG-01)

Spesifikasi:

Nama Alat : Agitated Tank/Mixer

Kode Alat : AG-01

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Membuat larutan NaCl dalam metanol yang homogen

Dasar Pemilihan : Alas konis dapat mengeluarkan pengotor NaCl dalam bentuk padatan dengan mudah. *Torispherical head* cocok untuk tangki dengan tekanan internal 15-200 psig. *Four-blade paddle impeller* cocok untuk pengadukan dengan kecepatan rendah. Stainless-

steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik.

Tipe : Tangki silinder vertikal berpengaduk dengan alas konis dan tutup torispherical.

Pengaduk

Tipe : four-blade paddle impeller

Bahan Konstruksi : Stainless-steel 316L

Kecepatan : 509,714 rpm

Diameter agitator : 32,33 in

Lebar agitator : 8,083 in

Motor : 5928,885 kW

Jumlah baffle : 4

Tangki

Bahan konstruksi : Stainless-steel 316L

Diameter tangki : 3,496226704 m

Tinggi tangki : 5,244340056 m

Tebal shell : 2 ½ in

Tebal head : 2 ½ in

Tebal konis : 5/8 in

Diameter nozzle : 8 in

5.7 Pompa II (PU-02)

Nama alat : Pompa II

Kode alat	: P-02
Jumlah	: 1 unit
Fungsi	: Memompa hasil dari mixer menuju reactor sel elektrolisis
Dasar Pemilihan	: Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas < 0,2 Pa.s.
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi	
Kapasitas	: 26,386.96 m ³ /jam
Laju volumetrik	: 12,93 m ³ /jam
Ukuran Pipa	: 4 in
Efisiensi pompa	: 70%
Efisiensi motor	: 80%
Power motor	: 0,1 Hp
Utilitas	: Listrik

5.8 Reaktor Sel Elektrolisis (RE-01)

Fungsi : Memisahkan Na⁺ dan CH₃O⁻ dari NaCl dan CH₃OH serta sebagai tempat bereaksinya Na⁺ dan CH₃O⁻ menjadi produk CH₃ONa.

Type : Sel elektrolisa tiga kompartemen dengan pemisah membran anionik dan kationik

Reaktor:

Panjang : 2,42541 m

Lebar : 1,29759 m

Tinggi : 1,73417 m

Sel Electrolyzer : (Katoda dan Anoda)

- Tebal Sel : 0,13004 m

- Spasi Sel : 0,02601 m

Jumlah Sel : 10 buah

Kebutuhan Listrik : 8269,131 kWh

Bahan Konstruksi : Carbon Steel

Jumlah : 2 bush

5.9 Cooler I (C-01)

Spesifikasi:

Fungsi : Mendinginkan keluaran reaktor

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

A : 32555,2060 ft²

OD : 1 1/2 in

BWG : 18

ID : 1,400 in

Suface : 0,3925 ft²/ft

a't : 1,54 in²
Panjang : 1000 ft
Pitch : 1,8750 in, triangular
Pass : 2
C' : 38% (baffle cut)

5.10 Pompa III (PU-03)

Nama alat : Pompa III
Kode alat : PU-03
Jumlah : 1 unit
Fungsi : Memompa hasil dari reaktor kembali menuju mixer
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas <0,2 Pa.s.
Tipe : *Centrifugal pump*

Spesifikasi

Kapasitas : 268,340.74 m³/jam
Laju volumetrik : 10,02 m³/jam
Ukuran Pipa : 4 in
Efisiensi pompa : 70%
Efisiensi motor : 80%
Power motor : 0,1 Hp
Utilitas : Listrik

5.11 Pompa IV (PU-04)

Nama alat : Pompa IV
Kode alat : PU-04

Jumlah : 1 unit
Fungsi : Memompa hasil dari reaktor menuju evaporator
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas $<0,2$ Pa.s.
Tipe : *Centrifugal pump*

Spesifikasi

Kapasitas : 272,018.36 m³/jam
Laju volumetrik : 10,30 m³/jam
Ukuran Pipa : 2 in
Efisiensi pompa : 70%
Efisiensi motor : 80%
Power motor : 0,1 Hp
Utilitas : Listrik

5.12 Evaporator (EV-01)

Spesifikasi:

Fungsi : Meningkatkan konsentrasi *sodium methylate*
Jenis : *Short Tube Vertical Evaporator* tipe Clandaria
Bahan : *Carbon steel, SA-283 grade C*
Jumlah : 1 unit
Volume tangki : 39,1448 m³
Diameter tangki : 3,2154 m
Tinggi tangki : 5,0911 m
Tinggi Silinder : 4,2872 m
Tinggi Head : 0,5127 m

5.13 Pompa V (PU-5)

Nama alat : Pompa V
Kode alat : PU-05
Jumlah : 1 unit
Fungsi : Memompa hasil dari evaporator menuju tangki penyimpanan *sodium methylate*

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas $<0,2$ Pa.s.

Tipe : *Centrifugal pump*

Spesifikasi

Kapasitas : 10.101,10 m³/jam

Laju volumetrik : 17,34 m³/jam

Ukuran Pipa : 2 1/2 in

Efisiensi pompa : 70%

Efisiensi motor : 80%

Power motor : 0,1 Hp

Utilitas : Listrik

5.14 Cooler II (CO-02)

Spesifikasi:

Fungsi : Mendinginkan Hidrogen

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

A : 40,9146 ft²

OD : 1 1/2 in

BWG : 18

ID : 1,400 in
Surface : 0,3925 ft²/ft
a't : 1,54 in²
panjang : 1.000 ft
Pitch : 1,8750 in, triangular
Pass : 2
C' : 38% (baffle cut)

5.15 Tangki Penyimpanan Produk *Sodium methylate* (T-04)

Spesifikasi:

Nama alat : Tangki Penyimpanan *Sodium methylate*
Kode alat : T-04
Jumlah : 1 unit
Fungsi : Menyimpan produk hasil reaksi *sodium methylate* 30 %
Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan liquid dalam jumlah besar.
Stainless-steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik. Atap konis dengan yang dilengkapi dengan internal floating roof dapat mencegah penguapan dan korosi dan menghemat biaya fabrikasi serta utilitas.
Dimensi Alat : Tangki silinder vertikal dengan atap konis yang dilengkapi dengan internal floating roof
Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan liquid dalam jumlah besar.
Tangki:
Bahan konstruksi : Stainless-Steel 316L
Diameter Tangki : 3,048 m

Tinggi Tangki : 1,82 m

5.16 Kondensor I (CD-01)

Spesifikasi:

Nama alat : Kondensor

Fungsi : Untuk mengembunkan dan mendinginkan produk yang keluar Klorin

Jenis : *Horizontal Shell and tube condensor*

Bahan : Carbon Steel SA-334 Grade C dan Carbon Steel SA- 283

Luas Transfer Panas : 2,0022 ft²

Tube Side

OD : 1 1/2 in

BWG 18

ID : 1,4 in

Panjang : 1000 ft

Passes : 1

Shell Side

Pitch : 1,8750 in

Pass : 1

Baffle space : 19,5000 n

Jumlah : 1 buah

5.17 Pompa VI (PU-06)

Nama alat : Pompa VI

Kode alat : PU-06

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Memompa hasil dari kondensor menuju tangki penampungan

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas $<0,2$ Pa.s.

Tipe : *Centrifugal pump*

Spesifikasi

Kapasitas : 16.285,86 kg/jam

Laju volumetrik : 10,47 m³/jam

Ukuran Pipa : 2 in

Efisiensi pompa : 70%

Efisiensi motor : 80%

Power motor : 0,1 Hp

Utilitas : Listrik

5.18 Tangki Penampungan (TP-01)

Spesifikasi:

Nama alat : Menyimpan hasil penguapan dari kondensor

Kode alat : TP-01

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Menyimpan produk hasil reaksi *sodium methylate* 30 %

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan liquid dalam jumlah besar.

Stainless-steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik. Atap konis dengan yang dilengkapi dengan internal floating roof dapat mencegah penguapan dan korosi dan menghemat biaya fabrikasi serta utilitas.

Dimensi Alat : Tangki silinder vertikal dengan atap konis
yang dilengkapi dengan internal floating roof

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan liquid dalam jumlah besar.

Tangki

Bahan konstruksi : Stainless-Steel 316 L

Diameter Tangki : 3,048 m

Tinggi Tangki : 1,82 m

5.19 Kompresor I (CR-01)

Spesifikasi :

Fungsi : Menaikkan Tekanan gas klorin dari 1 atm ke 8 atm

Kode : CR-01

Tipe : *Centrifugal Compressor*

Jumlah alat : 1

T_{in} : 60 °C

T_{out} : 60,11°C

P_{in} : 1 atm = 2.116,22 lb/ft²

P_{out} : 8 atm = 16.929,76 lb/ft²

Laju alir : 3,56 m³/jam

Jumlah Stage : 1

P_w : 0,3 HP

5.20 Cooler III (CO-03)

Spesifikasi:

Fungsi : Mendinginkan keluaran evaporator liquid

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*
A : 19.882,0136 ft²
OD : 1 1/2 in
BWG : 18
ID : 1,400 in
Surface : 0,3925 ft²/ft
a't : 1,54 in²
panjang : 1000 ft
Pitch : 1,8750 in, triangular
Pass : 2
C' : 38% (baffle cut)

5.21 Tangki Penyimpanan Hidrogen (T-03)

Spesifikasi

Nama alat : Tangki Penyimpanan hidrogen
Kode alat : T-03
Jumlah : 1 unit
Fungsi : Menyimpan gas hydrogen sebagai produk samping reaksi
Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan gas dengan tekanan tinggi
Tipe : Tangki Bola

Tangki

Bahan konstruksi : Stainless-Steel 316L
Diameter Tangki : 0,9144 m
Tinggi Tangki : 4,62 m

5.22 Kompresor II (CR-02)

Spesifikasi:

Nama alat	: Kompresor
Fungsi	: Menaikkan Tekanan H ₂ dari 1 ke 15 atm
Kode	: CR-02
Tipe	: <i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah alat	1
T _{in}	: 60°C
T _{out}	: 60,17°C
P _{in}	: 1 atm = 2.116,22 lb/ft ²
P _{out}	: 15 atm = 31.743,3 lb/ft ²
Laju alir	: 387,56 m ³ /jam
Jumlah Stage	2
P _w	: 0,4 Hp

5.23 Kondensor I (CD-01)

Spesifikasi:

Nama alat	: Kondensor
Fungsi	: Mengembunkan dan mendinginkan produk keluar dari evaporate
Jenis	: <i>Horizontal Shell and tube condensor</i>
Bahan	: Carbon Steel SA-334 Grade C dan Carbon Steel SA- 283
Luas Transfer Panas	: 268,6517 ft ²

Tube Side

OD : 1 1/2 in
BWG : 18
ID : 1,4 in
Panjang : 1.000 ft
Passes : 1

Shell Side

Pitch : 1,8750 in
Pass : 1
Baffle space : 19,5000 n
Jumlah : 1 buah

5.24 Pompa VII (PU-7)

Nama alat : Pompa 7
Kode alat : P-U7
Jumlah : 1 unit
Fungsi : Memompa hasil dari kondensor menuju tangki klorin
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas <0,2 Pa.s.
Tipe : *Centrifugal pump*

Spesifikasi

Kapasitas : 2.230,86 m³/jam
Laju volumetrik : 49.42 m³/jam
Ukuran Pipa : 8 in
Efisiensi pompa : 70%
Efisiensi motor : 80%

Power motor : 0,1 Hp

Utilitas : Listrik

5.25 Tangki Penyimpanan Klorin (T-02)

Spesifikasi:

Nama alat : Tangki Penyimpanan Klorin

Kode alat : T-02

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Menyimpan gas hydrogen sebagai produk samping reaksi

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan gas dengan tekanan tinggi

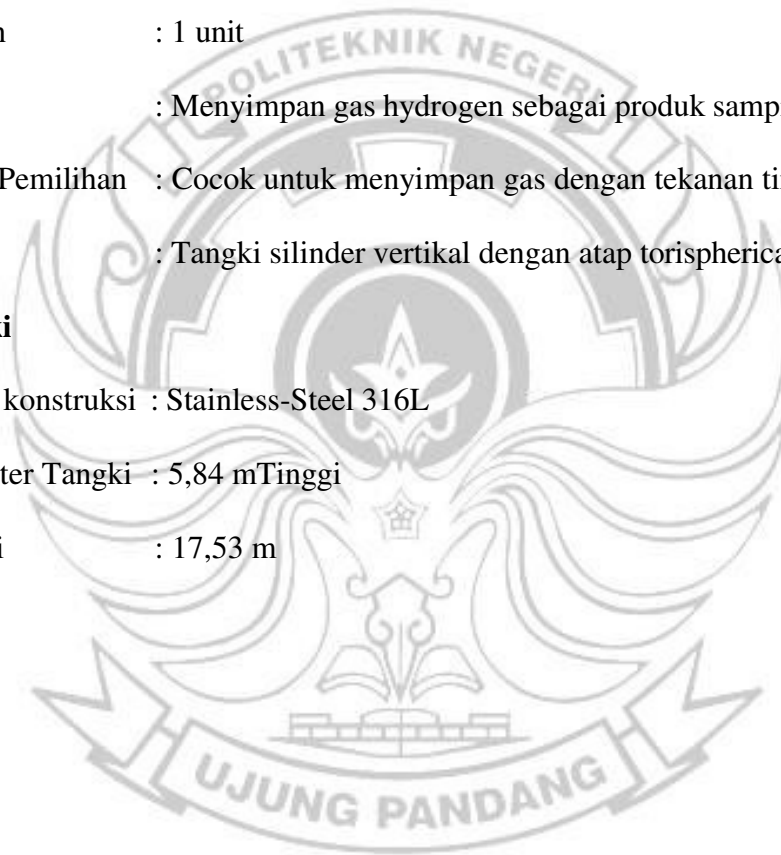
Tipe : Tangki silinder vertikal dengan atap torispherical

Tangki

Bahan konstruksi : Stainless-Steel 316L

Diameter Tangki : 5,84 mTinggi

Tangki : 17,53 m



BAB VI

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sarana penunjang proses yang diperlukan dalam suatu pabrik agar dapat berjalan dengan baik. Umumnya utilitas dalam pabrik meliputi air dan listrik. Utilitas memiliki peran penting dalam suatu pabrik, dengan mensuplai segala kebutuhan penunjang pabrik dapat menjalankan proses dari awal sampai menjadi produk akhir. Penyediaan utilitas dapat diproduksi secara langsung dalam pabrik atau secara tidak langsung yang diperoleh dari pembelian ke perusahaan yang menjualnya.

Unit utilitas di pabrik *sodium methyate* meliputi antara lain:

1. Unit Pengolahan dan Penyediaan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Uap (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

6.1 Unit pengolahan dan Penyediaan Air (*Water Treatment System*)

6.1.1 Unit Pengolahan Air

Air umpan *cooling water* dan kondensor yang digunakan pada proses produksi *sodium methyate* menggunakan air yang telah didemineralisasi sehingga bebas mineral dan kontaminan yang dapat menimbulkan kerak dan korosi. Tahapan pengolahan air secara umum yaitu:

a) Penampungan (Reservoir)

Air sungai ditampung dan terjadi pengendapan kotoran yang masih ikut setelah melewati beberapa proses awal. Pengendapan dilakukan dengan memanfaatkan gaya gravitasi.

b) Koagulasi

Air dari reservoir akan melewati proses koagulasi. Proses ini akan terjadi penggumpalan, dengan penambahan koagulan. Koagulan yang umum digunakan yaitu Aluminium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$) atau tawas. Penambahan kapur juga dilakukan pada air yang bertujuan untuk memaksimalkan proses flokulasi. Kapur sebagai komponen yang berfungsi memberikan sifat alkalis ke dalam air untuk menghilangkan kesadahan karbonat didalam air. Sifat basa dapat mempermudah terjadinya penggumpalan. Tujuan proses flokulasi untuk mengendapkan impuritas yang terdispersi koloid dalam air penggumpalan menggunakan koagulan.

c) Penyaringan (*Sand Filter*)

Air yang telah melewati tahap koagulasi akan dilanjutkan ke tahap penyaringan menggunakan sand filter yang diregenerasi secara berkala dengan mencuci aliran balik dengan aliran filtrasi agar kotoran terlepas dari permukaan filter untuk memperluas bidang penyaringan. Hasil saringan dikirim ke bak pembuangan untuk membersihkan sistem dari benda padat yang masih terbawa. Mengatur pH air dilakukan dengan menginjeksikan larutan NaOH melalui pipa dari sand filter. Injeksi klorin diberi juga ke air untuk mencegah pertumbuhan mikroorganisme.

d) Demineralisasi

Demineralisasi berfungsi menghilangkan mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , Cl^- , HCO_3^- dan SO_4^{2-} . Tahap demineralisasi yaitu:

1. Carbon Filter

Air dari filtered water tank dipompakan dengan demineralizer feed pump menuju activated carbon filter yang berfungsi untuk menghilangkan gas klorin, warna, bau dan zat-zat organik lainnya.

2. Cation Exchanger

Air dari carbon filter diumpakan ke dalam cation exchanger untuk menghilangkan kation-kation mineralnya. Cation exchanger merupakan suatu silinder baja tegak yang berisi resin R-H, yaitu polimer dengan rantai karbon R yang mengikat ion H.

3. Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk menghilangkan anion-anion mineralnya. Seperti pada cation exchanger ini juga berupa tiga buah bejana tekan yang berisi resin. Resin yang terdapat pada anion exchanger dapat dituliskan dengan simbol R-OH.

e) Deaerasi

Air keluaran dari proses demineralisasi akan di proses lagi sebelum ditampung dalam tangka penyimpanan sementara. Proses ini berfungsi menghilangkan gas terutama O_2 yang berpotensi korosi pada alat. Proses dilakukan secara mekanis dan kimiawi. Proses mekanis dilakukan dengan

mengontakkan air umpam boiler dengan uap pada kondisi tekanan yang rendah, suhu air akan naik yang mengakibatkan berkurangnya kandungan gas yang terlarut dalam air dan terlepas ke atmosfer. Proses kimiawidilakukan dengan cara menambahkan senyawa kimia hidrazin (N_2H_4).

6.1.2 Unit Penyediaan Air

1. Air Pendingin

Air pendingin digunakan pada cooler dan kondensor. Air tersebut di treatment agar tidak terjadi fouling (pengotor) pada alat penukar panas. Pengolahan dilakukan secara fisis dan kimia yang sebelumnya melalui proses ion exchanger. Sistem pendingin terdapat system yang dilalui aliran pendingin, yang bertujuan mengatasi terjadinya overheating (panas yang berlebihan) sehingga mesin dapat bekerja secara stabil. Pendingin yang digunakan dalam system pendingin adalah air pendingin. Air pendingin adalah air limbah yang berasal dari aliran air yang bdigunakan untuk penghilang panas dan tidak berkontak langsung dengan bahan baku, produk antara dan produk akhir (KEP-49/MENLH/11/2010). Syarat air pendingin yaitu:

Tabel 6. 1 Syarat Air Pendingin

No	Syarat	Kebutuhan
1	pH	6 – 8
2	Kesadahan $CaCO_3$	<500 ppm
3	Alkalinitas $CaCO_3$	<500 ppm
4	Silika	<150 ppm
5	TDS (<i>total dissolved solid</i>)	<2.000 ppm
6	Ion asam dan basa	

Sistem air pendingin dibagi dua yaitu, resirkulasi tertutup (semua air didaur ulang) dan resirkulasi terbuka (semua air langsung dibuang). Total dissolve solid akibat menguapnya air saat didinginkan di cooling tower. Total dissolve yang tinggi akan menimbulkan terbentuknya kerak, maka diperlukan sistem blowdown dan pemberian make-up water. Sedangkan pada sistem resirkulasi terbuka, air yang digunakan langsung dibuang. Pabrik *sodium methylate* ini menggunakan sistem resirkulasi terbuka. Keuntungan sistem ini yaitu biaya operasinya lebih rendah dan peralatan yang digunakan lebih sedikit.

Tabel 6. 2 Kualitas Air Pendingin Sistem Resirkulasi Terbuka

Parameter	Nilai
Turbinitas (NTU)	<10
Konduktivitas (mhos/cm)	<1.000
pH	6,5 – 7,5
<i>suspended solid</i>	<10
Total <i>hardness</i> (ppm CaCO ₃)	<100
Total iron (ppm)	<1,0
<i>Residual</i> klorin (ppm)	0,5 – 1,0
<i>Silica</i> (ppm)	<150
Total kromate (ppm)	1,5 - 2,5

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan air pendingin:

- Kesadahan dan silika yang dapat menyebabkan kerak
- Besi dan oksigen terlarut yang dapat menimbulkan korosi
- TDS, lumut yang dapat menyebabkan pengotor.

Air yang digunakan untuk pendingin adalah air PDAM dengan melibatkan beberapa pertimbangan biaya, tidak memerlukan investasi awal

untuk peralatan pengolahan serta menyediakan kualitas air yang terjamin, mengolah air sendiri membutuhkan biaya awal yang signifikan untuk system pemurnian dan pemeliharaan, selain itu jika volume penggunaan tinggi biaya bulanan dari PDAM bisa lebih murah dibandingkan dengan pengeluaran air sendiri.

2. Air Umpan Boiler

Boiler feed water merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan steam untuk kelangsungan proses. Proses yang terjadi yaitu uap yang dihasilkan yaitu uap murni dalam fasa uap (H_2O) Dimana ion-ion yang terkandung dalam air boilernya tidak ikut menguap sehingga konsentrasi ion-ion yang berada dalam fasa cairnya (air boiler) semakin lama semakin tinggi yang menyebabkan terjadinya pergerakan pada pipa-pipa boiler. Pada prancangan pabrik ini digunakan steam sebagai pemanas pada alat penukar panas untuk memenuhi kebutuhan panas. Output dari boiler ini adalah saturated steam yang nantinya akan dijadikan sebagai pemanas pada evaporator. Air dipanaskan pada suhu $100^{\circ}C$ untuk menghasilkan steam. Beberapa hal yang perlu diperhatikan agar tidak terjadi kerusakan boiler:

- Kandungan yang dapat menyebabkan pembentukan *scalling* (kerak)
- Kandungan yang dapat menyebabkan pembentukan *fouling* (pengotor)
- Kandungan korositas.

Tabel 6. 3 Kualitas Air Umpan Boiler

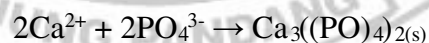
Tekanan Boiler (psig)	Padatan Total (ppm)	Alkalinitas (ppm)	Padatan Tersuspensi (ppm)	Silika (ppm)
451-600	2.500	500	150	50
601-750	2.000	400	100	35
751-900	1.500	300	60	21

Pada sistem boiler dilakukan pengendalian ion-ion dalam air dengan membuang sebagian dari air boiler secara kontinyu disebut *blowdown*, tujuannya agar ion-ion yang ada dalam air boiler tidak melebihi batasan-batasan yang ditentukan.

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

a. Zat yang menyebabkan *scalling* (kerak)

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam karbonat dan silika, untuk mncegah kerak akibat kesadahan yang masih tersisa ditambahn phospat. Reaksi yang terjadi:



Endapan yang terbentuk tidak menempel pada tube boiler (bersifat ringan) sehingga endapan yang terbentuk dalam disperse suspense dalam air dapat mudah dikeluarkan lewat blowdown dari boiler. Polimer juga perlu ditambahkan untuk mengontrol pengendapan dengan cara menghambat pertumbuhan kristal agar tetap berukuran kecil dan

mencegah terjadinya gumpalan. Polimer yang dapat digunakan yaitu lignin tannin atau polielektrolit.

b. Zat yang menyebabkan foaming

Foaming adalah peristiwa pembentukan gelembung-gelembung diatas permukaan air dalam drum boiler. Penyebab timbulnya gelembung adalah adanya kontaminasi oleh zat organik atau zat-zat kimia yang ada dalam boiler tidak terkontrol dengan baik. Pencegahan terjadinya foam dapat dilakukan dengan blowdown selain itu juga bisa dicegah dengan penambahan anti foam, antifoam dapat menggunakan polyamida atau poliglikol.

Tabel 6. 4 Persyaratan Air Umpan Boiler

Parameter	Satuan	Pengendalian Batas
Total Hardness	Ppm as CaCO ₃	<0,5
pH	Value unit	8,5 - 9,5
Dissolved Oxygen	Ppm	0,01
Silica	Ppm as SiO ₂	0,5

3. Air Sanitasi dan Konsumsi Umum

Air sanitasi dan konsumsi umum harus memenuhi standar yang berlaku baik standar fisik dan standar kimia. Air fisik meliputi suhu air yang sama dengan lingkungan, warna bening, jernih dan tidak memiliki rasa dan bau, untuk standar kimia yaitu tidak mengandung zat beracun baik zat organik maupun anorganik.

4. Air Pemadam Kebakaran

Air pemadam kebakaran disediakan setelah air sungai melewati proses ion exchanger. Penyaluran air hydrant dilakukan melalui pipa hydrant yang tersambung melalui saluran yang melintasi seluruh lokasi pabrik.

6.1.3 Kebutuhan Air

Penyediaan air pada prarancangan pabrik *sodium methylate* ini diperkirakan sebagai berikut:

1. Kebutuhan air pendingin

Air pendingin digunakan untuk mendinginkan, menjaga suhu cooler dan kondensor. Kebutuhan air pendingin sebagai berikut:

Tabel 6. 5 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	Kondensor I (CD-01)	315,42
2	Kondensor II (CD-02)	44.476,87
3	Kompresor I (CR-01)	1.807,42
4	Kompresor II (CR-02)	.291,80
5	Cooler I (CO-01)	231.120,72
6	Cooler II (CO-02)	1289,51
Total		279.301,74

2. Kebutuhan Air Domestik

Berikut jumlah kebutuhan air sanitasi yang dibutuhkan:

a. Air untuk karyawan kantor

Kebutuhan air untuk karyawan sebesar 15 L/orang/hari (Linsley, 1974).

Jumlah karyawan sebanyak 110 orang sehingga:

Air yang diperlukan sebanyak = 110×15 L/orang/hari

$$\begin{aligned}\text{Air yang diperlukan sebanyak} &= 1650 \text{ L/hari} \\ &= 1,65 \text{ m}^3/\text{hari}.\end{aligned}$$

- b. Air untuk tamu, pekerja lepas, kontraktor diasumsikan sebanyak 50 orang. Sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Air yang diperlukan sebanyak} &= 50 \times 15 \text{ L/hari} \\ &= 750 \text{ L/hari} \\ &= 0,75 \text{ m}^3/\text{hari}.\end{aligned}$$

- c. Air untuk laboratorium diperkirakan sebanyak 2,5 m³/hari.

- d. Air untuk pembersihan dan lain-lain sebanyak 10 m³/hari

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air sanita sebanyak} &= 1,65 + 0,75 + 2,5 + 10 \\ &= 14,87 \text{ m}^3/\text{hari}.\end{aligned}$$

3. Air Hydrant

Berdasarkan SNI 03-6570-2001 tangki penyimpanan air hydrant mempunyai kapasitas penyimpanan yang efektif yang mampu memasok air pada laju nominal standar 18,925 L/menit dengan waktu tidak kurang dari 30 menit.

Maka volume tangka penyimpanan minimum adalah:

$$\begin{aligned}V &= Q \times t \\ &= 18,925 \text{ L/menit} \times 30 \text{ menit} \\ &= 567.750 \text{ L} \\ &= 567,75 \text{ m}^3\end{aligned}$$

6.2 Unit Pembangkit Uap (Steam Generation System)

Proses pabrik untuk menghasilkan uap air yang digunakan adalah boiler. Pemilihan boiler ditentukan oleh kapasitas dan tekanan uap yang di yang disuplai dari unit pengolahan air. Kebutuhan steam yaitu total sebesar 9.104,52 kg/jam, untuk menjaga ketersediaan steam maka 20% ditambahkan untuk faktor kehilangan pada steam, sehingga jumlah steam total yang dibutuhkan adalah sebesar 24.618,119 kg/jam. Jenis boiler yang digunakan adalah *water tube boiler* (air didalam *tube* dan api didalam *shell*). *Water tube boiler* digunakan karena memiliki efisiensi tinggi dan memiliki kapasitas besar. *Water tube boiler* memiliki kapasitas lebih dari 125.000 lbs/jam (Maswiy,2004).

6.2.1 Spesifikasi Boiler

$$Q = 26.658,74 \text{ kg/jam}$$

Berdasarkan Tabel 11 Kern direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi:

$$\text{NPS} = 4 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in}$$

$$\text{BHP} = 819 \text{ HP}$$

6.2.2 Perhitungan Bahan Bakar untuk Boiler

Bahan bakar yang digunakan adalah *flue oil* 33° API. Berdasarkan Perry's 7^{ed.}, F27-3 dan 27-9 diketahui:

$$\text{Heating value, } H_v = 132.000 \text{ btu/lb} = 307.032 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Densitas } flue \text{ oil} = 893,33 \text{ kg/m}^3$$

$$W_f = \frac{W_b \times (H_g - H_f)}{\eta \times H_v}$$

$$W_f = \frac{26.658,74 \times (2.782,18 - 789,638)}{0,85 \times 307.032}$$

$$W_f = 203,54 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate volumetric (Q)} = \frac{W_f}{\rho}$$

$$= \frac{203,54 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{893,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,229 \text{ m}^3/\text{jam} = 229 \text{ L/jam}$$

Kebutuhan Setiap Bulan:

$$701,39 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari/bulan} = 504.998,12 \text{ m}^3/\text{jam}.$$

6.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit pembangkit Listrik berfungsi untuk mengkonversi tenaga Listrik mekanik untuk menggerakkan peralatan proses. Sumber listrik berasal dari PT.PLN sedangkan sebagai antisipasi adanya gangguan listrik oleh PLN dimana proses produksi yang terjadi di pabrik berlangsung secara kontinyu maka diadakan generator sebagai sumber listrik cadangan. Generator yang dipilih yaitu generator bolak balik (AC) berjenis 3 fase dengan pertimbangan tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar dan tegangan yang dapat dinaikkan atau diturunkan dengan trafo sesuai kebutuhan, tegangan Listrik stabil, fleksibel untuk memilih voltase antara 380 V dan 220 V, kemampuan daya kerja yang besar, menekan biaya dan efesiensi alat apabila terjadi kerusakan salah satu trafo sehingga proses masih dapat terus berlanjut, lebih awet, motor 3 fase yang harganya relatif murah dan sederhana.

6.3.1 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Tabel 6. 6 Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Nama Alat	Daya (HP)	Daya Standar (HP)
Pompa I	3	3
Pompa II	0,007	1
Pompa III	0,07	1
Pompa IV	0,07	1
Pompa V	0,004	1
Pompa VI	0,007	1
Pompa VII	0,07	1
Belt conveyor	0,1	1
Bucket elevator	2	2
Agitated tank	7,5	7,5
Reaktor elektrolisis	8269	8269
Kompresor I	0,3	1
Kompresor II	0,4	1
Cooler I	0,07	1
Cooler II	0,07	1
Cooler III	0,07	1
Total		8.293,5

6.3.2 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Tabel 6. 7 Kebutuhan Listrik untuk Listrik

Alat	HP	Daya Standar HP
Pompa air sanitasi	4,5	5
Pompa air pendingin	0,134	1
Pompa CT	10,55	11
Pompa boiler	10,55	11
Boiler	819	819
Jumlah		847

Kebutuhan listrik pengolahan = kebutuhan proses + kebutuhan utilitas

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan listrik pengolahan} &= 8.293,5 \text{ HP} + 847 \text{ HP} \\ &= 9.140,5 \text{ HP} \end{aligned}$$

6.3.3 Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Keperluan penerangan ditentukan dengan melakukan pendekatan menggunakan *Luminous Efficiency*, yaitu tenaga radiasi cahaya yang dikeluarkan oleh lampu dalam bentuk lumen. Kebutuhan pencahayaan:

Lumen = area x lux

Area = luas area yang membutuhkan cahaya (m²)

Lux = kebutuhan energi cahaya persatuan luas (m²)

Nilai lux tergantung pada area yang akan diberi penerangan, perancangan lux didasarkan referensi *Lighting Handbook* oleh *Zumtobel Lighting GmbH*. Kebutuhan lumen sebagai berikut:

Tabel 6. 8 Kebutuhan Lumen Penerangan Pabrik (Indoor)

No	Indoor	Luas (m ²)	Lux (lumen/m ²)	Lumen
1	K3 & Fire Safety	100	150	15.000
2	Bengkel	100	200	20.000
3	Unit proses	20.000	100	2.000.000
4	Laboratorium	50	500	25.000
5	Poliklinik	50	150	7.500
6	Kantin	200	150	30.000
7	Musholla	150	300	45.000
8	Kantor	900	450	405.000
9	Gudang	200	150	30.000
10	Ruang kontrol	50	300	15.000
	Jumlah			2.592.500

Tabel 6. 9 Kebutuhan Lumen Penerangan Pabrik (Outdoor)

No	Outdoor	Luas (m ²)	Lux (lumen/m ²)	Lumen
1	Unit penampungan	200	50	7.500
2	limbah	600	5	25.000
3	Unit utilitas	20.000	50	1.000
4	Area perluasan pabrik	200	5	100.000
5	Lapangan pabrik	500	50	3.000
6	Jalan dan tanam Pos keamanan	50	150	10.000
Jumlah				146.500

Lampu direncanakan untuk digunakan yaitu brand *Philips* dengan jenis lampu 14 Watt (untuk indoor) dan 18 Watt (untuk outdoor) dan masing-masing besar lumennya yaitu 1.400 dan 2.000 lumen, sehingga jumlah lampu yang digunakan dan total daya penerangan dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 & \text{- Jumlah lumen indoor} && = 2.592.500 \\
 & \text{- Jumlah lampu indoor} && = \frac{2.592.500}{1.400} = 1.851,8 \text{ lampu} \\
 & \text{- Jumlah lumen outdoor} && = 146.500 \\
 & \text{- Jumlah lampu outdoor} && = \frac{146.500}{2000} = 73,25 \text{ lampu} \\
 & \text{- Total daya penerangan} && = (1.858,8 \text{ lampu} \times 14 \text{ Watt/lampu}) + (73,25 \\
 & && \text{lampu} \times 18 \text{ Watt/lampu}) \\
 & && = 27243,7 \text{ Watt} \\
 & && = 27,244 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

6.3.4 Kebutuhan Listrik untuk Pendingin Udara

Tabel 6. 10 Kebutuhan Listrik untuk Pendingin Udara

No	Bangunan	Luas (m ²)
1	Laboratorium	50
2	Poliklinik	50
3	Kantor	900
4	K3 & fire safety	100
5	Ruang kontrol	50
Jumlah		1.150

AC (*air conditioner*) menggunakan AC inverter, dengan sebuah AC 1 PK memerlukan daya Listrik sebesar 520 watt. Luas area yang memerlukan AC yaitu 1.150 m². Sebuah AC diperkirakan cukup untuk ruangan seluas 4 x 6 m², sehingga AC yang dibutuhkan $1.150/24 = 48$ buah AC.

- Kebutuhan Listrik AC = $48 \times 520 \text{ Watt}$
= 24.960 Watt = 24,960 kW
- Kebutuhan listrik total = keperluan pengolahan + keperluan utilitas
+ penerangan + AC
= $(57,24 + 27,244 + 24,960) \text{ kW}$
= 109,444 kW

6.3.5 Kebutuhan Listrik untuk Generator

Agar kebutuhan listrik maka digunakan generator yang merupakan cadangan listrik dari PLN mengalami gangguan. Generator yang digunakan memiliki efisiensi 80%.

$$\text{Input generator} = 99,623/0,80 = 124,529 \text{ kW}$$

Ditetapkan output generator sebesar 200 kW.

Spesifikasi generator:

- Type = AC generator
- Kapasitas = 200 kW
- Tegangan = 220/360 Volt
- Efisiensi = 80%
- Frekuensi = 50 Hz
- Phase = 3 phase
- Jumlah = 1 buah
- Bahan bakar = solar

6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar generator:

- Jenis bahan bakar = solar
 - HV (*heating value*) = 19.440 Btu/lb
 - Efisiensi bahan bakar = 80%
 - Densitas = 54,26 lb/ft³
 - *Specific gravity* (sg) = 0,8691
- Kapasitas generator = 200 kW = 682.428,33 Btu/jam
- Kebutuhan solar = kapasitas generator / (efisiensi x sg x HV)
= 682.428,33 / (0,8 x 0,8691 x 19.440)
- Kebutuhan solar = 50,489 lb/jam
- Volume solar = kebutuhan solar / densitas
= 50,489 lb/jam / 54,26 lb/ft³
= 0,931 ft³/jam = 26,36 L/jam

6.5 Unit Penyediaan Udara Instrumen (*power air system*)

Udara tekan memiliki beragam fungsi penting dalam industri, sebagai penggerak alat, udara tekan yang digunakan dalam kompresor dan alat-alat *pneumatic* seperti bor udara dan kunci *impact* yang memudahkan proses kerja dengan efisiensi tinggi. Udara tekan penting dalam sistem kontrol otomatis, mengendalikan perangkat dan proses dengan presisi. Penggunaan udara tekan memungkinkan lebih kecilnya daya yang dikeluarkan manusia juga mempersingkat waktu pengerjaan.

Kompresor digunakan untuk mendapatkan udara yang diinginkan, selain itu kompresor merupakan alat yang digunakan untuk mengatur besar kecilnya tekanan yang dihasilkan. Udara tekan yang dihasilkan kompresor mempunyai kelebihan tersendiri seperti operasi mesin yang sederhana, pemeliharaan dan pemeriksaan mesin dan peralatan yang mudah, harga peralatan dan mesin murah, serta kebocoran udara tidak membahayakan maupun menimbulkan pencemaran. Pengadaan system udara tekan terdiri sebagai berikut:

1. Filter udara masuk (FI)

Menyaring kotoran, debu dan partikel dari udara atmosfer sebelum udara masuk kedalam kompresor.

2. Pendingin antar tahap (C)

Menurunkan suhu setelah dinkompresi pada setiap tahap

3. *After cooler* (AC)

Menurunkan dalam alat penukar panas sehingga air dalam udara dapat berkurang.

4. Pengering udara (D)

Memanfaatkan adsorben seperti silika, karbon aktif, pengering *refrigerant*, atau panas dari pengering kompresor itu sendiri untuk menghilangkan sisa kadar air.

5. Traps pengeluaran kadar air (T)

Mengeluarkan kondensat atau air yang terbentuk akibat proses kompresi dan pendingin udara.

6.6 Unit Laboratorium

Tugas dan fungsi utama laboratorium adalah pencatatan, pelaporan dan Analisa faktor penyebab terjadinya penyimpangan kualitas bahan baku, prosuk, metode kerja, serta manusia.

1. Pengendalian mutu produk (*Quality Control*)

Pengendalian mutu adalah proses yang sistematis untuk memastikan bahwa prosuk atau layanan memnuhi standar kualitas yang ditetapkan. Proses ini melibatkan berbagai kegiatan mulai dari perencanaan dan pengembangan produk hingga pemeriksaan dan evaluasi hasil akhir. Tujuan utama pengendalian mutu adalah untuk mendeteksi dan memperbaiki cacat atau ketidaksesuaian sebelum produk mencapai pelanggan, serta untuk mencegah berulang dimasa depan. Uji produk setengah jadi dilakukan dengan menguji kadar *sodium methylate* $\leq 13\%$. Uji produk jadi dengan menghitung kadar *sodium methylate* sebesar 30%. Uji produk setengah jadi maupun produk jadi diukur menggunakan alat sodium 2300 Na, Dimana alat ini adalah pendeteksi *online* kadar Na dalam larutan.

2. Pengendalian baku mutu lingkungan

Kegiatan ini mencakup Analisa limbah proses produksi berupa limbah cair yang kemudian akan diolah pada unit pengolahan limbah yang berada di Kawasan.

3. Penelitian dan pengembangan (*research and development*)

Penelitian dan pengembangan untuk mengatasi permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait proses untuk meningkatkan hasil produk dan mengimbangi kebutuhan pasar.



BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1 Instrumentasi

Instrumentasi adalah peralatan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur dan mengendalikan kondisi operasi peralatan sehingga didapatkan produk sesuai dengan yang diharapkan. Pengendalian atau pemantauan tersebut menggunakan peralatan instrument dan engineer (sebagai operator terhadap peralatan tersebut) sehingga kejanggalan proses yang terjadi dapat segera ditindaki agar sesuai dengan standar pabrik. Instrument ini dapat berupa suatu petunjuk (indicator), perekam (recorder), atau pengotrol (controller). Variabel proses yang perlu di kontrol pada industri kimia seperti temperature, tekanan, ketinggian cairan, pH dan kecepatan alir. Penggunaan alat-alat kontrol ini diharapkan tercapai hal-hal sebagai berikut:

1. Dapat menjaga variabel proses pada operasi yang dikehendaki
2. Laju produksi dapat diatur dalam batas-batas yang aman
3. Kualitas produksi lebih terjamin
4. Membantu mempermudah pengoprasian suatu alat
5. Kondisi-kondisi yang berbahaya adapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan sehingga keselamatan kerja lebih terjamin
6. Efisiensi akan lebih meningkat

Beberapa instrument yang digunakan pada pabrik *sodium methylate*:

7.2 Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja adalah upaya yang dilakukan untuk melindungi pekerja yang berada di tempat kerja agar terbebas dari gangguan kesehatan dan pengaruh buruk yang diakibatkan dari pekerjaan. Hal ini perlu diperhatikan dalam prarancangan pabrik karena menyangkut keselamatan manusia dan kelancaran kerja mulai dari persiapan, proses produksi hingga distribusi. Keselamatan kerja meliputi manusia, alat kerja, bahan, proses pengolahan hingga tempat kerja dan lingkungannya. Peraturan mengenai keselamatan dan kesehatan kerja (K3) terdapat pada Peraturan Menteri Ketenagakerjaan (Permenaker) RI No. 5 Tahun 2018 tentang nilai ambang batas (NAB) faktor fisika dan kimia, standar faktor biologis, ergonomis, dan psikologi serta persyaratan kebersihan dan sanitasi.

7.2.1 Identifikasi Bahaya dan Job Safety Analysis (JSA)

1. Identifikasi Bahaya



Identifikasi bahaya (hazard) sangat perlu dalam pencegahan resiko kecelakaan kerja. Identifikasi dapat memunculkan tindakan untuk mengatasi kecelakaan kerja. Bahan berbahaya dapat menimbulkan berbagai resiko (risk) seperti iritasi, ledakan, keracunan, dan bahaya lainnya selama pengolahan, pengangkutan, penyimpanan atau penggunaan bahan tersebut. Salah satu pencegahan bahaya yang dapat dilakukan dengan mengklasifikasikan resiko bahaya. Bahaya dapat diklasifikasikan berdasarkan sumbernya yaitu:

a) Bahaya Kimia

Bahan kimia dapat berwujud gas, cair, dan padatan. Paparan bahan kimia ini dapat masuk ke tubuh melalui mulut, pernapasan, kulit, dan injeksi. Bahaya bahan kimia diklasifikasikan sesuai pada Tabel 7.2

Tabel 7. 1 Klasifikasi Bahaya Berdasarkan Sumber Bahaya

No	Jenis Bahaya	Resiko	Penanganan
1	2	3	4
1	 Beracun	Menyebabkan iritasi saluran pernapasan, iritasi pada mata dan luka bakar jika terkena kulit bahkan menyebabkan kematian	Menggunakan <i>self contained breathing apparats</i> (SCBA) menghindari iritasi pada saluran pernapasan, menggunakan kaca mata dan perisai muka untuk menghindari kintak, menggunakan gloves untuk mencegah kontak dengan kulit dengan mata dan wajah
2	 Mudah meledak	Bersifat mudah meledak atau peka terhadap panas dan guncangan sehingga reaksi kimia cepat	Menyimpan bahan di tempat yang kering, berventilasi dan jauh dari sumber panas
3	 Iritasi	Menyebabkan iritasi pada tenggorokan, mata dan kulit	Menggunakan <i>delf contained breathing apparatus</i> (SCBA) untuk menghindari iritasi pada tenggorokan, menggunakan kaca mata perisai muka untuk menghindari rasa terbakar saat terkontak dengan mata, menggunakan gloves untuk mencegah kulit kering
4	 Oksidator	Bahan mudah terbakar, asam kuat dan logam yang reduktor	Menyimplan di tempat dingin, kering, dan berventilasi serta dijauhkan dari sumber panas,

1	2	3	4
5	 Mudah terbakar	Bahan mudah terbakar dapat berupa padatan, cairan dan gas.	Menyimpan ditempat jauh dari sumber panas, wadah penyimpanan harus tertutup dan menyiapkan peralatan keadaan darurat
6	 Korosif	Bersifat menghancurkan dan menyebabkan radang secara langsung	Menyimpan di wadah tertutup dan tahan korosi

b) Bahaya Biologi

Bahaya biologi berasal dari bahan biokimia dan organisme seperti bakteri, jamur, dan virus. Penanganannya dengan menggunakan alat pelindung diri dan berhati-hati baik saat penyimpanan, penggunaan, dan pengolahan karena dapat menimbulkan kerusakan sel-sel tubuh.

c) Bahaya Fisika

Potensi bahaya fisika terdiri dari bahaya ergonomik, radiasi ionisasi, bukan radiasi ionisasi, dan kebisingan.

- Ergonomik adalah faktor kenyamanan pekerja yang dapat mempengaruhi efisiensi dan efektifitas kerja. Ergonomik seperti lama kerja, bahaya peralatan di tempat kerja, dan lingkungan kerja.
- Ionisasi radiasi dikeluarkan peralatan X-ray difraksi dan peralatan yang sifatnya radioaktif karena dapat mengganggu kesehatan melalui radiasi.

- Bukan radiasi ionisasi seperti ultraviolet, infra merah, frekuensi radio, laser, dan radiasi elektromagnetik yang dapat membahayakan kesehatan.
- Kebisingan muncul dari peralatan mesin, sehingga pekerja harus menggunakan earplug untuk menjamin keselamatan pendengaran.

7.2.2 Job Safety Analysis (JSA)

Job Safety Analysis (JSA) merupakan sebuah teknik yang mengidentifikasi semua pencegahan kecelakaan yang disesuaikan dengan bagian dari pekerjaan atau area aktivitas pekerjaan, dan faktor perilaku. Ketika memberikan pengaruh signifikan jika pengukuran dilakukan atau tidak (Redjeki, 2016). Job Safety Analysis (JSA) dapat membantu untuk mengeliminasi bahaya dari suatu pekerjaan. Jika digunakan secara konsisten dan benar, adanya JSA dapat meningkatkan kemampuan pekerja dalam membangun portofolio bahaya dan risiko yang terkait dengan berbagai pekerjaan, langkah kerja dan tugas rinci dilakukan oleh karyawan yang terlibat dalam pekerjaan yang akan dilakukan.

7.2.3 Hazard Identification, Risk Assessment, Risk Control (HIRARC)

HIRARC merupakan metode dalam mencegah atau meminimalisir kecelakaan kerja yang berisi gabungan dari hazard identification, risk assessment dan risk control atau identifikasi bahaya, penilaian resiko dan pengendalian resiko. Menurut Ladunia dan Heru (2022) proses HIRARC membutuhkan 4 langkah yaitu:

1. Mengklasifikasikan kegiatan kerja secara singkat dan jelas guna mempermudah proses identifikasi.
2. Mengidentifikasi bahaya untuk menyoroti operasi kritis dari suatu tugas, yaitu tugas-tugas yang memiliki risiko yang signifikan terhadap kesehatan dan keselamatan karyawan serta bahaya-bahaya yang berkaitan dengan peralatan tertentu memiliki sumber energi, kondisi kerja atau kegiatan yang dilakukan. Mengidentifikasi bahaya kerja dapat menggunakan tools Job safety Analysis.
3. Melakukan penilaian risiko Penilaian risiko dapat diketahui dari kombinasi kemungkinan risiko terjadi (likelihood) dan keparahan akibat risiko terjadi (severity). Untuk mengetahui tingkat kemungkinan dan dampak dalam perhitungan level, diterapkan severity/likelihood index (SI/LI) dengan rumus sebagai berikut (Dewi & Nurcahyo, 2013):

$$SI/LI = \frac{\sum (a_i \cdot x_i)}{5 \cdot I} \times 100\%$$

a_i : konstanta penilaian (1-5)

x_i : frekuensi responden tiap kategori nilai

I : 1,2,3,4 dan 5 (skala penilaian severity dan likelihood)

J : 1, 2, 3, 4, ..., n

5 : konstanta maksimal penilaian

Likelihood dan severity dalam perhitungan risk level diambil dari kuisioner yang diisi oleh pekerja serta pengawas K3 lapangan. Berikut merupakan skala dari nilai likelihood ditunjukkan pada tabel Skala Likelihood Standar AS/NZS 4360:

Tabel 7. 2 Skala Likelihood Standar AS/NZS 4360

Tingkat	Deskripsi	Keterangan	LI (%)
1	Rare	Dapat terjadi dalam keadaan tertentu	0-20
2	Unlikely	Dapat terjadi tetapi kemungkinan kecil	21-40
3	Possible	Dapat terjadi namun tidak sering	41-60
4	Likely	Terjadi beberapa kali dalam periode waktu tertentu	61-80
5	Almost Certain	Dapat terjadi setiap saat dalam kondisi normal	81-100

Skala severity atau keparahan apabila kecelakaan akibat risiko terjadi ditunjukkan pada tabel Skala Severity Standar AS/NZS 4360 berikut:

Tabel 7. 3 Skala Severity Standar AS/NZS 4360

No	Deskripsi	Keterangan	SI (%)
1	Insignificant	Tidak ada cedera, kerugian keuangan kecil	0-20
2	Minor	Cedera ringan, kerugian keuangan kecil	21-41
3	Moderate	Cedera sedang hingga memerlukan penanganan medis, kerugian keuangan cukup besar	42-60
4	Major	Cedera berat yang terjadi pada lebih dari satu orang, kerugian besar dan adanya gangguan produksi	61-80
5	Catastroph	Kematian, mengganggu proses Perusahaan, kerugian keuangan besar	81-100

Setelah diketahui skala likelihood dan severity dari risiko tiap aktivitas, akan dapat diketahui tingkat risiko tersebut dan termasuk ke dalam kategori low, medium, high, maupun extreme. Ini dapat diketahui dengan Risk Assessment Matrix Level yang diperlihatkan sebagai berikut:

Tabel 7. 4 Risk Assessment Matrix Level

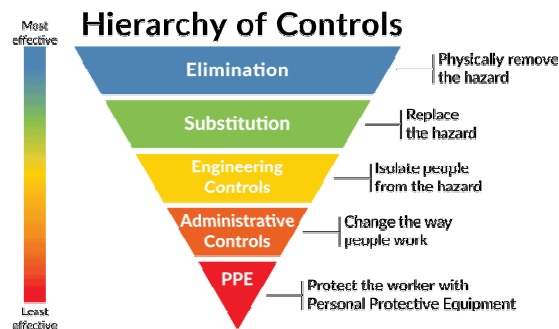
Frekuensi Resiko	Dampak Resiko				
	1	2	3	4	5
5	H	H	E	E	E
4	M	H	E	E	E
3	L	M	H	E	E
2	L	L	M	H	E
1	L	L	M	H	H

Keterangan:

- Warna merah (E): risiko ekstrim; tindakan segera diperlukan
- Warna oranye (H): risiko tinggi; perhatian manajemen senior diperlukan
- Warna kuning (M): risiko sedang; tanggung jawab manajemen harus ditentukan.
- Warna hijau (L): risiko rendah; dikelola dengan prosedur rutin

4. Memutuskan risiko yang dapat toleransi dan menerapkan langkah-langkah pengendalian jika diperlukan.

Hirarki pengendalian bahaya menjadi prioritas dalam pemilihan dan pelaksanaan pengendalian bahaya K3. Kelompok kontrol yang dapat dibentuk untuk menghilangkan atau mengurangi bahaya K3, yaitu eliminasi, substitusi, kontrol teknik / perancangan, kontrol administrative, dan alat pelindung diri.



Gambar 7. 1 Hierarchy of Control

Berikut penjelasan setiap perencanaan kontrol (Ramli S, 2010):

- a. Eliminasi/menghilangkan bahaya dilakukan pada saat desain, tujuannya adalah untuk menghilangkan kemungkinan kesalahan manusia dalam menjalankan suatu sistem karena adanya kekurangan pada desain.
- b. Substitusi, yaitu mengganti bahan, proses, operasi ataupun peralatan dari yang berbahaya menjadi tidak berbahaya. Dengan pengendalian ini diharapkan menurunkan bahaya dan risiko minimal melalui desain sistem ataupun desain ulang.
- c. Kontrol engineering, bertujuan untuk memisahkan bahaya dengan pekerja serta mencegah terjadinya kesalahan manusia. Pengendalian ini terpasang dalam suatu unit sistem mesin atau peralatan.
- d. Kontrol administratif dicapai dengan cara berikut: - Menciptakan prosedur kerja yang aman. - Pengawasan dan pelatihan - Rotasi kerja dan prosedur kerja - Housekeeping, perbaikan dan program pemeliharaan
- e. Alat pelindung diri (APD) dan pakaian digunakan saat tindakan kontrol lainnya tidak layak dilakukan dan bila diperlukan perlindungan tambahan.

7.2.4 Risk and Safety dari Spesifikasi Bahan Baku

1. NaOH (Natrium Hidroksida)

Jenis Bahaya (PT. Smart-Lab Indonesia, 2019)

a. Korosif

- Bahaya akut/gejala : dapat korosif terhadap logam, menyebabkan kulit terbakar dan kerusakan mata.
- Pencegahan : pakai sarung tangan pelindung/pakaian pelindung/pelindung mata/pelindung wajah.
- Tindakan : lepaskan pakaian yang terkontaminasi dan bilas dengan air. Basuh mulut jika tertelan, jika terkena mata bilas dengan air beberapa menit.

b. Kebakaran

- Bahaya akut/gejala: mudah terbakar
- Pencegahan : memberikan tanda peringatan bahwa bahan ini mudah terbakar dan jauhkan dari panas.
- Tindakan : menggunakan alat pemadam kebakaran.

c. Reaktivitas

- Bahaya akut/gejala: bereaksi dengan air
- Pencegahan : simpan dalam ruangan yang tertutup, rapat, dan kering.

7.2.5 Upaya Pencegahan terjadinya Bahaya

Upaya pencegahan terjadinya bahaya hendaknya memperhatikan lingkungan kerja yang aman, karyawan yang paham K3 dan fasilitas yang memadai. Penanganan masalah keselamatan kerja melibatkan seluruh bagian industri dari karyawan, peralatan dan material yang digunakan.

1. Penerapan konsep 5R

5R adalah Langkah awal untuk pencegahan kecelakaan kerja. Usaha pencegahan ini akan berhasil menciptakan keselamatan kerja jika seluruh karyawan menerapkannya menurut Gunara (2017). Konsep 5R terdiri dari:

a. Ringkas

Ringkas adalah memilah barang yang diperlukan dan menyingkirkan yang tidak diperlukan dari tempat kerja. Ringkas dapat dilakukan dengan pendataan barang lalu menggolongkan sesuai dengan jenis dan kegunaannya, memberi tanda untuk barang-barang tertentu, kemudian menepatkan barang pada tempat kerja yang semestinya.

b. Rapi

Rapi dilakukan dengan menepatkan barang pada tempatnya sehingga tidak berserakan pada tempat kerja yang mampu membahayakan keamanan pekerjanya.

c. Resik

Resik dilakukan dengan menempatkan barang pada tempatnya sehingga tidak berserakan pada tempat kerja yang mampu membahayakan keamanan pekerjaanya.

d. Rawat

Rawat menunjukkan perawatan pada peralatan yang digunakan dalam menjalankan proses produksi.

e. Rajin

Menunjukkan sikap tepat waktu sehingga terciptanya kebiasaan untuk menjaga dan meningkatkan sesuatu yang sudah dicapai agar kondisi kerja yang kondusif dapat dipertahankan.

2. Pengendalian Kontrol Bahaya

Bahaya yang sudah diidentifikasi dan penilaian resiko sudah dilakukan maka diperlukan Langkah pengendalian untuk menurunkan Tingkat bahaya agar tercapai kondisi aman. Hirarki pengendalian untuk menurunkan tingkat bahaya agar tercapai kondisi aman. Hirarki pengendalian kontrol bahaya dilakukan secara berurutan hingga tercapai titik aman.

- Pengendalian teknis meliputi dokumen pproses penggunaan dan perawatan alat serta rekaman pengecekan alat untuk memastikan peralatan berfungsi dengan baik.
- Pengendalian administrative meliputi perencanaan kebersihan.

- Teknik bekerja yang benar meliputi eliminasi yaitu menghilangkan sumber/aktivitas yang menimbulkan bahaya dan substitusi atau menggantikan sumber/aktivitas yang lebih aman.
- APD (Alat Pelindung Diri) meliputi menyediakan alat pelindung diri yang dibutuhkan oleh pekerja sesuai dengan kondisi kerja. Alat-alat pelindung diri yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 7.5.

Tabel 7. 5 Alat Pelindung Diri pada Pabrik Deskrin

No	Jenis APD	Fungsi
1	Full body harness	Penanganan badan dari bahaya terjatuh saat berada diketinggian
2	Jas pelindung	Melindungi badan dari percikan bahan kimia, percikan api dan zat berbahaya lainnya
3	Hard hat (helmet)	Melindungi kepala dari benturan
4	Safety back support belt	Melindungi pinggang dan perut bagian dari kemungkinan penyakit
5	Respirator	Melindungi saluran pernapasan dari udara tercemar
6	Masker disposable	Melindungi saluran pernapasan dari pencemaran udara berupa partikel
7	Earplug	Melindungi telinga dari kebisingan diluar ambang batas kebisingan
8	Sepatu safety	Melindungi kaki dari benturan dan benda tajam
9	Sarung tangan	Melindungi telapak dan jari tangan dari benda keras tajam dan bahan kimia
10	Face shield	Melindungi muka dan mata dari percikan dan benda keras
11	Safety google	Melindungi mata dari debu atau benda kecil

(HR Yuliani, 2014)

BAB VIII

STRUKTUR ORGANISASI

8.1 Bentuk Perusahaan

Perusahaan adalah organisasi yang didirikan untuk melakukan kegiatan ekonomi, seperti produksi, distribusi, atau perdagangan barang dan jasa dengan tujuan memperoleh keuntungan. Ditinjau dari badan hukum, bentuk Perusahaan digolongkan menjadi:

1. Perusahaan Perseorangan

Dimiliki dan dioperasikan oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap maju dan mundurnya Perusahaan.

2. Persekutuan Firma

Dimiliki oleh dua orang atau lebih yang memiliki hak dan kewajiban Bersama dan didirikan dengan akta notaris.

3. Persekutuan Komanditer (*CV/Commanditaire Veenoothaps*)

Terdiri dari dua orang atau lebih yang terdiri dari sekutu aktif (orang yang menjalankan Perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya menyertakan modal dan bertanggung jawab sebatas modal yang dimasukkan saja)

4. Perseroan Terbatas

Persekutuan untuk mendirikan Perusahaan dengan modal yang diperoleh dari penjualan saham, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki. Kepemilikan Perusahaan dihitung berdasarkan kepemilikan sero atau saham. Saham (*stock dan shares*) merupakan surat berharga tanda kepemilikan modal yang dikeluarkan oleh suatu PT.

Pertimbangan utama dalam pemilihan bentuk Perusahaan adalah kebutuhan investasi Perseroan Terbatas (PT) dengan status Perusahaan (Tbk.) merupakan bentuk Perusahaan yang modalnya didapat dari penjualan saham. Setiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang menunjukkan bagian kepemilikan seseorang dalam sebuah Perusahaan. Dengan memiliki saham, seseorang menjadi pemilik Sebagian dari Perusahaan tersebut dan berhak atas sebagian dari keuntungan yang dihasilkan, yang biasanya dibagikan dalam bentuk dividen. Saham juga memberi hak suara dalam rapat umum pemegang saham Perusahaan. Bentuk Perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas dengan status Perusahaan terbuka (Tbk.) yang mendapatkan modal dari penjualan saham ke public melalui bursa efek. PT tanggung jawab dari para pemegang saham Perseroan Terbatas berdasarkan pada jumlah saham yang dimiliki tanpa melibatkan harta pribadi atau perseorangan yang ada di dalamnya. Kekuasaan tertinggi dalam PT dipegang oleh Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) dan setiap pemegang saham memiliki hak saham yang dimiliki dan apabila seorang pemegang saham tidak dapat hadir dalam rapat umum, maka hak suaranya akan diserahkan kepada orang lain.

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada Pra Rancangan Pabrik *Sodium methyrate*:

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT) dengan status Perusahaan (Tbk.)

Lapangan Usaha : Industri *Sodium methyrate*

Lokasi Perusahaan: Gresik, Jawa Timur

Hal-hal yang mendasari dari pemilihan tersebut, antara lain:

1. Mudah untuk mendapatkan modal dengan menjual saham perusahaan. Karena menurut pasal 31 ayat (1) UU No. 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas (UUPT) telah disebutkan bahwa modal PT terdiri dari seluruh nilai nominal saham.
2. Perusahaan Terbatas (PT) merupakan salah satu perusahaan yang berbentuk badan hukum sehingga perlindungannya dijamin negara lebih optimal dibanding bentuk yang lain.
3. Pertanggung jawaban bersifat terbatas, maksudnya pemilik perusahaan atau pemegang saham hanya bertanggung jawab sebatas modal atau saham di perusahaan tersebut.
4. Adanya pemisahan peran dari masing-masing organ perusahaan. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi dewan komisaris.
5. Kelangsungan dari perusahaan lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh adanya pemberhentian dari direksi, staff atau karyawan perusahaan juga tidak dipengaruhi oleh berhentinya pemegang saham.
6. Manajemen dari perusahaan dalam hal pemilihan dewan komisaris maupun direktur utama dapat diatur oleh para pemegang saham sehingga dapat dipilih kandidat yang dirasa cukup cakap dan berpengalaman dalam bidangnya.
7. Mudah mendapat kredit bank dengan jaminan perusahaan yang sudah ada.

Ciri dari Perusahaan terbatas (PT), antara lain:

1. Memiliki status hukum tersendiri yang dipersamakan dengan individu manusia, orang perorangan.
2. Memiliki harta kekayaan tersendiri yang dicatatkan atas Namanya sendiri, dan pertanggungjawaban sendiri atas setiap Tindakan, perbuatan termasuk perjanjian yang dibuat.
3. Tidak lagi membebankan tanggung jawabnya kepada pendiri, atau pemegang sahamnya, melainkan hanya untuk atas nama dirinya sendiri, untuk kerugian dan kepentingan sendiri.
4. Kepemilikannya tidak digantungkan pada orang perorangan tertentu, yang merupakan pendiri atau pemegang sahamnya.
5. Keberadaannya tidak dibatasi jangka waktunya dan tidak lagi dihubungkan dengan eksistensi dari pemegang sahamnya.
6. Pertanggungjawaban yang mutlak terbatas, selama dan sepanjang para pengurus (direksi), dewan komisaris atau pemegang saham tidak melakukan pelanggaran terhadap hal-hal yang tidak boleh dilakukan.

8.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan gambaran dari pembagian wewenang dan tanggung jawab serta hubungan vertikal dan horizontal suatu organisasi dalam melaksanakan aktivitasnya. Perubahan terhadap struktur organisasi merupakan jawaban dari berbagai tekanan baik internal maupun eksternal.

Penggambaran struktur organisasi biasanya ditunjukkan dalam bentuk bagan bersifat statis yang terdiri dari kotak-kotak aktivitas atau kotak-kotak jabatan dan garis tata hubungan. Sifat statis dari struktur organisasi memiliki pembahasan merupakan suatu wadah yang berarti:

1. Bahwa struktur organisasi, disisi lain, dipandang sebagai jaringan formal hubungan bisnis yang ditemukan dalam pekerjaan setiap orang dan dalam “kelompok” kerja.
2. Struktur organisasi dipandang merupakan rangkaian hierarki kedudukan dan jabatan yang dapat menjelaskan garis wewenang, tanggung jawab, dan pertanggungjawaban.
3. Struktur organisasi sebagai sarana untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan dengan menarik garis komunikasi dan koordinasi untuk meningkatkan efisiensi, efektivitas dan produktivitas.

Suatu struktur organisasi perlu meliputi pembangunan struktur, bahan atau manusia dari suatu perusahaan. Melalui penggambaran tersebut, dapat menunjukkan pencapaian sasaran dari suatu perusahaan adalah dengan menentukan pekerjaan yang berbeda beda mulai dari level yang rendah sampai level yang paling tinggi. Beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pembagian kerja, antara lain:

1. Sifat pekerjaan
2. Personalia yang tersedia
3. Efisiensi

Macam-macam struktur organisasi

a. Organisasi Lini (*Line Organization*)

Organisasi lini ini diciptakan oleh Henry Fayol, dalam tipe organisasi lini terdapat garis wewenang, kekuasaan yang menghubungkan langsung secara vefrtikal dari atasan ke bawahan.

b. Organisasi Lini dan Staf (*Line and staff organization*)

Bentuk organisasi lini dan staf pada dasarnya merupakan kombinasi dari organisasi lini dan organisasi fungsional. Asas kesatuan komando tetap dipertahankan dan pelimpahan wewenang berlangsung secara vertikal dari pucuk pimpinan kepada pimpinan dibawahnya. Pucuk pimpinan tetap sepenuhnya berhak menetapkan keputusan, kebijaksanaan, dan merealisasikan tujuan Perusahaan. Dalam membantu kelancaran tugas pimpinan, ia mendapat bantuan dari staf.

Tugas para staf hanya memberikan bantuan, pemikiran saran-saran, data, pimpinan sebagai bahan pertimbangan untuk menetapkan keputusan dan kebijaksanaannya.

c. Organisasi Fungsional

Diciptakan Oleh F.W. Taylor, bentuk organisasi ini disusun berdasarkan sifat dan macam pekerjaan yang harus dilakukan. Pada tipe organisasi ini, masalah pembagian kerja mendapat perhatian yang sungguh-sungguh pembagian kerja didasarkan pada “spesialisasi” yang sangat mendalam dan

setiap pejabat hanya mengerjakan suatu tugas atau pekerjaan sesuai dengan spesialisasinya.

d. Organisasi Lini, Staf dan Fungsional

Merupakan kombinasi dari organisasi lini, lini dan staf, dan fungsional, biasanya diterapkan pada organisasi besar serta kompleks. Pada Tingkat Dewan Komisaris (*board of director*) diterapkan tipe organisasi lini dan staf, sedangkan pada tingkat *middle manager* diterapkan tipe organisasi fungsional. Organisasi ini dilakukan dengan cara menggabungkan kebaikan dan menghilangkan kelemahan dari ketiga tipe organisasi tersebut.

e. Organisasi Komite

Suatu organisasi yang masing-masing anggota mempunyai wewenang yang sama dan pimpinannya kolektif. Organisasi komite (panitia = committees organisasi) mengutamakan pimpinan, artinya dalam organisasi ini terdapat pimpinan “kolektif presidium/*plural executive*” dan komite ini bersifat manajerial. Komite dapat juga bersifat formal atau informal, komite-komite itu dapat dibentuk sebagai suatu bagian dari struktur organisasi formal, dengan tugas-tugas dan wewenang dibagikan secara khusus.

Dilihat dari macam struktur organisasi, struktur organisasi yang paling tepat untuk digunakan adalah sistem *line and staff*. Sistem ini, membagi garis kekuasaan menjadi lebih sederhana dan praktis, seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab kepada seorang atasan saja.

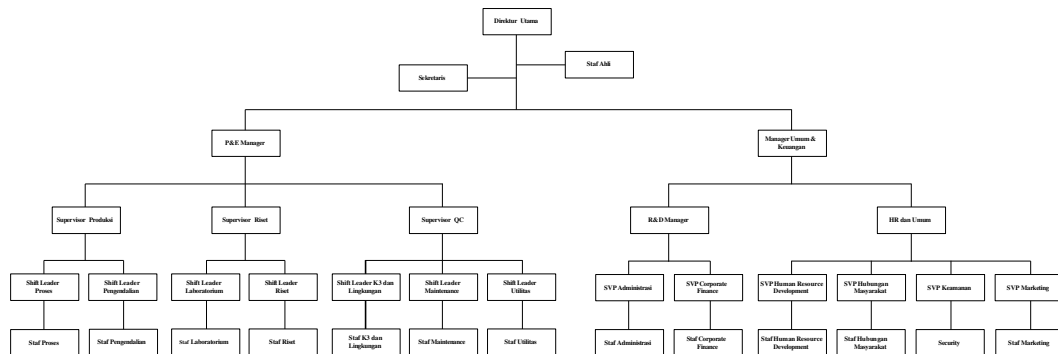
Kelebihan struktur organisasi *line and staff*:

- Asas kesatuan pimpinan tetap dipertahankan, sebab pimpinan tetap berada dalam satu tangan saja
- Adanya pengelompokan wewenang, yaitu wewenang lini dan wewenang staf.
- Adanya pembagian tugas dan tanggung jawab yang jelas antara pimpinan, staf dan pelaksana.
- Pimpinan mempunyai bawahan tertentu, sedang bawahan hanya mempunyai seorang atasan tertentu saja.
- Bawahan hanya mendapat perintah dan memberikan tanggung jawab kepada seorang atasan tertentu saja.
- Pelaksanaan tugas-tugas pimpinan relatif lebih lancar, karena mendapat bantuan data, informasi, saran-saran dan pemikiran para stafnya.
- Asas *the right man in the right place* lebih mudah dilaksanakan.
- Organisasi ini fleksibel dan luwes, karena dapat diterapkan pada organisasi besar maupun kecil, organisasi Perusahaan maupun organisasi sosial.
- Kedisiplinan dan moral karyawan tinggi, karena tugas-tugasnya sesuai dengan keahliannya.
- Keuntungan dari spesialisasi dapat diperoleh seoptimal mungkin.
- Koordinasi relatif mudah dilaksanakan, karena sudah ada pembagian tugas yang jelas.

- Bakat karyawan yang berbeda-beda dapat dikembangkan, karena mereka bekerja sesuai dengan kecakapan dan keahliannya.
- Perintah dan pertanggungjawaban melalui garis vertikal terpendek.

Pemegang saham sebagai pemilik Perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-hari diwakili oleh Dewan Komisaris. Sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama dan dibantu oleh Direktur Produksi, Direktur Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Produksi dan Teknik membawahi bidang Teknik dan Produksi sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan.

Direktur membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab membawahi bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa 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 setiap kepala regu bertanggung jawab kepada kepala pengawas masing-masing seksi. Struktur organisasi pabrik *sodium methylate* dapat dilihat pada Gambar 8.1.



Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Pabrik *Sodium methylate*

8.3 Tugas dan Wewenang

8.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan jalannya operasi Perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik Perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada Perseroan terbatas berada pada rapat umum pemegang saham (RUPS). RUPS adalah organ Perseroan yang memegang segala kewenangan yang tidak diserahkan kepada Direksi dan Komisaris dalam batas yang ditentukan dalam Undang-Undang dan anggaran dasar. Rapat Umum Pemegang Saham biasanya dilakukan setahun sekali. Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari Perusahaan.

8.3.2 Dewan Direksi

1. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Keuangan dan Umum serta Direktur Produksi dan Teknik. Tugas direktur utama antara lain:

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan kepada pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham
2. Menjaga kestabilan organisasi dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham
4. Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Keuangan dan Umum serta Direktur Produksi dan Teknik.

2. Direktur

Secara umum tugas direktur adalah mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan pada bagiannya masing-masing sesuai dengan garis-garis yang telah diberikan oleh pimpinan perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Direktur Utama.

Direktur terdiri dari Direktur Produksi dan Teknik, Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi dan Teknik antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi dan teknik dan pemasaran.
2. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.
3. Berusaha agar jumlah produksi sesuai dengan rencana yang telah ditentukan

Tugas dan wewenang direktur keuangan dan umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum
2. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

8.3.3 Kepala Bagian

Secara umum, tugas kepala bagian mencakup tanggung jawab dalam manajemen, pengawasan, dan pengembangan staf serta operasi di dalam departemen atau bagian tertentu. Kepala bagian terdiri dari:

1. Kepala Bagian Produksi:

Bertanggung jawab mengawasi seluruh proses produksi dan memastikan efisiensi serta kualitas produk.

Kepala bagian produksi membawahi:

- Seksi Proses

- Seksi Pengendalian
- Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Proses antara lain:

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

Tugas Seksi Pengendalian antara lain:

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

Tugas seksi laboratorium antara lain:

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

2. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian Teknik bertanggung jawab kepada manager dalam bidang peralatan, proses dan utilitas, serta bertugas mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala bagian Teknik membawahi:

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas

Tugas Seksi Pemeliharaan antara lain:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas Gedung dan peralatan pabrik

- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

Tugas Seksi Utilitas antara lain:

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

3. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada manager dalam bidang penyediaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. kepala bagian pemasaran membawahi:

- Seksi pembelian
- Seksi pemasaran

Tugas seksi pembelian antara lain:

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

Tugas seksi pemasaran antara lain:

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- Mengatur distribusi hasil produksi dari Gudang

4. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada manager dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi:

- Seksi Administrasi

Tugas Seksi Administrasi:

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

- Seksi Kas
- Tugas Seksi Kas;
- Menghitung penggunaan uang Perusahaan, mengamankan uang dan membuat anggaran keuangan masa depan
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

5. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada manager dalam bidang personalia, hubungan dengan Masyarakat dan keamanan. Kepala Bagian Umum Membawahi:

- Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain:

- Merekrut dan membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- Membina karir para karyawan dan melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

- Seksi Hubungan Masyarakat (Humas)

Tugas Seksi Humas antara lain:

- Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.
- Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan:

- Menjaga bangunan dan fasilitas Perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan di lingkungan pabrik.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern Perusahaan

6. Kepala Seksi (*Supervisor*)

Kepala seksi adalah posisi manajerial tingkat menengah dalam suatu organisasi yang bertanggung jawab atas pengelolaan dan supervisi operasional di tingkat seksi atau unit kerja tertentu. Posisi ini berada di bawah kepala bagian atau kepala departemen dan berperan penting dalam memastikan kelancaran operasi sehari-hari di unit kerjanya.

7. Kepala Regu (*Foreman*)

Kepala regu adalah posisi kepemimpinan tingkat dasar dalam suatu organisasi atau tim, yang bertanggung jawab atas pengelolaan dan supervisi langsung terhadap sekelompok kecil anggota tim atau pekerja. Kepala regu biasanya berada di bawah kepala seksi atau manajer dan berperan penting dalam menjalankan tugas operasional sehari-hari.

8.4 Kebutuhan Karyawan dan Sistem Pengupahan

Sistem upah karyawan pada pabrik berbeda-beda tergantung pada status, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Pembagian karyawan dibagi menjadi beberapa golongan yang didasarkan pada beberapa factor seperti tanggung jawab pekerjaan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan jabatan. Berdasarkan status, karyawan dibagi menjadi beberapa golongan:

1. Karyawan Tetap

Merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya. Karyawan tetap juga mendapatkan hak-hak penuh seperti tunjangan kesehatan, cuti tahunan, dan pension

2. Karyawan Kontrak

Merupakan karyawan yang dipekerjakan untuk jangka waktu tertentu berdasarkan kontrak kerja. Karyawan kontrak biasanya tidak mendapatkan hak penuh seperti karyawan tetap, tetapi dapat memperoleh beberapa tunjangan.

3. Karyawan Harian

Merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah berdasarkan jumlah hari kerja yang dijalani.

4. Karyawan Borongan

Merupakan karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

8.4.1 Pembagian Jam Kerja

Pabrik *sodium methylate* direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan dan *shut down*. Pembagian jam kerja digolongkan dalam dua golongan:

1. karyawan *non-shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang bekerja dalam jam kerja regular, biasanya dari pagi hingga sore, tanpa adanya pergantian atau rotasi shift. Jam kerja regular ini disebut juga sebagai jam kerja kantoran. Karyawan *non shift* akan bekerja selama lima hari dalam satu minggu dengan pembagian kerja:

Hari Senin – Jumat : jam 08.00 – 16.00 WIB

dengan jam istirahat 12.00 – 13.00 WIB

Hari Senin – Kamis : jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Jumat : jam 11.00 – 13.00 WIB

2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran proses produksi. Yang termasuk karyawan *shift* adalah operator produksi, bagian laboratorium, bagian keamanan pabrik, sebagian dari bagian pemeliharaan, bagian gudang

dan bagian-bagian lain yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik.

Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam dan dibagi menjadi tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift Pagi (A) : jam 07.00 - 15.00 WIB

Shift Siang (B) : jam 15.00 - 23.00 WIB

Shift Malam (C) : jam 23.00 - 07.00 WIB

Karyawan shift ini, dibagi dalam 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dilaksanakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap – tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, maka regu yang masuk tetap masuk kerja.

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini sebagai pertimbangan pengembangan karier para karyawan dalam perusahaan.

Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Regu 1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
Regu 2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
Regu 3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
Regu 4	L	P	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Hari	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Regu 1	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	S
Regu 2	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	M
Regu 3	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
Regu 4	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	P

Keterangan :

P : Shift pagi

S : Shift siang

M : Shift malam

L : Libur

8.4.2 Perincian Jumlah Karyawan

Pengelolaan jumlah karyawan produksi yang efisien penting untuk menjaga kelancaran proses produksi, mengoptimalkan produktivitas dan

memastikan kualitas produk yang dihasilkan sesuai dengan standar perusahaan.

Tabel 8. 1 Perincian Jumlah Karyawan Produksi

No	Nama Alat	Jumlah	Orang/Alat/Shift	Orang/Shift
1	Tangki penyimpanan	4	0,1	0,4
2	Silo	1	0,1	0,1
3	Kompresor	2	0,1	0,2
4	Pompa	6	0,5	2,5
5	Mixer	1	0,3	0,3
6	Belt conveyor	1	0,1	0,1
7	Reaktor	1	0,5	0,5
8	Cooler	3	0,1	0,2
9	Kondensor	2	0,2	0,4
10	Bucket elevator	1	1	1
11	Pengendalian proses	1	0,3	0,3
Jumlah karyawan proses tiap shift (orang)				6

jumlah karyawan produksi = jumlah shift x jumlah karyawan = 3 x 6 = 18 orang

Tabel 8. 2 Jumlah Karyawan Utilitas

No	Nama Unit	Jumlah	Orang/Alat/Shift	Orang/Shift
1	Pengadaan air			
	- Air demin	1	0,5	0,5
	- Umpan boiler	1	0,3	0,3
	- Air pendingin	1	0,3	0,3
	- Air sanitasi	1	0,1	1
2	Pengadaan steam	1	2	2

3	Pengadaan tenaga listrik	1	0,5	0,5
	- Terminal PLN	1	1	1
	- Generator			
4	Pengadaan udara tekan	1	1	1
5	Pengadaan bahan bakar	1	0,5	0,5
Jumlah karyawan utilitas tiap shift				6

Jumlah karyawan utilitas = jumlah shift x jumlah karyawan
 $= 3 \times 6 = 18$ orang

Tabel 8. 3 Jumlah Karyawan HSE Lingkungan, Lab Analisis, dan Maintenance

No	Nama Alat	Jumlah Alat	Orang/Alat/Shift	Orang/Shift
1	Pengolahan limbah HSE	1	1	1
2	Analisa laboratorium	1	1	1
3	Maintenance	1	1	1
Jumlah karyawan proses tiap shift				3

Jumlah karyawa HSE, Lab dan Maintenance = jumlah shift x jumlah karyawan
 $= 3 \times 3 = 9$ orang

Sehingga total seluruh karyawan operator lapangan = $18 + 18 + 9 = 45$ orang

8.5 Pengolahan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

8.5.1 Penggolongan Jabatan

Tabel 8. 4 Penggolongan Jabatan

Jabatan	Prasyarat
1	2
Direktur utama	Sarjana Ekonomi/Teknik Kimia/Industri
Sekretaris	Sarjana Ekonomi/Teknik Kimia/Industri
Staf ahli	Sarjana Teknik Kimia/Mesin/Industri
Direktur produksi dan teknik	Sarjana Ekonomi/Ilmu Sosial
Direktur keuangan dan umum	Sarjana Teknik
Supervisor produksi	Sarjana Administrasi/A. Md
Supervisor riset	Sarjana Teknik Kimia
Kepala bagian Teknik	Sarjana Teknik Kimia/Mesin
Kepala bagian pemasaran	Sarjana Ekonomi
Kepala bagian keuangan	Sarjana Ekonomi
Kepala bagian umum	Sarjana Ilmu Sosial
Kepala seksi proses	Sarjana/A.Md. Teknik Kimia
Kepala seksi utilitas	Sarjana/A.Md. Teknik Kimia/Mesin
Kepala seksi laboratorium	Sarjana/A.Md. Teknik Kimia
Kepala seksi pembelian	Sarjana/A.Md. Ekonomi
Kepala seksi pemasaran	Sarjana/A.Md. Ekonomi
Kepala seksi administrasi	Sarjana/A.Md. Ekonomi/ Ilmu sosial
Kepala seksi kas	Sarjana/A.Md. Ekonomi
Kepala seksi personalia	Sarjana/A.Md. Ilmu Sosial/Psikologi
Kepala seksi humas	Sarjana/A.Md. Ilmu Sosial/Humas
Kepala seksi keamanan	SMU sederajat
Kepala regu	Ahli Madya
Karyawan proses	Sarjana/A.Md/SMU sederajat

1	2
Karyawan utilitas	Sarjana/A.Md/SMU sederajat
Karyawan personalia	Sarjana/A.Md/SMU sederajat
Karyawan humas	Sarjana/A.Md/SMU sederajat
Karyawan pemasaran	Sarjana/A.Md/SMU sederajat
Karyawan keamanan	Sarjana/A.Md/SMU sederajat
Karyawan keuangan	Sarjana/A.Md/SMU sederajat
Dokter	Sarjana Kedokteran
Medis	Sarjana/A.Md Keperawatan
Supir	SMU sederajat
Gudang	SMU sederajat
Cleaning service	SMU sederajat

8.5.2 Jumlah Karyawan Total

Tabel 8. 5 Perincian Jumlah Karyawan

Jabatan	Prasyarat
1	2
Direktur utama	1
Sekretaris	1
Staf Ahli	1
Direktur produksi dan Teknik	1
Direktur keuangan dan umum	1
Manajer	6
Sekretaris	3
Kepala bagian produksi	1
Kepala bagian Teknik	1
Kepala bagian pemasaran	1
Kepala bagian keuangan	1

1	2
Kepala bagian umum	1
Kepala seksi proses	1
Kepala seksi utilitas	1
Kepala seksi laboratorium	1
Kepala seksi pembelian	1
Kepala seksi pemasaran	1
Kepala seksi administrasi	1
Kepala seksi kas	1
Kepala seksi personalia	1
Kepala seksi humas	1
Kepala seksi keamanan	1
Kepala regu	3
Karyawan proses	18
Karyawan utilitas	18
Karyawan personalia	3
Karyawan humas	2
Karyawan pemasaran	2
Karyawan keamanan	3
Karyawan keuangan	2
Karyawan laboratorium	3
Karyawan lingkungan & K3	6
Dokter	1
Medis	3
Supir	2
Gudang	6
Cleaning service	10
Jumlah	122

8.5.3 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

Tabel 8. 6 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
1	2	3	4
Direktur utama	1	30.000.000,00	360.000.000,00
Sekretaris	1	7.500.000,00	90.000.000,00
Staf ahli	1	6.000.000,00	72.000.000,00
Direktur produksi dan Teknik	1	20.000.000,00	240.000.000,00
Direktur keuangan dan umum	1	20.000.000,00	240.000.000,00
Supervisor produksi	1	7.500.000,00	90.000.000,00
Supervisor riset	1	7.500.000,00	90.000.000,00
Supervisor QC	1	7.500.000,00	90.000.000,00
R&D manager	1	10.000.000,00	120.000.000,00
HR dan umum	1	10.000.000,00	120.000.000,00
Kepala bagian proses	1	8.500.000,00	102.000.000,00
Kepala bagian pengendalian	1	8.500.000,00	102.000.000,00
Kepala bagian Lab	1	8.500.000,00	102.000.000,00
Kepala bagian riset	1	8.500.000,00	102.000.000,00
Kepala bagian K3 & Lingkungan	1	8.500.000,00	102.000.000,00
Kepala bagian maintenance	1	8.500.000,00	102.000.000,00
Kepala bagian utilitas	1	8.500.000,00	102.000.000,00
SPV administrasi	1	7.500.000,00	90.000.000,00
SVP keuangan	1	7.500.000,00	90.000.000,00
SVP SDM	1	7.500.000,00	90.000.000,00
SVP hubungan Masyarakat	1	7.500.000,00	90.000.000,00
SVP keamanan	1	7.500.000,00	90.000.000,00
SVP marketing	3	7.500.000,00	270.000.000,00
Karyawan proses	18	5.500.000,00	1.188.000.000,00
Karyawan pengendalian	18	5.500.000,00	1.188.000.000,00
Karyawan Lab	3	5.500.000,00	198.000.000,00
Karyawan Riset	2	5.500.000,00	132.000.000,00
Karyawan K3 & Lingkungan	2	5.500.000,00	132.000.000,00
Karyawan Maintenance	3	5.500.000,00	198.000.000,00
Karyawan utilitas	2	5.500.000,00	132.000.000,00
Karyawan administrasi	3	5.500.000,00	198.000.000,00
Karyawan keuangan	6	5.500.000,00	396.000.000,00
Karyawan SDM	2	5.500.000,00	132.000.000,00
Karyawan hubungan masyarakat	2	5.500.000,00	132.000.000,00
Security	3	3.000.000,00	108.000.000,00
Karyawan marketing	4	5.500.000,00	264.000.000,00
Dokter	1	7.000.000,00	84.000.000,00

1	2	3	4
Medis	3	4.500.000,00	162.000.000,00
Supir	2	3.000.000,00	72.000.000,00
Gudang	6	3.000.000,00	216.000.000,00
Cleaning service	10	3.000.000,00	360.000.000,00
Total	122	Rp	8.238.000.000,00

8.6 Kesejahteraan Karyawan

Faktor yang berperan dalam meningkatkan efektifitas kerja adalah kesejahteraan karyawan. Meningkatkan kesejahteraan karyawan

8.6.1 Tunjangan

- a Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
- c Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja. Tunjangan ini besarnya ditentukan berdasarkan jumlah jam kerja lembur
- d Tunjangan isteri dan anak diberikan kepada karyawan yang sudah berkeluarga
- e Tunjangan rumah sakit dan kematian diberikan kepada karyawan ketika sewaktu waktu terjadi musibah atau hal yang tidak diinginkan.

8.6.2 Cuti

Cuti adalah hak yang diberikan kepada karyawan untuk mengambil waktu istirahat dari pekerjaan baik untuk alasan Kesehatan, keperluan pribadi atau liburan. Cuti meliputi berbagai jenis seperti cuti tahunan, cuti sakit, cuti besar,

cuti bersama, cuti hamil dan cuti penting yang di atur dalam uu nomor 13 tahun 2003 tentang ketenagakerjaan.

a. Cuti tahunan

Berdasarkan pasal 79 ayat 2 menyatakan bahwa cuti tahunan diberikan kepada pekerja/buruh yang telah bekerja selama 12 (dua belas) bulan secara terus menerus. Lama cuti tahunan ini minimal 12 (dua belas) hari kerja. Namun begitu, perusahaan dapat menetapkan cuti di atas angka tersebut jika memang ada penyesuaian atas jabatan atau beban kerja. Dalam masa cuti tahunan tersebut, karyawan berhak mendapatkan upah penuh, sebagaimana pada pasal 84.

b. Cuti besar

Jika ada karyawan yang telah bekerja selama bertahun-tahun, maka perusahaan dianjurkan memberikan cuti besar. Pada pasal 79 ayat 2 (d), disebutkan bahwa hak pekerja/buruh, yaitu istirahat panjang sekurang-kurangnya 2 bulan dan dilaksanakan pada tahun ketujuh dan kedelapan masing-masing 1 bulan bagi pekerja/buruh yang telah bekerja selama 6 tahun secara terus menerus pada perusahaan yang sama dengan ketentuan pekerja/buruh tersebut tidak berhak lagi atas istirahat tahunannya dalam 2 tahun berjalan dan selanjutnya berlaku untuk setiap kelipatan masa kerja 6 tahun.

c. Cuti sakit

Cuti sakit, pekerja/buruh yang tidak dapat melanjutkan pekerjaan diperbolehkan mengambil waktu istirahat sesuai jumlah hari yang disarankan oleh dokter. Hal ini diatur pada pasal 93 ayat 2 dan pasal 81.

d. Cuti Bersama

Surat Edaran Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Nomor SE.302/MEN/SJ-HK/XII/2010 tahun 2010 tentang pelaksanaan cuti bersama di sektor swasta, mengatur tentang cuti bersama yang umumnya ditetapkan menjelang hari raya besar keagamaan atau hari besar nasional. Menurut aturan, jika karyawan mengambil libur pada hari cuti bersama, maka cuti tahunannya akan berkurang.

e. Cuti hamil

Pada pasal 82, diatur bahwa karyawan memperoleh hak istirahat selama 1,5 bulan sebelum dan 1,5 bulan setelah melahirkan menurut perhitungan dokter kandungan atau bidan. Akan tetapi, perusahaan dan karyawan dapat bernegosiasi tentang pemberian cuti melahirkan dan cuti menyusui, selama waktunya sekitar 3 bulan. Jika karyawan mengalami keguguran, ia diizinkan mendapatkan cuti selama 1,5 bulan.

f. Cuti penting

Pasal 93 ayat 2 dan 4 menyebutkan tentang hak cuti karena alasan penting bagi pekerja/buruh, dengan ketentuan berikut:

- Pekerjaan/buruh menikah : 3 hari
- Menikahkan anaknya : 2 hari

- Mengkhitankan anaknya : 2 hari
- Membaptiskan anaknya : 2 hari
- Istri melahirkan atau keguguran kandungan : 2 hari
- Suami/istri, orang tua/mertua atau anak atau menantu meninggal dunia : 2 hari
- Anggota keluarga dalam satu rumah meninggal dunia : 1 hari.

8.6.3 Pakaian Kerja

Hal yang dilakukan untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, Perusahaan memberikan 3 (tiga) pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.

8.6.4 Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja biaya pengobatan akan ditanggung oleh Perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan karena kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan Perusahaan.

8.6.5 Asuransi tenaga kerja (ASTEK)

Karyawan yang bekerja diperusahaan didaftarkan sebagai anggota Asuransi Jaminan Sosial Tenaga Kerja (BPJS Ketenagakerjaan).

8.6.6 Fasilitas Poliklinik

Perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat untuk meningkatkan efisiensi produksi dengan menjaga kesehatan karyawan.

8.6.7 Fasilitas Transportasi

Perusahaan memberikan fasilitas transportasi berupa mobil beserta supir untuk kegiatan operasional.

8.6.8 Fasilitas Koperasi

Koperasi diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan memenuhi kebutuhan sehari-hari karyawan serta memberikan fasilitas simpan-pinjam bagi karyawan.

8.6.9 Fasilitas Kantin

Kantin disediakan untuk memenuhi kebutuhan makan bagi para karyawan.

8.6.10 Fasilitas Peribadatan

Perusahaan menyediakan tempat ibadah agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktivitas keagamaan lainnya.

8.6.11 Fasilitas Penunjang Lain

- a. Penunjang hari raya (THR) untuk semua karyawan. Tunjang ini diberikan setiap tahun yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjang sesuai dengan golongan jabatan.
- b. Tunjangan kematian
- c. Tunjangan purna bakti
- d. Tunjangan perjalanan dinas

8.6.12 Peralatan Safety

Peralatan safety (safety Equipment) harus dipakai oleh setiap karyawan yang berada dan bekerja di plant atau daerah proses produksi.

Perlengkapan safety yang harus dipakai:

1. Sepatu safety
2. Safety goggle (kacamata)
3. Ear muff/ear plug, yaitu penutup telinga yang dipakai untuk mengurangi suatu bising dari mesin
4. Safety helmet, yaitu pelindung kepala
5. Masker, yaitu penutup hidung dan mulut untuk menyaring udara
6. Breathing apparatus, yaitu alat bantu pernafasan dipakai jika udara sekeliling kotor atau beracun.

8.7 Corporate Social Responsibility (CSR)

8.7.1 Dasar pelaksanaan dan kebijakan program CSR

Pelaksanaan program CSR Perseroan berpegang teguh pada:

1. Undang-undang No. 40 tahun 2007 tentang Perseroan terbatas

2. Peraturan pemerintah No. 47 tahun 2007 tentang Perseroan terbatas
3. Social responsibility. Discovering ISO 2600

8.7.2 Pengertian Corporate Social Responsibility (CSR)

Corporate Social Responsibility atau sering disebut CSR adalah suatu konsep atau tindakan yang dilakukan perusahaan sebagai rasa tanggung jawab perusahaan terhadap sosial dan lingkungan sekitar perusahaan tersebut. CSR sudah bermunculan di Indonesia seiring disahkannya UU No.40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas (PT), dan UU No.25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal, yang intinya suatu PT atau penanam modal wajib melaksanakan tanggung jawab sosial dan lingkungan. CSR dapat menjamin keberlanjutan bisnis yang dilakukan karena menurunnya gangguan sosial yang sering terjadi akibat pencemaran lingkungan, dapat menambah dukungan atau pembelaan masyarakat setempat, terjaminnya pasokan bahan baku secara berkelanjutan untuk jangka panjang. Adapun beberapa manfaat CSR sebagai berikut.

Bagi masyarakat:

1. Meningkatnya kesejahteraan masyarakat sekitar dan kelestarian lingkungan
2. Adanya beasiswa untuk anak tidak mampu di daerah tersebut
3. Meningkatnya pemeliharaan fasilitas umum.
4. Adanya pembangunan fasilitas masyarakat yang bersifat sosial dan berguna untuk masyarakat sekitar perusahaan.

Bagi Perusahaan:

1. Meningkatkan citra perusahaan.
2. Memberikan inovasi bagi perusahaan.
3. Membedakan perusahaan tersebut dengan perusahaan lain.

CSR sangat bermanfaat bagi masyarakat dan perusahaan, untuk itu pabrik Butil Asetat ini juga melakukan program – program sebagai bentuk tanggung jawab terhadap sosial dan lingkungan sekitar. Program – program CSR yang akan dilaksanakan antara lain:

- Community Relation

Kegiatan ini menyangkut pengembangan kesepahaman melalui komunikasi dan informasi kepada masyarakat sekitar, seperti sosialisasi manfaat dan bahaya dari Butil Asetat, sosialisasi mengenai pengolahan limbah, dan kegiatan – kegiatan yang serupa untuk menjaga komunikasi dan hubungan yang baik dengan masyarakat dan pihak terkait.

- Community Services

Kegiatan memberikan bantuan pelayanan masyarakat atau kepentingan umum, kegiatan ini seperti memberi bantuan atau sumbangan bagi korban bencana alam, bantuan membangun atau memperbaiki sarana dan fasilitas umum, bantuan sarana air bersih, poliklinik gratis, dan kegiatan – kegiatan lain.

- Community Empowering

Kegiatan memberikan bantuan akses yang lebih luas pada masyarakat untuk menunjang kemandiriannya, seperti bantuan produksi dan pengembangan pakan ikan, pelatihan budi daya tanaman organik,

pengembangan pola tanam padi, pelatihan manajemen pemasaran dan keuangan bagi masyarakat yang membutuhkan.

Adanya CSR, perusahaan dapat memberikan timbal balik kepada masyarakat dan lingkungan, dan juga dapat menjaga hubungan baik dengan masyarakat maupun dengan perusahaan-perusahaan lain untuk menjalin kerjasama yang baik.

8.7.3 Kebijakan CSR pada Pabrik Sodium Methyate

Perusahaan menetapkan kebijakan sebagai petunjuk melaksanakan aktivitas operasi. sebagai landasan dalam mengimplememntasikan program CSR, pabrik *sodium methyate* menerapkan kebijakan:

1. Sumber daya berkelanjutan

Mengusahakan pemakaian sumber daya yang berkelanjutan dengan memaksimalkan efisiensi operasional dan konservasi sumber daya alam.

2. Pencemaran

Meningkatkan kinerja lingkungan dengan mencegah dan meminimalkan dampak negatif dari operasional perseroan, serta secara efisien mengelola sampah dan mempromosikan 3R (reduce, reuse, recycle).

3. Pelatihan tanggap darurat dan keselamatan kerja

Memberikan pelatihan tanggap darurat dan keselamatan kerja kepada karyawan guna menghilangkan bahaya keselamatan dan kesehatan untuk mencegah cedera, penyakit akibat kerja dan kematian.

4. Penilaian Resiko

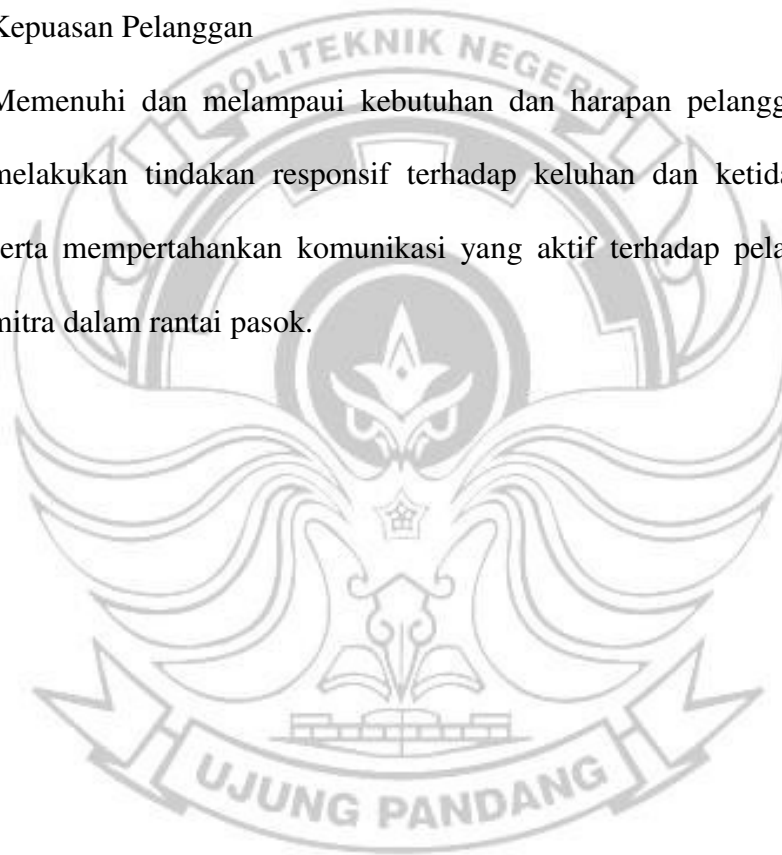
Mengelola risiko potensial terhadap kesehatan, lingkungan, keselamatan dan integrasi produk.

5. Pengembangan Sosial Kemasyarakatan

Melakukan pembinaan dalam upaya peningkatan taraf hidup dan kesejahteraan masyarakat melalui bantuan, penyuluhan dan sosialisasi berkelanjutan.

6. Kepuasan Pelanggan

Memenuhi dan melampaui kebutuhan dan harapan pelanggan dengan melakukan tindakan responsif terhadap keluhan dan ketidaksesuaian, serta mempertahankan komunikasi yang aktif terhadap pelanggan dan mitra dalam rantai pasok.



BAB IX

TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN

9.1 Lay Out Pabrik

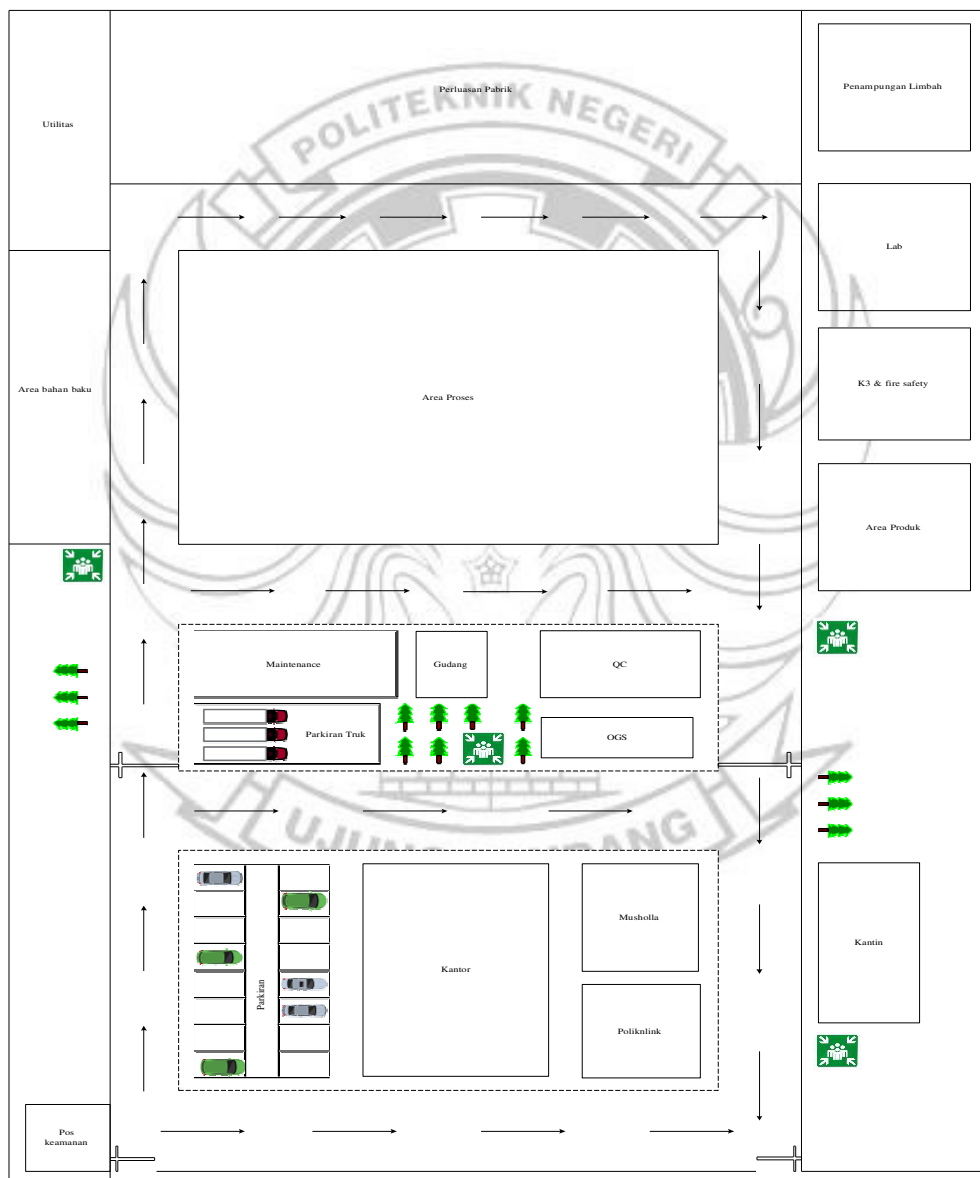
Tata letak pabrik atau lay out pabrik adalah proses strategis dalam mendesain pengaturan ruang didalam fasilitas produksi untuk memastikan efesiensi operasional yang maksimal. Mencakup penempatan mesin, peralatan dan area kerja dengan tujuan mengoptimalkan alur produksi, meminimalkan waktu transportasi material dan mempermudah alur kerja. Perancangan tata letak pabrik secara cermat dapat meningkatkan produktivitas, mengurangi biaya operasional dan memastikan kualitas produk yang konsisten. Perencanaan lay out pabrik meliputi perencanaan storage area, proses area, dan handling area. Pertimbangan yang perlu diperhatikan dalam lay out pabrik sebagai berikut:

1. Tipe dan kualitas produk
2. Area yang tersedia
3. Distribusi bahan baku, bahan jadi, air, Listrik dan lain-lain
4. Kemungkinan pengembangan pabrik di masa depan
5. Keadaan lingkungan, cuaca dan sosial
6. Keamanan terhadap bahaya peledakan, kebakaran, gas beracun dan bentuk bangunan
7. Pengaturan penggunaan lantai ruangan.

Beberapa hal yang harus diperhatikan pada proses pengaturan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

1. Pos keamanan ditempatkan didekat pintu masuk utama, pintu keluar dan area sensitif untuk memastikan kontrol akses yang efektif dan pemantauan aktivitas yang ketat untuk keamanan pabrik dan karyawan.
2. Area utilitas ditempatkan terpisah dari area produksi utama untuk mengurangi gangguan pada proses produksi dan memudahkan akses untuk pemeliharaan tanpa mengganggu operasi utama.
3. Bengkel berada di dekat area produksi utama untuk mempermudah perbaikan dan pemeliharaan peralatan dengan waktu respons yang cepat dan mengurangi downtime operasional.
4. Ruang generator terletak di area terpisah seperti sisi belakang atau area terpisah dari ruang kerja utama untuk menghindari gangguan suara.
5. Musholla berada di area yang tenang dan terpisah dari ruang kerja utama namun masih mudah diakses oleh karyawan.
6. Taman terletak di area terbuka di sekitar pabrik untuk menyediakan ruang hijau untuk relaksasi, toilet diletakkan di lokasi strategis dan mudah di akses dari berbagai area kerja.
7. Area parkir dekat dengan pintu masuk utama untuk memudahkan akses bagi karyawan dan pengunjung serta mengoptimalkan alur masuk dan keluar kendaraan.
8. Jalan dibuat satu arah dan memiliki jalur terpisah untuk kendaraan mobil atau motor dengan truk agar mempermudah pemantauan.
9. Penerangan dan ventilasi ruangan yang cukup untuk menunjang proses produksi.

10. Area perluasan memungkinkan pengembangan di masa depan tanpa mengganggu operasi saat ini dan memastikan akses yang mudah untuk ekspansi.
11. Area parkir truk didesain memanjang dan dekat dengan lokasi loading pabrik sehingga waktu dan tempat untuk pengisian produk lebih efisien.



Gambar 9. 1 Lay Out Pabrik

9.2 Lay Out Peralatan Proses

Perancangan lay out peralatan proses memiliki beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Aliran bahan baku

Aliran bahan baku harus dirancang untuk meminimalkan pemborosan dan memastikan proses produksi yang lancar. Elevasi pipa diatas tanah dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2. Aliran udara

Aliran udara diatur sebaik mungkin untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan pekerja.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai.

4. Lalu lintas manusia

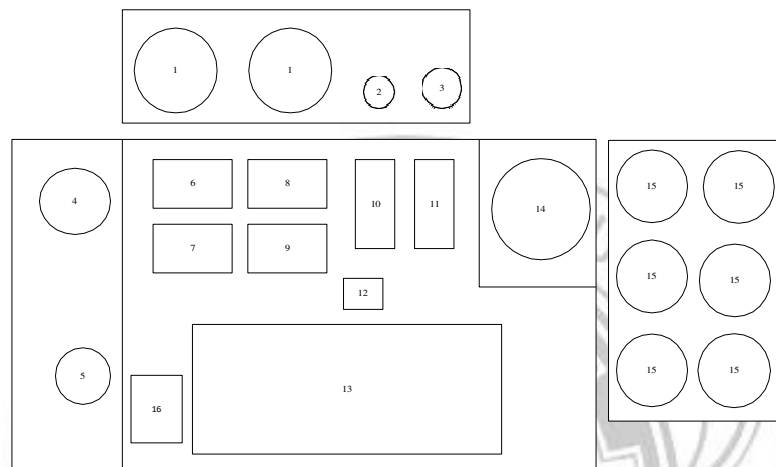
Atur rute kerja yang jelas untuk meminimalkan gangguan dan tabrakan antar pekerja.

5. Jarak antar proses

Jarak antar proses harus dirancang untuk mengurangi waktu yang dibutuhkan untuk memindahkan bahan atau produk.

6. Kordinasi proses

Alat proses yang mempunyai tekanan dan suhu tinggi sebaiknya adipisahkan dari alat proses lain sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.



Gambar 9. 2 Lay Out Proses

Tabel 9. 1 Keterangan Lay Out Proses

Kode	Kode Alat	Nama Alat
1	2	3
1	T-05	Tangki <i>sodium methylate</i>
2	TP-01	Tangki penampungan
3	T-03	Tangki Klorin
4	SL-01	Silo NaCl
5	T-04	Tangki Hidrogen
6	CD-01	Kondensor 1
7	CR-01	Kompresor 1
8	CO-02	Cooler 2
9	CR-02	Kompresor 2
10	CD-02	Kondensor 2

1	2	3
11	CO-03	Cooler 3
12	EV-01	Evaporator
13	RE-01	Reaktor Elektrolisis
14	AT-01	Agitated Tank
15	T-01	Tangki Metanol
16	CO-01	Cooler 1



BAB X

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi prarancangan pabrik *sodium methylate* bertujuan untuk mengevaluasi kelayakan finansial dari proyek tersebut sebelum tahap implementasi. Bab ini, kita akan mengidentifikasi faktor-faktor utama yang mempengaruhi biaya investasi, operasi dan keuntungan dari pabrik *sodium methylate*. Analisa ini mencakup perhitungan bahan baku, tenaga kerja serta evaluasi pasar dan permintaan produk. Analisa ekonomi dapat memberikan pertimbangan investor atau bank sehingga berminat dalam menginvestasikan uangnya pada Pembangunan pabrik *sodium methylate* ini. Hal yang perlu dievaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dari:

1. *Profitability/* Keuntungan
2. *Percent Returnt of Invenstment (ROI)*
3. *Pay Out Time (POT)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

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

1. Penafsiran modal industri (*Total Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Cost*)
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)

- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)
3. Total pendapatan penjualan produk *sodium methylate*

10.1 Penafsiran Harga Peralatan

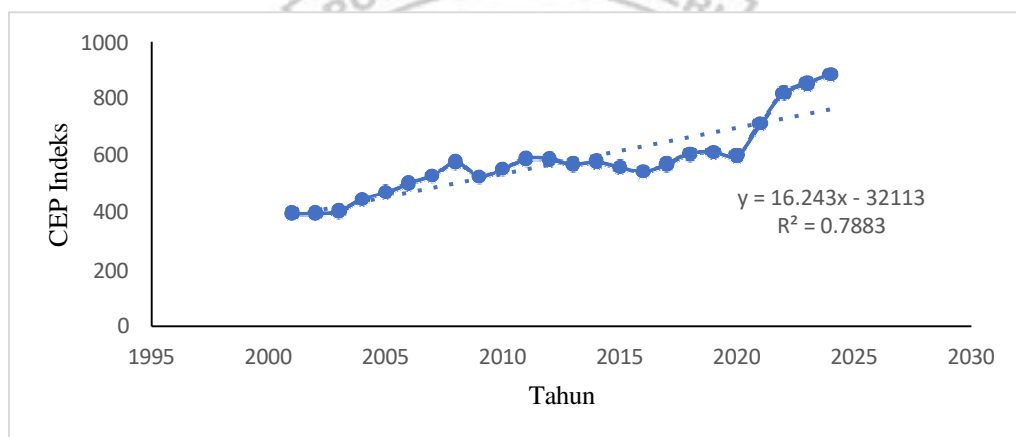
Harga alat alat proses industry setiap tahun mengalami perubahan sesuai kondisi perekonomian yang sedang terjadi pada tahun tersebut. Harga alat tiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian yang ada. Harga alat dapat ditafsirkan berdasarkan harga aktual yang ada pasar, ditentukan dengan menggunakan indeks untuk mengonversikan alat pada masa yang lalu sehingga diperoleh harga alat saat sekarang dan mendatang.

Harga peralatan yang ada ditahun mendatang dapat diperkirakan dari *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Harga CEP tahun 2024 dapat dicari menggunakan persamaan *least square* dengan indeks dari tahun 2001 sampai 2024. Penentuan harga peralatan dilakukan dengan menggunakan indeks harga pada Tabel 10.1.

Tabel 10. 1 Indeks CEP dari tahun 2001 hingga 2024 (Chemical Engineering Maganize)

Tahun	Indeks CEP
1	2
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6

1	2
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816
2023	850,4



Gambar 10. 1 Nilai CEP Indeks dari tahu 2001-2023

10.2 Dasar Perhitungan

10.2.1 Kapasitas Produksi

Kapasitas Produksi = 80.000 ton/tahun

Pabrik operasi = 1 tahun kerja (330 hari)

Pabrik didirikan tahun= 2025

Pabrik beroperasi = 2030

Kurs Rupiah USD = Rp 15.460,30 (Kurs 29 april 2024)

10.2.2 Kebutuhan Bahan Baku

NaCl = 3.677,62 kg/jam

Metanol = 212.018,22 kg/jam

10.2.3 Harga Bahan Baku dan Produk Harga

Harga NaCl = 0,07 US/kg

Harga Metanol = 0,650 US/L

10.3 Perhitungan Biaya

10.3.1 Capital Investment

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. Capital investment meliputi:

a. Fixed Capital Investment

Fixed capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik termasuk didalamnya yaitu:

- Purchased Equipment Cost (PEC) yaitu biaya pembelian peralatan proses termasuk pajak bea masuk, asuransi, provisi bank dan biaya pengangkutan hingga sampai dilokasi pabrik.
- Installation Cost yaitu biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat proses dilokasi pabrik. Nilainya ditentukan sebesar 43% PEC, terdiri dari biaya material 11% PEC, dan biaya buruh 32% PEC.
- Piping Cost yaitu biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Nilainya sebesar 86% PEC, terdiri dari biaya material 49% PEC dan biaya buruh 32% PEC.

- Instrument Cost yaitu biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu system pengendalian (kontrol). Nilainya ditentukan sebesar 30% PEC, terdiri dari biaya material 49% PEC dan biaya bburuh 6% PEC.
- Insulation Cost yaitu biaya yang dibutuhkan untuk system sirkulasi didalam proses produksi. Nilainya ditentukan sebesar 8% PEC terdiri dari 3% PEC dan biaya buruh 5% PEC.
- Building Cost yaitu biaya yang diperlukan untuk mendirikan bangunan-bangunan dalam lingkungan pabrik.
- Land and Yard Improvement yaitu biaya pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah, pembuatan jalan ke area pabrik dan paving.
- Utility Cost yaitu biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses antara lain unit penyediaan air, steam, cooling tower dan udara tekan. Nilainya 75% PEC.
- Enviroment Cost yaitu biaya yang dikeluarkan untuk Pembangunan instalasi unit pengolahan limbah cair, padat dan gas dimana akan dikirim ke unit pengolahan limbah terpadu di Kawasan industri. Nilainya ditetapkan 30% PEC.
- Engineering and Construction Cost yaitu biaya untuk design engineering, field supervisor, temporary construction and inspection. Nilainya ditetapkan sebesar 20% PPC (physical Plant Cost).
- Contractor's Fee yaitu biaya untuk membayar kontraktor Pembangunan pabrik. Nilainya sebesar 4-10% dari DPC (Direct Plant Cost), Dimana $DPC = PPC + Engineering \& Construction Cost$.

- Contingency yaitu kompensasi terhadap pengeluaran yang tak terduga, perubahan proses meskipun kecil, perubahan harga dan kesalahan estimasi. Nilainya ditetapkan 1%-25% DPC, diambil 25% DPC.

b. Working Capital Investment

Working capital investment adalah usaha atau modal yang diperlukan untuk menjalankan operasional dari suatu pabrik dalam jangka waktu tertentu, termasuk didalamnya yaitu:

- Raw material investment adalah biaya yang dibutuhkan untuk persediaan bahan baku tergantung dari kecepatan konsumsi bahan baku, nilainya, ketersediaannya dan sumber.
- In-process inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang dalam proses, besarnya tergantung pada lama siklus proses.
- Product inventory adalah biaya yang diperlukan untuk penyimpanan produk sebelum produk tersebut dilempar ke pasaran.
- Extended credit adalah persediaan uang untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar.
- Available cash adalah persediaan uang tunai untuk membayar buruh, servis, dan material.

c. Plant Start Up

Berdasarkan buku Aries & Newton 1955, Plant start up adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan Ketika pabrik mulai beroperasi atau start up.

d. Interest During Construction (IDC)

Berdasarkan buku Aries & Newton 1955, IDC adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan selama masa Pembangunan/konstruksi pabrik.

10.3.2 Production Cost

10.3.2.1 Manufacturing Cost

a. Direct Manufacturing Cost

Berdasarkan buku (Aries & Newton 1955), *direct manufacturing cost* merupakan pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk termasuk di dalamnya yaitu:

- Biaya bahan baku (*raw material*)
- *Labor cost* adalah biaya untuk buruh yang terlibat langsung dalam proses produksi.
- *Supervisory expance* adalah biaya mengenai semua personal yang bertanggung jawab langsung terhadap operasi suatu produksi.
- *Maintenance cost* adalah biaya untuk pemeliharaan alat proses.
- *Plant supplies cost* adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan plant supplies antara lain lubricants, charts dan gaskets.

- Royalties and patent

Cost of utilitties adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian alat dan unit pendukung proses sehingga dihasilkan steam, air bersih, listrik dan bahan bakar.

b. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Berdasarkan buku Aries & Newton (1955), *indirect manufacturing cost* merupakan pengeluaran yang dikeluarkan sebagai akibat tidak langsung karena adanya operasi pabrik, yang termasuk *indirect cost* adalah sebagai berikut:

- *Payroll overhead* adalah pengeluaran perusahaan untuk biaya pengsiun, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi cacat jasmani akibat kerja dan keamanan.
- *Laboratory* perusahaan harus mengeluarkan biaya untuk pengoperasian laboratorium karena laboratorium dibutuhkan untuk menjamin produk *quality control*.
- *Plant overhead* adalah biaya untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, termasuk didalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan (*warehouse*) dan engineering (termasuk *safety* dan *protection*).
- *Transportation* adalah biaya yang diperlukan untuk membayar ongkos distribusi barang produksi sampai ditangan konsumen.

c. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Berdasarkan buku Aries & Newton (1955), *fixed cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran, dimana harganya tetap tidak bergantung dengan waktu dan tingkat produksi, yang termasuk di dalam *fixed cost* yaitu:

- Depresiasi adalah biaya penyusutan nilai peralatan dan gedung, besarnya diperhitungkan dari perkiraan lamanya umur pabrik.

- *Property taxes* adalah biaya pajak *property* yang harus dibayarkan oleh suatu perusahaan, besarnya tergantung lokasi dan situasi dimana plant tersebut berdiri.
- Asuransi, pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabrik, semakin bahaya suatu pabrik, maka biaya asuransinya semakin tinggi.

10.3.2.2 General Expense

Berdasarkan buku Aries & Newton (1955), *General expense* atau pengeluaran umum adalah pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*. Untuk *sales expense* dimasukkan langsung ke dalam harga penjualan produk dimana termasuk dari harga pasar internasional.

a. *Administration Cost*

Administration cost merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan administrasi perusahaan, termasuk didalamnya antara lain:

- *Management salaries* adalah gaji yang harus dibayarkan kepada semua karyawan perusahaan diluar buruh produksi antara lain Direktur, Sekertaris dan Kepala Bagian.
- *Legal fee and auditing* adalah biaya yang dikeluarkan untuk *fee* yang legal, sedangkan auditing adalah untuk membayar akuntan public.
- Biaya untuk peralatan kantor dan komunikasi, biaya ini diperlukan untuk membeli peralatan kantor seperti kertas, tinta dan lain-lain serta untuk membayar biaya komunikasi ndi lingkungan perusahaan seperti biaya telepon dan internet.

b. *Sales Expense*

Sales expense adalah biaya administrasi yang diperlukan dalam penjualan produk, termasuk di dalamnya biaya biaya promosi apabila produk tergolong baru.

c. *Research*

Biaya *research* diperlukan untuk mendukung pengembangan pabrik, baik perbaikan proses maupun peningkatan kualitas produk. Selain itu juga dialokasikan untuk pembiayaan pengembangan *Human Resource* dari karyawan atau pekerja dengan peningkatan kemampuannya.

d. *Finance*

Finance merupakan pengeluaran untuk membayar tagihan bunga pinjaman modal.

10.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan diperlukan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, serta dapat mengetahui pabrik tersebut potensial atau tidak untuk didirikan, maka dilakukan suatu analisa kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menentukan analisa kelayakan adalah sebagai berikut:

10.4.1 Percent Profit on Sales

Berdasarkan buku Aries & Newton (1955), *Profit on Sales* adalah besarnya keuntungan (*profit*) kasar dari setiap satuan produk yang dijual.

$$\text{POS} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Harga jual produk}} \times 100\%$$

10.4.2 Percent Return Investment (ROI)

Berdasarkan buku Aries & Newton (1955, *Return on Investment* adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{fixed capital investment}} \times 100\%$$

10.4.3 Pay Out Time (POT)

Berdasarkan buku Peters & Timmerhaus (1991), *pay out time* adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh penerima melebihi investasi awal, atau jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan *capital investment* sebelum dikurangi depresiasi. POT dapat dicari dengan menganalisis *cumulative cash flow*.

$$\text{POT} = \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{profit+depresiasi}} \times 100\%$$

10.4.4 Break Event Point (BEP)

Break Event Point adalah titik yang menunjukkan tingkat produksi berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama, dimana pabrik dikatakan tidak untung dan tidak rugi. Apabila kapasitas kurang dari BEP akan menyebabkan kerugian, sebaliknya kapasitas lebih dari BEP akan mendapat keuntungan/profit (Aries & Newton, 1955). Dengan BEP dapat ditentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum, serta harga jual dan jumlah unit yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

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

Keterangan:

Fa = Fixed manufacturing cost

Ra = Regulated cost

Va = Variable cost

Sa = Sales/penjualan produk

10.4.5 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point titik perpotongan antara kurva penghasilan (*sales*) dengan kurva *fixed cost* (biaya tetap), yang menunjukkan pada tingkat kapasitas produksi tertentu jumlah *sales* sama dengan *fixed cost* yang mengakibatkan suatu aktivitas produksi dihentikan. Hal tersebut disebabkan oleh *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*) (Aries & Newton, 1955). Dapat dikatakan perusahaan tidak dapat memenuhi *fixed cost*. Maka, perusahaan harus berhenti beroperasi

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

Keterangan:

Ra = Regulated cost

Va = Variable cost

Sa = Sales/penjualan produk

10.4.6 Internal Rate of Return (IRR)

Rate of return dapat dihitung trail harga IRR hingga diperoleh net present value (NPV) = 0. Present value dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$P = \frac{F}{(1+IRR)^n} \times 100\%$$

Keterangan:

P = Present value

F = Nilai uang pada tahun ke n

n = Tahun T

10.1 Hasil Perhitungan

10.5.1 Capital Investment

a. Fixed Capital Investment

Tabel 10. 2 Total Biaya Physical Plant Cost (PPC)

physical plant cost (PPC)	Biaya (US\$)
1	2
PEC	4.428.850,00
Instalasi alat	3.720.290,68
Pemipaan	3.808.811,00
Instrumentasi	2.030.359,02
Insulasi	354.308,00
Listrik	664.327,50
Tanah + Bangunan	5.777.701,60
1	2
Utilitas	3.321.637,50
Environment	1.328.655,00
Total	25.434.940,29

Tabel 10. 3 Biaya Engineering and Construction

Biaya Engineering and Construction	Biaya (US)
Engineering & Construction	5.086.988,06
Direct plant cost	55.956.868,64
Total	61.043.856,70

Tabel 10. 4 Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment	Biaya (US)
Direct Plant Cost	61.043.856,70
Contractor's fee	5.595.686,86
Contingency	13.989.217,16
Total	80.628.760,72

10.5.2 Working Capital Investment

Tabel 10. 5 Working Capital Investment

Working Capital Investment	Biaya (US)
Raw material inventory	125.627.232,61
In process inventory	3.356,66
Product inventory	16.111.947,35
Extended credit	301.176.470,59
Available cash	16.111.947,35
Total	459.030.954,56

10.5.3 Plant Start Up

Biaya (US) 8.062.876,07

10.5.4 Interest During Construction (IDC)

Tabel 10. 6 Interest During Construction

Interest During Construction	Biaya (US)
Total FCI	80.628.760,72
Plant Start up	8.062.876,07
Interest during construction	8.062.876,07
Total WCI	459.030.954,56
Total	555.785.467,42

10.5.5 Production Cost

1. Manufacturing Cost

a. Direct Manufacturing Cost

Tabel 10. 7 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost	Biaya (US)
Supervisi cost	58.989,80
Maintenance	8.062.876,07
Plant supplies	1.209.431,41
Utilitas	6.768.367,86
Labor cost	215.390,39
Raw material	125.627.232,61
Total	141.942.288,14

b. Indirect Manufacturing Cost

Tabel 10. 8 Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost	Biaya (US)
------------------------------------	-------------------

Payroll Overhead	43.078,08
Laboratory cost	21.539,04
Pay overhead	215.390,39
packaging produk	30.117.647,06
Total	30.397.654,56

c. Fixed Manufacturing Cost

Tabel 10. 9 Fixed Manufacturing Cost

Fixed Manufacturing Cost	Biaya (US)
Depresiasi	2.472.615,33
Property taxes	1.612.575,21
Asuransi	806.287,61
Total	4.891.478,15

d. Total Manufacturing Cost

Tabel 10. 10 Total Manufacturing Cost

Fixed Manufacturing Cost	Biaya (US)
Direct manufacturing cos (DMC)	141.942.288,14
Indirec Manufacturing Cost	30.397.654,56
fixed manufacturing cost (FMC)	4.891.478,15
Total	177.231.420,85

2. General Expense

Tabel 10. 11 General Expense

General Expense	Biaya (US)
------------------------	-------------------

Administration	532.848,65
Sales expense	38.990.912,59
Research & development	27.105.882,35
Finance	11.115.709,35
Total	77.745.352,94

Tabel 10. 12 Total Production Cost

General Expense	Biaya (US)
TMC	177.231.420,85
General expense	77.745.352,94
Total	254.976.773,79

10.5.6 Analisa Kelayakan

- Biaya produksi = US 254.976.773,79 = Rp. 3.942.415.880,52
- Keuntungan sebelum pajak = US 46.199.696,79
= Rp. 714.261.172.354,78
- Keuntungan setelah pajak = US 34.649.722,60
= Rp. 535.695.293.266,08
- Percent Profit on Sales
 - POS sebelum pajak = 15,52%
 - POS setelah pajak = 11,64%
- Percent Return on Investment (ROI)
 - ROI sebelum pajak = 59,26%
 - ROI setelah pajak = 44,45%
- Pay Out Time (POT)

POT sebelum pajak = 1,6 tahun

POT setelah pajak = 2,10 tahun

- Breakt Even Poin (BEP) = 39,40%
- Shut Down Point (SDP) = 33,31%
- Internal Rate of Return (IRR) = 33%



BAB XI

KESIMPULAN

Menurut hasil perhitungan Analisa ekonomi diperoleh nilai BEP berada pada batas minimum yang diizinkan. Nilai BEP dipengaruhi oleh harga jual produk yang lebih besar dari harga bahan baku, sehingga jika selisihnya makin besar maka nilai BEP akan semakin rendah. Sebaiknya nilai ROI tinggi seiring penurunan BEP. Jika dilihat dari POT, maka pabrik telah sesuai dengan batas toleransi 5 tahun untuk industry kimia dengan risiko tinggi. Dari hasil evaluasi ekonomi tersebut maka Pabrik *Sodium Methylate* kapasitas 80.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

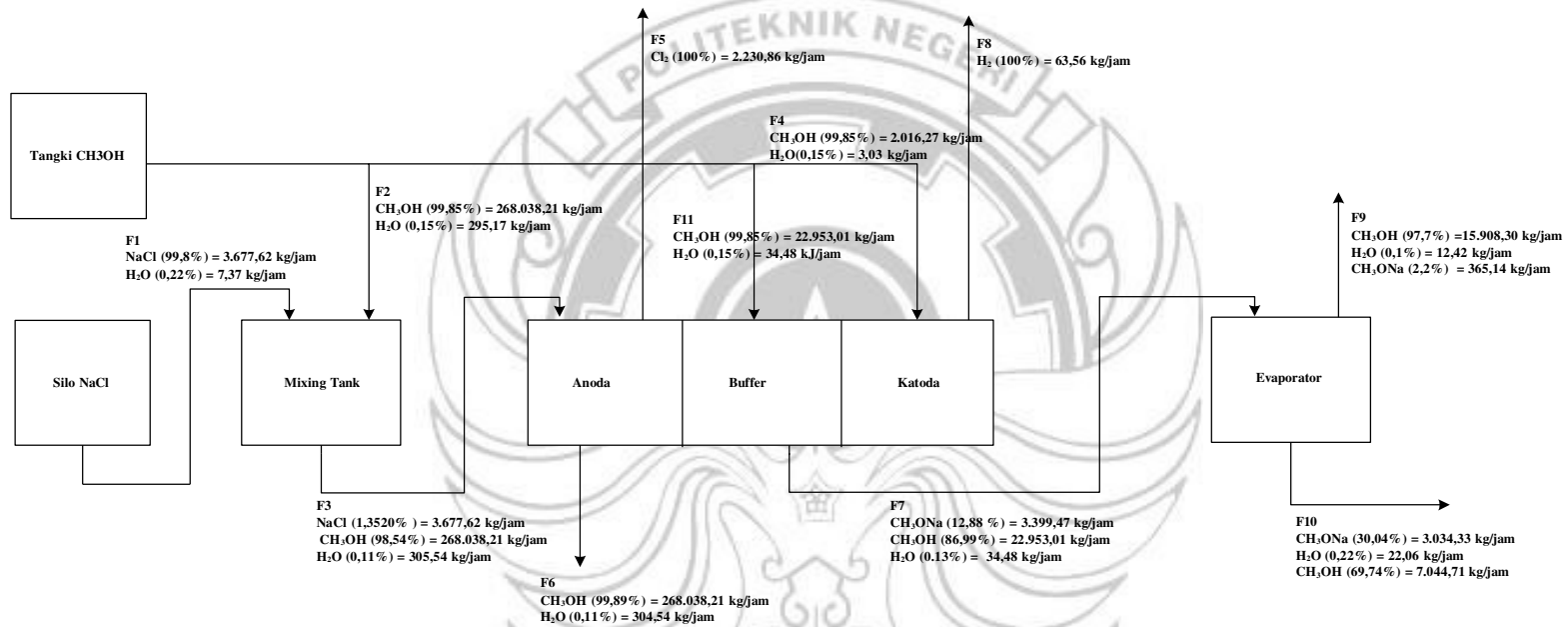


DAFTAR PUSTAKA

- Aries & Newton, 1955, 'Chemical_engineering_cost_estimation_ari'.
- Aristanto, E., 2023, *PRARANCANGAN PABRIK SODIUM METHYLATE 30% KAPASITAS 75.000*.
- Bahasan, P., *Bab 1 Beberapa Konsep Dasar Tentang Ekonomi Teknik*.
- BPS, 2023, 'Neraca Energi Indonesia'.
- Brownell&Young,1959,
'15_Brownell_Process_Equipment_Design_Handb_230607_105617'.
- Carberry, J.J., Walker, W.H., White, A.H., Jackson, D.D., James, J.H., Lewis, W.K. & Curtis H C Parmelee, H.A., no date, *McGraw-Hill Chemical Engineering Series Editorial Advisory Board Building the Literature of a Profession*.
- Carberry, J.J., Walker, W.H., White, A.H., Jackson, D.D., James, J.H., Lewis, W.K. & Curtis H C Parmelee, H.A., no date, *McGraw-Hill Chemical Engineering Series Editorial Advisory Board Building the Literature of a Profession*.
- Firda, D., Arfiana, N.A. & Musridah, S., 2021, 'PRODUKSI BIODIESEL BERBASIS MINYAK NABATI MENGGUNAKAN ASPEN HYSYS', *Jurnal Teknologi Industri Pertanian*, 98–109.
- Hall, S., 2012, 'Fluid Flow', *Branan's Rules of Thumb for Chemical Engineers*, pp. 1–26, Elsevier.
- Himmelblau & Riggs, 1989, 'Basic principles & calculations in chemical engineering Himmelblau'.
- Hsiao, M.C., Kuo, J.Y., Hsieh, P.H. & Hou, S.S., 2018, 'Improving biodiesel conversions from blends of high- and low-acid-value waste cooking oils using sodium methoxide as a catalyst based on a high speed homogenizer', *Energies*, 11(9).
- Jazuli, M. & Wibowo, A.A., 2020, 'BIODIESEL SEBAGAI SUMBER ENERGI TERBARUKAN: PROSES DAN TEKNOLOGI TERKINI', 2020(2), 445–450.
- Jeffry Yuliyanto Waisapi, 2022, 'Keselamatan dan Kesehatan Kerja dan Lingkungan', *Formosa Journal of Social Sciences (FJSS)*, 1(3), 285–298.
- Kern, 1965, 'D.Q. Kern_Heat Transfer (1)'.
- Keselamatan, B.I.: & Kerja, K.

- Kristianturi, R., Jinca, M.Y. & Akil, A., 2021, 'Strategi Pengembangan Biodiesel untuk Sektor Transportasi Darat yang berkelanjutan di Sulawesi'.
- Levenspiel, O., *Chemical reaction engineering*.
- Masway, 2004, *TENTANG BOILER*.
- Maulana, 2023, *PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN PRARANCANGAN PABRIK Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA 2023*.
- Perry & Green, 1999, 'Perry-s_Chemical_Engineers-_Handbook'.
- Perry, R.H. & Green, D.W., 1997, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*.
- Prianto, B, *KATALISIS HETEROGEN DENGAN MEKANISME LANGMUIR-HINSHLWOOD SEBAGAI MODEL REAKSI ELEKTROLISIS NaCl*.
- Romadhona, S.L., Zakky Masyhur, A., Yuliantika, S.F., Hamdani, D.F., Rijaal, F.A., Mirzayanti, Y.W., Adhi, I.T. & Surabaya, T., 2024, *Prosiding Seminar Nasional Teknologi Industri Berkelanjutan IV (SENASTITAN IV) Surabaya*.
- Smith, J.M. (Joseph M., Ness, H.C. (Hendrick C.) Van, Abbott, M.M. & Swihart, M.T. (Mark T., 1949, *Introduction to chemical engineering thermodynamics*.
- Studi, P. & Terapan, S, *PRARANCANGAN PABRIK KIMIA 2*.
- Suharto, T.E., 2022, *KATALISIS DALAM INDUSTRI KIMIA*.
- Suharto, T.E., no date, *KATALISIS DALAM INDUSTRI KIMIA*.
- Yaws, C.L., Boston, A., Heidelberg, •, London, •, San, P., San, D., Singapore, F. & Tokyo, S., 1999, *The Yaws Handbook of Vapor Pressure Antoine Coefficients Second Edition*.
- 2019a, 'MSDS Liquid Chlorine'.
- 2019b, 'MSDS SODIUM CHLORIDE'.
- 2021, *MSDS METHANOL*.
- 2022, 'MSDS SODIUM METHYLATE'.
- Walas, 1988a, 'Walas S. M. - Chemical process equipment. Selection & design'.
- Coulson & Richardson, 1955b, *CHEMICAL ENGINEERING VOLUME 2 FIFTH EDITION Particle Technology and Separation Processes*.
- Ulrich, 1984c, 'A GUIDE TO CHEMICAL ENGINEERING PROCESS DESIGN AND ECONOMICS'.

LAMPIRAN A NERACA MASSA



Gambar A. 1 Komposisi Neraca Massa

Perhitungan Neraca Massa

Neraca massa didasarkan pada hukum kekekalan massa, yang menyatakan bahwa massa tidak bisa diciptakan atau dimusnahkan hanya dapat berubah bentuk atau distribusinya. Berikut beberapa faktor yang penting dalam keseimbangan neraca massa:

1. Massa masuk (Input) : Jumlah massa bahan baku yang masuk ke dalam sistem
2. Massa keluar (Output) : Jumlah massa produk atau bahan yang keluar dari sistem
3. Akumulasi : Massa yang disimpan atau tertahan di dalam sistem, seperti dalam bentuk reaksi kimia yang belum selesai atau bahan dalam penyimpanan sementara.
4. Reaksi kimia : Jika terjadi reaksi kimia, massa zat pereaksi yang diubah menjadi produk juga harus diperhitungkan dalam neraca massa.
5. Kehilangan massa : Kehilangan massa seperti dalam bentuk debu, uap atau kebocoran perlu diperhitungkan agar neraca massa tetap akurat.

Pabrik akan memproduksi larutan sodium methyate (CH_3ONa) dengan konsentrasi 30% dalam metanol (CH_3OH). Pabrik memiliki kapasitas 80.000 ton/tahun dan akan beroperasi 330 hari/tahun. Jumlah produksi CH_3ONa dalam satu hari adalah sebagai berikut:

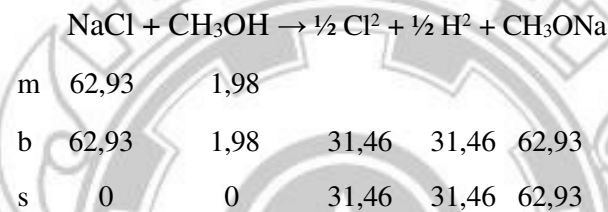
$$\begin{aligned}\text{Produksi CH}_3\text{ONa 30\%} &= 80.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \\ &= 242,4242 \text{ ton/hari}\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diperoleh jumlah CH₃ONa 30% yang diproduksi perhari adalah 242,4242 ton/hari, selanjutnya perhitungan akan dibasiskan perjam sehingga:

$$242,4242 \text{ ton/hari} = 242,4242 \times \frac{1000}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \times 60} \times 1000$$

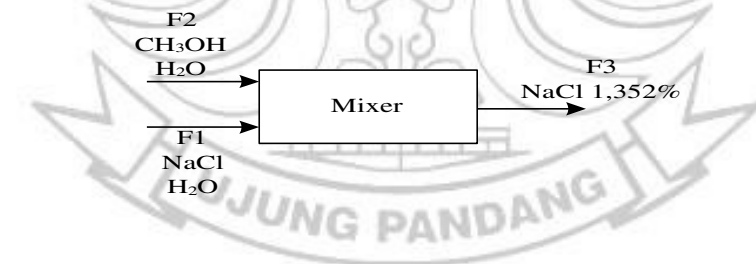
$$= 10.101,01 \text{ kg/jam}$$

Perhitungan mulai dari belakang yaitu berdasarkan reaksi yang terjadi pada reaktor.



A.1 Agitated Tank

Agitated tank atau mixer digunakan untuk membentuk cairan NaCl-CH₃OH pada konsentrasi jenuhnya.



Gambar A.2 Neraca Massa Agitated Tank (Mixer)

NaCl dari silo penyimpanan (SL-01) akan dilarutkan menggunakan CH₃OH hingga membentuk larutan jenuh NaCl-CH₃OH dengan konsentrasi 1,352% pada suhu 30°C, sedangkan CH₃OH yang digunakan didapatkan dari sel elektrolisis

bagian anoda saat proses sudah dalam kondisi steady state, sedangkan awal mula proses akan diambil dari tangki penyimpanan CH₃OH (T-01).

$$= 3.677,62 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air (pengotor NaCl)} = 3.677,62 \text{ kg/jam} \times \frac{0,2}{99,8} = 7,37 \text{ kg/jam}$$

CH₃OH masuk yang dibutuhkan untuk melarutkan NaCl

$$= \frac{3.677,62 + 7,37}{0,01352}$$

$$= 268.038,21 \text{ kg/jam}$$

Konsentrasi CH₃OH = 99,89%

$$\text{Air (pengotor CH}_3\text{OH)} = \frac{0,11}{99,89} \times 268.038,21 \text{ kg/jam}$$

$$= 295,17 \text{ kg/jam}$$

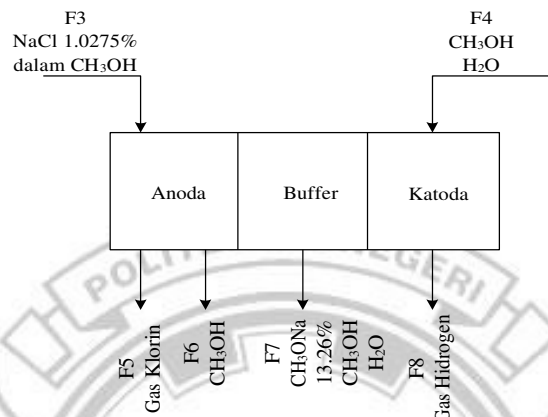
Tabel A.1 Neraca Massa Agitated Tank (AT-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F1	F2	F3
NaCl	3.677,62		3.677,62
CH ₃ OH		268.038,21	268.038,21
H ₂ O	7,37	295,17	302,54
Total	3.684,99	268.333,37	
	272.018,36		272.018,36

A.2 Reaktor Elektrolisis (RE-01)

Pada proses ini sel elektrolisis berfungsi sebagai alat pemisah sekaligus reaktor tempat terjadinya reaksi. Sel elektrolisis dibagi menjadi 3 bagian yaitu bagian anoda, katoda dan buffer. Bagian anoda berfungsi untuk memisahkan ion Na⁺ dan Cl⁻, bagian katoda berfungsi untuk memisahkan ion H⁺ dengan CH₃O⁻. ion Na⁺ dan

CH_3O^- ditransfer ke bagian buffe dan akan bereaksi pada bagian tersebut. Klorin dan hydrogen di masing-masing bagian akan dikeluarkan dari sel elektrolisa sebagai gas Cl_2 dan H_2 . Reaksi berlangsung maksimal pada suhu 60°C .



Gambar A.3 Neraca Massa Sel Elektrolisa

CH_3OH yang digunakan memiliki konsentrasi 99,85% dengan pengotor berupa air. Uraian lebih lanjut akan dibahas per bagian sel.

A.2.1 Sel elektrolisis bagian anoda

Larutan $\text{NaCl-CH}_3\text{OH}$ pekat dari agitated tank (AT-01) masuk kedalam sel elektrolisa bagian anoda. Ion Na^+ akan berpindah menuju bagian buffer sedangkan ion Cl^- akan membentuk gas klorin (Cl_2) yang akan ditampung pada tangka penyimpanan klorin (T-02). CH_3OH hanya berperan sebagai pelarut dan akan dialirkan Kembali ke agitated tank (AT-01) untuk melarutkan fresh NaCl . Berikut merupakan reaksi-reaksi yang terjadi beserta perhitungan neraca massanya.

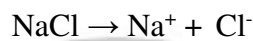
1. Reaksi Ionisasi NaCl

Massa NaCl masuk = 3.667,62 kg/jam

Massa senyawa tak larut (pengotor) = 0,71 kg/jam

Mr NaCl = 58,44 kg/kmol

$$\begin{aligned}\text{Mol NaCl} &= \frac{\text{Massa}}{\text{Mr}} \\ &= \frac{3.677,62 \text{ kg/jam}}{58,44 \text{ kg/kmol}} \\ &= 62,93 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

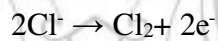


$$62,93 \quad 62,93 \quad 62,93$$

Ar Na = 17 kg/kmol

$$\begin{aligned}\text{Massa Na}^+ \text{ keluar} &= \text{mol Na} \times \text{Ar Na} \\ &= 62,93 \text{ kmol/jam} \times 17 \text{ kg/kmol} \\ &= 1.4467,76 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

2. Reaksi Pembentukan Gas Klorin



$$62,93 \quad 31,46$$

Mr Cl₂ = 70,9 kg/kmol

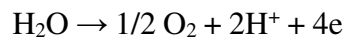
$$\begin{aligned}\text{Massa Cl}_2 \text{ keluar} &= \text{mol Cl}_2 \times \text{Mr Cl}_2 \\ &= 31,46 \text{ kmol/jam} \times 70,9 \text{ kg/kmol} \\ &= 2.239,86 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

3. Reaksi Pemecahan Molekul Air

Massa air masuk = 302,54 kg/jam

$$\text{Mr H}_2\text{O} = 18,015 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol air} &= \frac{302,52}{18,015} \\ &= 6,43 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$16,79 \quad 8,40 \quad 33,59$$

$$\text{Massa O}_2 = 273,65 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}^+ = 33,86 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.2 Neraca Massa Sel Elektrolisa bagian Anoda

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)		
	F3	F5	F6	Buffer
NaCl	3.677,62			
CH ₃ OH	268.038,2		268.038,2	
Na ⁺				1.446,76
Cl ₂		2.230,86		
H ₂ O	302,54		302,54	
Total	272.018,3	2.230,86	268.340,7	1.446,76
			272.018,3	

A.2.2 Sel Elektrolisa bagian Katoda

CH₃OH akan masuk dari tangki CH₃OH (T-01), dengan adanya muatan negatif pada katoda CH₃OH akan terpecah menjadi bagian CH₃O⁻ dan H⁺. CH₃O⁻ akan melewati membran dan menuju bagian buffer sedangkan H⁺ akan membentuk gas hidrogen yang kemudian ditampung ditangki hydrogen (T-03),

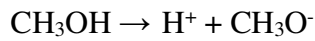
1. Reaksi Pemecahan Molekul CH₃OH

Mol CH₃O⁻ yang dibutuhkan = mol Na⁺ yang digunakan

$$\text{Mol CH}_3\text{O}^- = 62,93 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mr CH}_3\text{O}^- = 31,03 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CH}_3\text{O}^- &= 62,93 \text{ kmol/jam} \times 31,03 \text{ kg/kmol} \\ &= 1.952,71 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$m \quad 62,93$$

$$b \quad 62,93 \quad 62,93 \quad 62,93$$

$$s \quad 0,00 \quad 62,93 \quad 62,93$$

$$\text{Mr CH}_3\text{OH} = 32,04 \text{ kg/kmol}$$

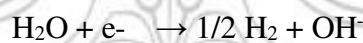
$$\begin{aligned} \text{Massa CH}_3\text{OH yang dibutuhkan} &= 62,93 \times 32,04 \text{ kg/kmol} \\ &= 2.016,27 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Konsentrasi CH₃OH yang digunakan sebesar 99,85% dengan pengotor berupa air sebesar 0,15%.

2. Reaksi Pemecahan Molekul Air

$$\text{Massa air masuk} = 2.016,27 \text{ kg/jam} \times \frac{0,15}{99,85} = 3,03 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol air masuk} = \frac{3,03 \text{ kg/jam}}{18,015 \text{ kg/kmol}} = 0,17 \text{ kmol/jam}$$



$$0,17 \quad \quad \quad 0,08 \quad 0,17$$

$$\text{Mr OH} = 17 \text{ kg/kmol}$$

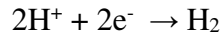
$$\text{Massa OH} = 0,17 \text{ kmol/jam} \times 17 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,02 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mr H}_2 = 2,02 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Massa H}_2 = 0,08 \text{ kmol/jam} \times 2,02 \text{ kg/kmol} = 0,17 \text{ kg/jam}$$

3. Reaksi Pembentukan Gas Hidrogen



$$62,93 \qquad 31,46$$

$$\text{Mr H}_2 = 2,02 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2 \text{ keluar} &= 31,46 \text{ kmol/jam} \times 2,02 \text{ kg/kmol} \\ &= 63,56 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.3 Neraca Massa Sel elektrolisa bagian Katoda

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F4	F8	Buffer
CH ₃ OH	2.016,27		
H ₂		63,56	
CH ₃ O ⁻			1.952,71
Total	2.016,27	63,56	1.952,71
			2.016,27

A.2.3 Sel Elektrolisa bagian Buffer

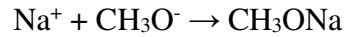
Reaksi terjadi pada bagian buffer, sel elektrolisa mampu membentuk sodium methylate konsentrasi 10-15%. Setting point konsentrasi yang digunakan yaitu 12,88%. CH₃OH sebagai pelarut dialirkan dari tangki CH₃OH (T-01). Ion Na⁺ dari bagian anoda dan ion CH₃O⁻ dari katoda akan terakulasi pada bagian buffer dan bereaksi di bagian tersebut. reaksi yang berlangsung sebagai berikut:

$$\text{Massa Na}^+ \text{ masuk} = 1.466,76 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa CH}_3\text{O}^- \text{ masuk} = 1.952,71 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol Na}^+ \text{ masuk} = 62,93 \text{ kmol/jam}$$

Mol CH_3O^- masuk = 62,93 kmol/jam



m 62,93 62,93

b 62,93 62,93 62,93

s 0.00 0.00 62,93

mol CH_3ONa yang dihasilkan = 62,93 kmol/jam

Mr CH_3ONa = 54,02 kg/kmol

Massa CH_3ONa = 62,93 kmol/jam x 54,02 kg/kmol

= 3.399,47 kg/jam

Massa CH_3OH yang dibutuhkan = $87,1 \times \frac{3.399,47 \text{ kg/jam}}{12,88} = 22.953,01 \text{ kg/jam}$

Massa air dalam CH_3OH = $22.953,01 \text{ kg/jam} \times \frac{0,15}{99,85} = 34,48 \text{ kg/jam}$

Persen air dalam produk = $\frac{34,48 \text{ kg/jam}}{10.101,01 \text{ kg/jam}} = 0,3\%$

Tabel A.3 Neraca Massa Sel Elektrolisa bagian Buffer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F11	Buffer	F7
Na^+		1.446,76	
CH_3O^-		1.952,71	
CH_3ONa			3.399,47
CH_3OH	22.953,01		22.953,01
H_2O	34,48		34,48
Total	22.987,49	3.399,47	26.386,96
	26.386,96		

A.3 Vaporiser

Vaporizer digunakan untuk memekatkan sodium methylate dari konsentrasi 12,88% menjadi 30%. Perhitungan neraca massa berdasarkan pada *flash calculation* (smith, van ness and abbott 2005) untuk menghitung ekuilibrium, fasa cair dan gas. Vaporize beroperasi pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm. Data konstanta Antoine untuk air dan CH₃OH adalah sebagai berikut (Yaws 1999):

Tabel A.4 Data Konstanta Antoine H₂O dan CH₃O

Dapat dihitung nilai tekanan uapnya menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + (C \times \log_{10} T) + (D \times T) + (E \times T^2)$$

Tabel A.5 Komposisi Aliran Masuk Vaporiser

Komponen	Psat (mmHG)	Massa (kg/jam)	mol (kmol/jam)	fraksi (Zi)
CH ₃ OH	938,28	22.953,01	716,39	0,91699
H ₂ O	233,9	34,48	1,91	0,00245
CH ₃ ONa	50	3.399	62,93	0,08055
Total		26.386,96	781,23	1,00

Adapun P_{BUBL} dan P_{DEW} dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$P_{BUBL} = x_{air} P_{air}^{sat} + x_{metanol} P_{metanol}^{sat} + x_{sodium\ methylate} P_{sodium\ methylate}^{sat} \quad \text{dengan } x_i = z_i$$

$$P_{BUBL} = (0,00245 \times 233,9) + (0,91699 \times 938,28) + (0,08055 \times 50)$$

$$= 865,00 \text{ mmHG}$$

$$= 1,14 \text{ atm}$$

$$P_{DEW} = \frac{1}{x_{air}/P_{air}^{sat} + x_{metanol}/P_{metanol}^{sat} + x_{sodium\ methylate}/P_{sodium\ methylate}^{sat}} \text{ dengan } y_i$$

$$= z_i$$

$$P_{DEW} = \frac{1}{\left(\frac{0,00245}{233,9}\right) + \left(\frac{0,91699}{938,28}\right) + \left(\frac{0,08055}{50}\right)}$$

$$= 384,79 \text{ mmHG}$$

$$= 0,51 \text{ atm}$$

Maka diketahui tekanan operasi (1 atm) berada di antara P_{BUBL} dan P_{DEW} oleh karena itu *flash calculation* dapat digunakan.

Flash calculation:

$$\sum \frac{z_i K_i}{1+V(K_i-1)} = 1$$

Dengan $K_i = P_i^{sat}/P$, sehingga menjadi:

$$\frac{0,00245 \times \frac{233,9}{760}}{1+V\left(\frac{233,9}{760}-1\right)} + \frac{0,91699 \times \frac{938,28}{760}}{1+V\left(\frac{938,28}{760}-1\right)} + \frac{0,08055 \times \frac{50}{760}}{1+V\left(\frac{50}{760}-1\right)} = 1$$

Setelah dilakukan trial V didapatkan nilai sebesar 0,6335 dan nilai L dapat dihitung:

$$L = 1 - V$$

$$L = 1 - 0,6335 = 0,3665$$

$$y_i = \frac{z_i K_i}{1+V(K_i-1)}$$

$$x_i = \frac{z_i}{1+V(K_i-1)}$$

$$y_{air} = \frac{0,00245 \times \frac{233,9}{760}}{1+0,6335\left(\frac{233,9}{760}-1\right)} = 0,001355$$

$$x_{air} = \frac{0,00245}{1+0,6335\left(\frac{233,9}{760}-1\right)} = 0,004343$$

$$y_{\text{metanol}} = \frac{0,91699 \times \frac{938,28}{760}}{1 + 0,6335 \left(\frac{938,28}{760} - 1 \right)} = 0,989791$$

$$X_{\text{metanol}} = \frac{0,91699}{1 + 0,6335 \left(\frac{938,28}{760} - 1 \right)} = 0,791173$$

$$y_{\text{sodium methylate}} = \frac{0,08055 \left(\frac{50}{760} \right)}{1 + 0,6335 \left(\frac{50}{760} - 1 \right)} = 0,013139$$

$$y_{\text{sodium methylate}} = \frac{0,08055}{1 + 0,6335 \left(\frac{50}{760} - 1 \right)} = 0,19707$$

berdasarkan perhitungan diatas didapatkan komposisi keluar dari Vaporiser

sebagai berikut:

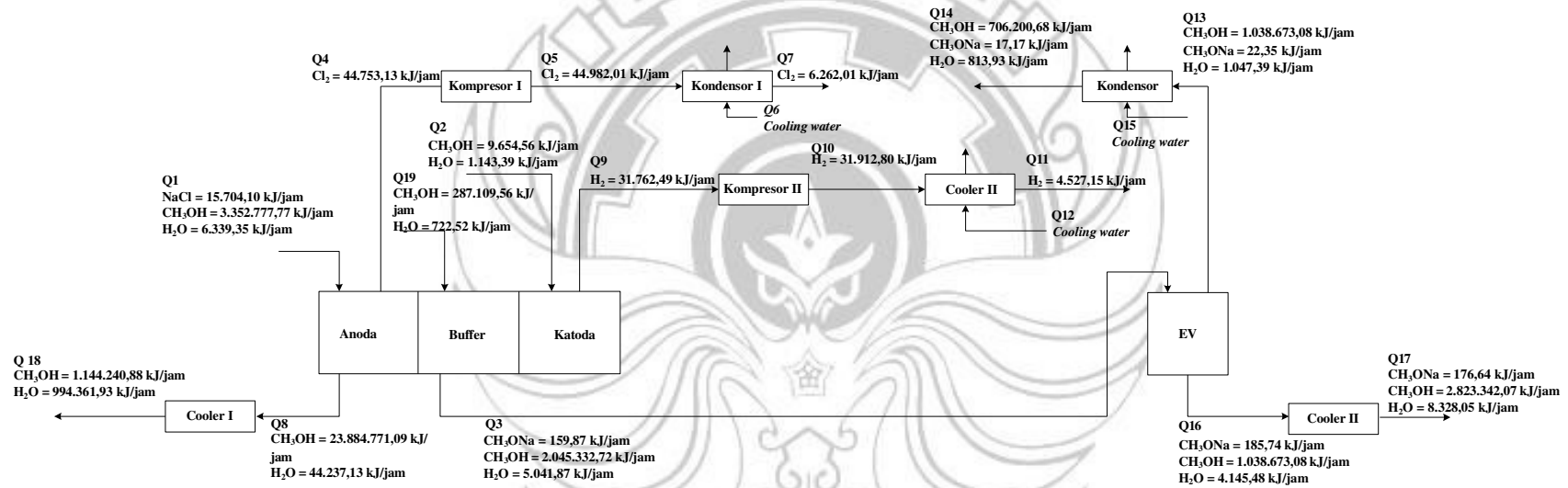
Tabel A.6 Komposisi Keluar Vaporizer

Komponen	V			L		
	Fraksi	mol (kmol/jam)	massa (kg/jam)	Fraksi	mol (kmol/jam)	massa (kg/jam)
CH ₃ OH	0,989791	496,513	15.908,30	0,791173	219,87	7.044,71
H ₂ O	0,001355	0,689	12,42	0,004343	1,22	22,06
CH ₃ ONa	0,013139	6,75	365,14	0,197078	56,17	3.034,33
Total	1,00	503,962	16.285,86	0,993	277,27	10.101,0

Tabel A.7 Neraca Massa Vaporiser

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Buffer	F9	F10
CH ₃ OH	22.953,01	15.908,30	7.044,71
H ₂ O	34,48	12,42	22,06
CH ₃ ONa	3.399,47	365,14	3.034,33
Total	26.386,96	16.285,86	10.101,10
		26.386,96	

LAMPIRAN B NERACA PANAS



Gambar B.1 Diagram Alir Neraca Panas

Faktor keseimbangan neraca panas mirip dengan neraca massa tetapi fokusnya adalah pada energi, khususnya energi panas yang masuk, keluar ataupun disimpan dalam suatu sistem. Beberapa faktor penting dalam keseimbangan neraca panas sebagai

1. Energi masuk (Input) : Energi masuk ke dalam sistem dapat berasal dari berbagai sumber seperti bahan bakar yang dibakar, listrik, atau aliran panas dari fluida.
2. Energi keluar (Output) : Energi panas yang keluar dari sistem, baik melalui produk, limbah panas atau radiaai. Ini juga termasuk energi yang hilang ke lingkungan melalui konduksi, konveksi dan radiasi.
3. Akumulasi : Energi tersimpan dalam sistem, misalnya panas yang disimpan dalam komponen atau bahan selama proses, atau panas yang tertahan dalam zat tertentu yang belum selesai bereaksi.
4. Perpindahan panas : Proses-proses seperti konduksi, konveksi dan radiasi dimana panas ditransfer dari satu tempat ke tempat lain.
5. Sumber panas dan kehilangan panas : Semua sumber panas harus diperhitungkan termasuk kehilangan panas ke lingkungan melalui isolasi yang tidak sempurna, uap atau sistem ventilasi.

B.1 Data Kapasitas Panas (Cp)

Data kapasitas panas (Cp) diambil dari Chemical Properties Handbook (Yaws, 1999). Kapasitas panas untuk fase cair dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

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

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = \int_{T_1}^{T_2} A + BT + CT^2 + DT^3 dt$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = \left[AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \right]_{T_1}^{T_2}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4}(T_2^4 - T_1^4)$$

Data A, B, C dan D untuk fasa cair setiap komponen dapat dilihat pada Tabel B.1.

Tabel B.1 Data Menghitung Kapasitas Panas Fase Cair

Komponen	A	B	C	D
NaCl	59,016	-0,031081	9,68E-07	5,55E-09
CH ₃ OH	40,152	0,3105	-0,0010291	1,46E-06
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,35E-07
Cl ₂	127,601	-6,02E-01	1,58E-03	-5,31E-07

Keterangan:

T dalam satuan Kelvin

Cp dalam satuan kJ/kmol

Kapasitas panas gas dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

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

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = \int_{T_1}^{T_2} A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 dt$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = \left[AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 + \frac{E}{5} T^5 \right]_{T_1}^{T_2}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2} (T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3} (T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4} (T_2^4 - T_1^4) + \frac{E}{5} (T_2^5 - T_1^5)$$

Data A, B, C, D, dan E untuk fase gas dapat dilihat pada Tabel B.2.

Tabel B.2 Data Menghitung Kapasitas Panas Fase Gas

Komponen	A	B	C	D	E
Cl ₂	27,213	0,030426	3,35E-05	1,60E-08	-2,70E-12
H ₂	25,399	0,020178	-0,000038549	3,19E-08	-8,76E-12
O ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
CH ₃ OH	40,046	-0,038287	0,00024529	-2,17E-07	5,99E-11
H ₂ O	33,933	-0,0084186	0,000029906	-1,78E-08	3,69E-12

Keterangan:

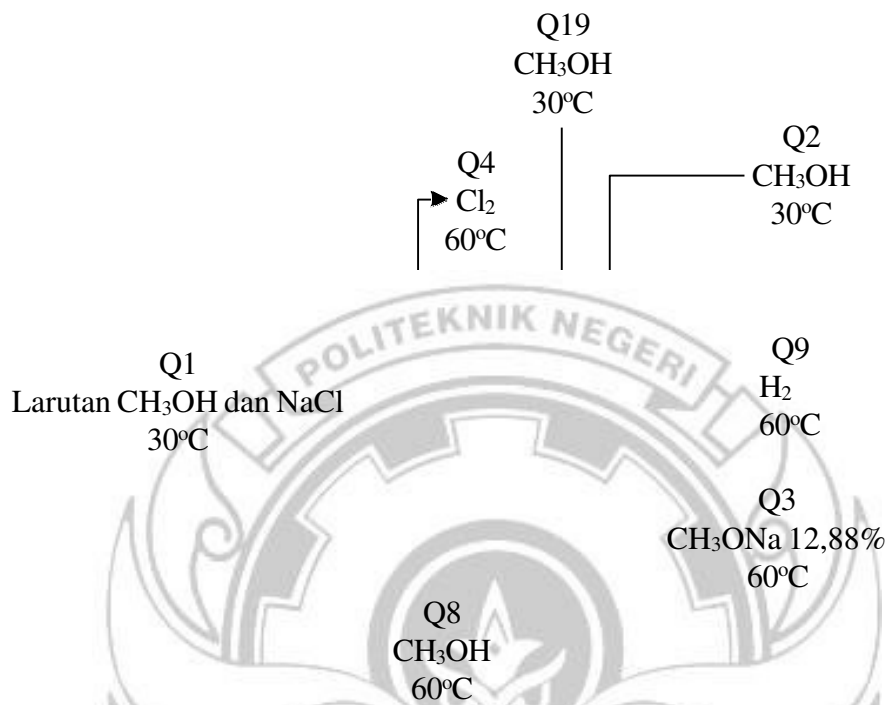
T dalam satuan Kelvin

C_p dalam satuan kJ/kmol

B.2 Sel Elektrolisa

Sel elektrolisa berfungsi sebagai alat terjadinya reaksi, yang memiliki tiga bagian yaitu anoda, katoda dan buffer. Seluruh aliran yang masuk ke sel elektrolisa memiliki suhu 30°C kemudian dipanaskan hingga mencapai suhu operasi 60°C menggunakan energi kerja listrik. Produk gas keluar berupa gas klorin dan gas hydrogen serta sodium methyate 12,88% pada suhu 60°C.

Perhitungan neraca panas total sel elektrolisa



Gambar B.1 Neraca Panas Total Sel Elektrolisa

Neraca panas di sel elktrolisa (RE-01) adalah sebagai berikut:

$$\Delta E = Q + W - \sum m (\Delta \hat{H} + \Delta K_E + \Delta P_E)$$

Asumsi bahwa kondisi steady, tidak ada perbedaan ketinggian dan tidak ada perbedaan nilai kecepatan pada aliran masuk dan keluar sel elektrolisa. Energi panas yang hilang ke lingkungan (Q_{loss}), sehingga nilai Q sistem bernilai negatif.

Persamaan neraca panas dapat ditulis sebagai berikut:

$$\Delta E = 0, \Delta K_E = 0, \Delta P_E = 0$$

$$W + Q = \sum m (\Delta H_{\text{out}} + \Delta H_{\text{reaksi}} - \Delta H_{\text{in}})$$

$$W_{\text{Listrik}} = \sum m (\Delta H_{\text{out}} + \Delta H_{\text{reaksi}} - \Delta H_{\text{in}}) + Q_{\text{loss}}$$

Perhitungan nilai entalpi pada sel elektrolisa

Berdasarkan pada hasil perhitungan neraca massa seperti yang terlampir, didapatkan komponen massa senyawa masuk sel elektrolisa pada Tabel B.3.

Tabel B.3 Komposisi Aliran Masuk dan Keluar Sel Elektrolisa (RE-01)

Komponen	Input (kmol/jam)			Output (kmol/jam)			
	Q1	Q2	Q19	Q3	Q4	Q9	Q8
NaCl	62,93						
CH ₃ OH	8.356,74	62,93	716,39	716,39			8.356,74
H ₂ O	16,79		1,91	1,91			16,74
CH ₃ Ona				62,93			
H ₂						31,46	
Cl ₂					31,46		
Total			3.532,01				3.532,01

Masing-masing senyawa masuk dihtung entalpinya menggunakan persamaan berikut:

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4}(T_2^4 - T_1^4)$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 25 + 273,15 = 298,15 \text{ K}$$

Kapasitas Panas senyawa sodium methylate didapatkan dari (Renier and westru 1956)

Tabel B.4 Besar Nilai Kapasitas Panas Senyawa Sodium Methylate

T (K)	Cp CH ₃ ONa (kj/kmol.K)
300	0.0696
350	0.0741

Pada suhu 60°C kapasitas panas sodium methylyate dapat dihitung dengan cara interpolasi berikut:

$$T = 60 + 273,15 = 333,15 \text{ K}$$

$$C_{p333,15} = \frac{T-T_1}{T_2-T_1} \times (C_{p2} - C_{p1}) + C_{p1}$$

$$C_{p333,15} = \frac{333,15-300}{350-300} \times (0,0741 - 0,0696) + 0,0696$$

$$= 0,0726 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$C_p \cdot \Delta T = 0,0726 \text{ kJ/kmol.K} \times (333,15 - 298,15)\text{K}$$

$$= 2,540$$

1. Menghitung panas di arus 1

Tabel B.5 Data Neraca Panas di Arus 1

Komponen	n (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
NaCl	62,93	249,55	15.704,10
CH ₃ OH	8.365,74	400,77	3.352.777,77
H ₂ O	16,79	377,49	6.339,35
Total			3.374.821,22

2. Menghitung panas di arus 2

Tabel B.6 Data Neraca Panas di Arus 2

Komponen	n (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH ₃ OH	62,93	400,77	25.220,70
H ₂ O	3,03	377,49	1.143,39

3. Menghitung panas di Arus 19

Tabel B.7 Data Neraca Panas di Arus 19

Komponen	n (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH ₃ OH	716,39	400,77	287.109,56
H ₂ O	1,91	377,49	722,52
Total			110.183,03

4. Menghitung panas di arus 3

Tabel B.8 Data Neraca Panas di Arus 3

Komponen	n (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH ₃ OH	716,39	2855,07	2.045.332,72
H ₂ O	1,91	2634,17	5.041,87
CH ₃ ONa	62,93	2,54	159,87
Total			2.050.534,46

5. Menghitung panas di arus 4

Tabel B.9 Data Neraca Panas di Arus 4

Komponen	n (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
Cl ₂	32,46	1422,32	44.753,13

6. Menghitung panas di arus 8

Tabel B.10 Data Neraca Panas di Arus 8

Komponen	n (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH ₃ OH	8.365,74	2855,07	23.884.771,09
H ₂ O	16,79	2634,17	44.237,13
Total			23.929.008,22

7. Menghitung panas di arus 9

Tabel B.11 Data Neraca Panas di Arus 9

Komponen	n (kmol/jam)	Cp. ΔT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
H ₂	31,46	1009,46	31.762,49

8. Menghitung ΔH reaksi

$$\Delta H \text{ reaksi} = \sum n (\Delta H_{r298,15}) + \sum n (\Delta H_{r333,15}) = 11.386.071,36$$

9. Menghitung W Listrik

$$W \text{ Listrik} = \sum m (\Delta H_{\text{out}} - \Delta H_{\text{in}}) + \Delta H_r + Q_{\text{loss}}$$

$$0,95 W = \sum m (\Delta H_{\text{out}} - \Delta H_{\text{in}}) + \Delta H_r + Q_{\text{loss}}$$

$$W \text{ Listrik} = 20.998.613,74$$

10. Menghitung Q_{loss}

$$\text{Dikarenakan } Q_{\text{loss}} = 5\% \text{ dari } W \text{ Listri} = 2.742.803,16$$

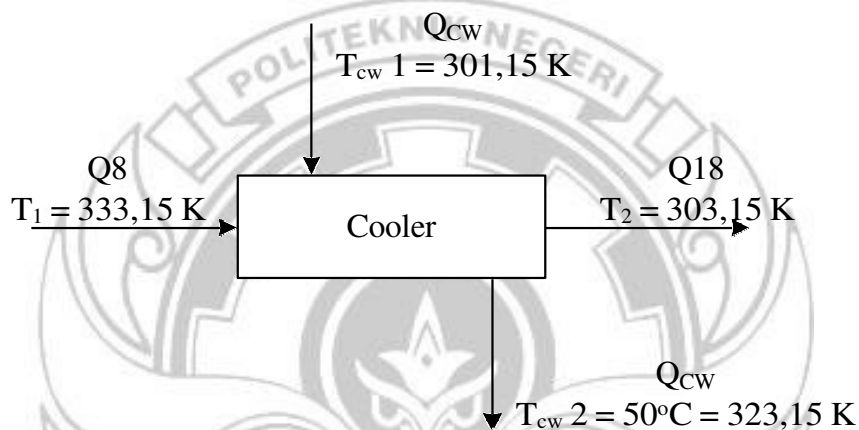
Neraca Panas Total Sel Elektrolisa

Tabel B.12 Neraca Panas Total Sel Elektrolisa

Komponen	Input (kJ/jam)			Output (kJ/jam)			
	Q1	Q2	Q19&Wlistrik	Q3	Q4	Q8	Q9 & ΔHr & Q _{loss}
NaCl	15.704,10						
CH ₃ OH	3.352.777,77	25.220,70	287,109,56	2.045.332,72		23.884.771,09	
H ₂ O	6.339,35	1.143,39	722,52	5.041,87		44.237,13	
CH ₃ ONa				159,87			
H ₂							31.762,49
Cl ₂					44.753,13		
W Listrik			54.856.063,16				
ΔHr							29.745.075,69
Q _{loss}							2.742.803,16
Total	58.545.080,54			58.545.080,54			

B.3 Cooler I

Feed masuk dan keluar cooler I (CO-01) merupakan metanol yang berasal dari sel elektrolisa (RE-01) yang menuju ke agitated tank (AT-01). Metanol akan didinginkan dari suhu 60°C menjadi 30°C yang menggunakan media pendingin berupa air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 49°C.



Gambar B.2 Neraca Panas Cooler I

Perhitungan nilai entalpi metanol cair serta air pendingin masuk dan keluar cooler I (CO-01) menggunakan rumus dibawah ini dengan nilai konstanta A, B, C, D dan E pada tabel B.1 dan B.2.

$$\Delta \hat{H}_{in} = \int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p dT$$

$$\Delta \hat{H}_{out} = \int_{T_{ref}}^{T_{out}} C_p dT$$

$$\Delta \hat{H} = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

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

Dari rumus diatas, kebutuhan pendingin diperoleh dengan rumus:

$$\Delta H_{in/out} = n \times \Delta H_{in/out}$$

$$\Delta H_{Cw} = (\Delta H_{in} - \Delta H_{out})_{\text{metanol}} - Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \Delta H_{in}$$

$$m_{cw} = \frac{\Delta H_{cw}}{\Delta \hat{h}_{cw}}$$

dari rumus tersebut didapatkan hasil perhitungan pada tabel B.13.

Tabel B.13 Kebutuhan Pendingin pada Cooler I

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_{in}		ΔH_{out}	
		(kJ/kmol)	(kJ/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)
CH ₃ OH	8.365,74	2.855,07	23.884.771,09	400,77	1.144.240,88
H ₂ O	16,79	2.634,17	44.237,13	377,49	994.361,93
Cw	n	226,56		1883,02	

$$H_{\text{sat liquid in}} = 117,3$$

$$H_{\text{sat liquid out}} = 209,3$$

$$Cw_{in} - Cw_{out} = \Delta H_{in} - \Delta H_{out}$$

$$= 2.138.602,81 - 23.929.008,22 \text{ kJ/jam}$$

$$= - 21.790.405,41 \text{ kJ/jam}$$

$$m_{Cw} = \frac{Cw_{in} - Cw_{out}}{(H_{\text{sat liquid in}} - H_{\text{sat liquid out}})}$$

$$= \frac{- 21.790.405,41 \text{ kJ/jam}}{-92 \text{ kJ/kg}} = 236,852,23 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Cooler I

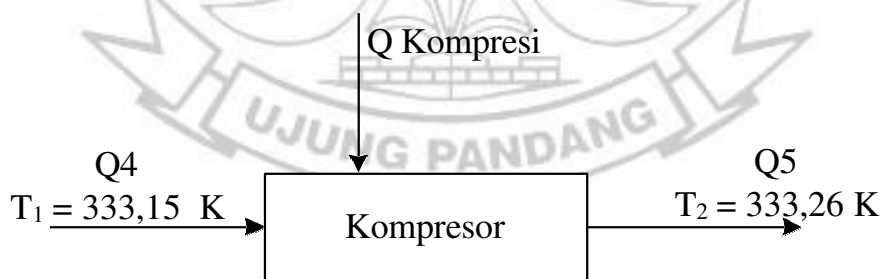
Tabel B.14 Neraca Panas Cooler I

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q8	Q18
CH ₃ OH	23.884.771,09	1.144.240,88
H ₂ O	44.237,13	994.361,93
Q Cw	27.782.766,90	49.573.172,30
Total	51.711.775,12	51.711.775,12

B.4 Kompresor I (CR-01)

Kompresor I (CR-01) berfungsi untuk menaikkan tekanan gas klorin yang berasal dari bagian katoda sel elektrolisa (RE-01). Gas ditekan dari 1 atm menjadi 8,5 bar untuk disimpan pada tangki penyimpanan klorin (T-02). Kompresor I (CR-01) memiliki 2 stage dengan intercooler di masing-masing stage. Gas yang keluar dari stage I memiliki suhu 333,15 K.

Perhitungan neraca panas total intercooler kompresor I (CR-01)



Gambar B.3 Neraca Panas Total Intercooler Kompresor I (CR-01)

Tabel B.15 Komponen Masuk Kompresor

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg.K)	Input (kJ/jam)	xi	Cp (j/mol.k)	Gamma
Klorin	2.230,86	1.422,32	3.172.997,05	1	9.792,37	0,000849

$$T_{out} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\text{gamma}} \times T_{in}$$

$$= 60,11^{\circ}\text{C}$$

Tabel B.16 Komponen Keluar Vaporiser

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg.K)	Output (kJ/jam)
Klorin	2.230,86	1.426,73	3.182.843,76

$$Q_{\text{Kompresi}} = \text{Output} - \text{Input}$$

$$= 3.182.843,76 \text{ kJ/jam} - 3.172.997,05 \text{ kJ/jam}$$

$$= 9.847,72 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas Kompresor I (CR-01)

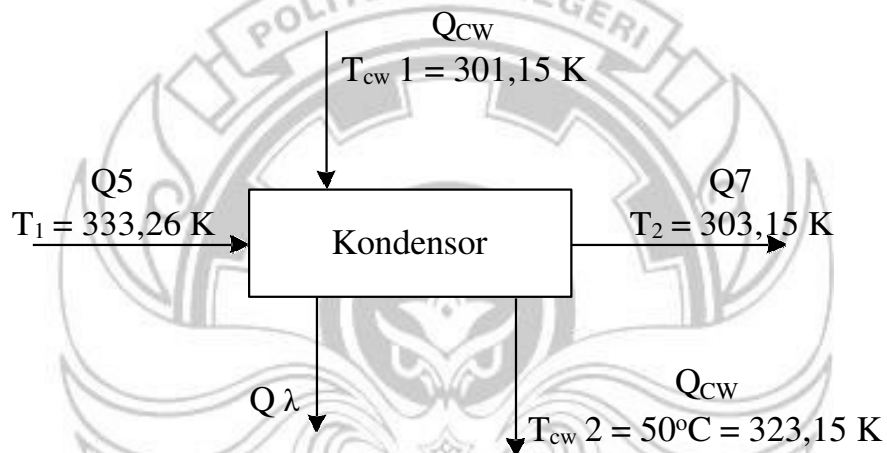
Tabel B.16 Neraca Panas Kompresor I (CR-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q4	Q5
Klorin	3.172.997,05	3.182.843,76
Q kompresi	9.846,72	
Total	3.182.843,76	3.182.843,76

B.5 Kondensor I

Kondensor I (CD-01) berfungsi untuk mengubah fasa gas klorin menjadi cair untuk penyimpanan. Gas klorin pada tekanan 8,5 barr akan menjadi cairan dengan suhu 30°C (the lande group2018).

Perhitungan Neraca Panas Total Kondensor I (CD-01)



Gambar B.5 Neraca Panas Total Kondensor I (CD-01)

Kebutuhan air pendingin dapat dihitung menggunakan rumus berikut:

$$\Delta H_{in/out} = n \times \Delta \hat{H}_{in/out}$$

$$\Delta H_{Cw} = (\Delta H_{in} - \Delta H_{out} - \Delta H_{cond})_{klorin} - Q_{loss}$$

$$\Delta H_{cond} = (\Delta \hat{H}_{cond} - n_{klorin})$$

$$\Delta \hat{H}_{klorin} = 10,2 \text{ kJ/kmol (nuclear power 2019)}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times \Delta H_{\text{in}}$$

$$m_{\text{cw}} = \frac{\Delta H_{\text{cw}}}{\Delta \hat{h}_{\text{cw}}}$$

Tabel B.17 Kebutuhan Pendingin pada Kondensor I (CD-01)

Komponen	n (kmol/jam)	$\Delta \hat{H}$ (kJ/kmol)	ΔH_{in} (kJ/jam)	$\Delta \hat{H}$ (kJ/kmol)	ΔH_{out} (kJ/jam)
Cl ₂	31,46	1.426,73	44.892,01	199,02	6.262,01
Cw	n		226,56		1.883,02

$$H_{\text{sat liquid in}} = 117,3$$

$$H_{\text{sat liquid out}} = 230,2$$

$$C_{\text{w in}} - C_{\text{w out}} = \Delta H_{\text{in}} - \Delta H_{\text{out}}$$

$$= 225,56 - 1.883,02 \text{ kJ/jam}$$

$$= - 38.786,83 \text{ kJ/jam}$$

$$m_{\text{Cw}} = \frac{C_{\text{w in}} - C_{\text{w out}}}{(H_{\text{sat liquid in}} - H_{\text{sat liquid out}})}$$

$$= \frac{- 38.786,83 \text{ kJ/jam}}{- 112,9 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 343,55 \text{ kg/jam}$$

Tabel B. 18 Pamas Laten Uap

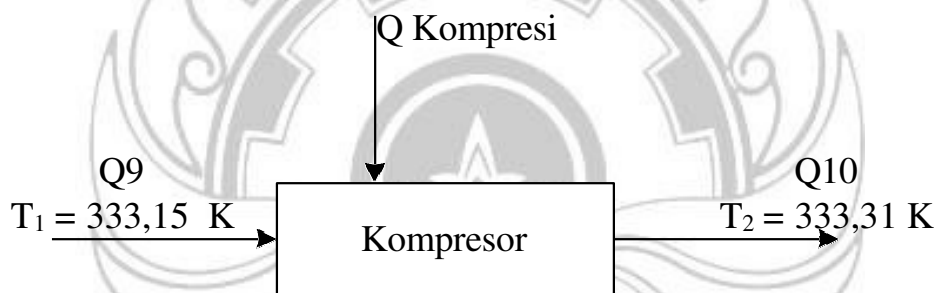
Komponen	A	Tc	n	Laju Alir	Panas Laten
Klorin	28.56	417.15	0.401	31.46	156.83

Neraca Panas Kondensor I (CD-01)

Tabel B.18 Neraca Panas Kondensor I (CD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q5	Q7
Klorin	44.892,01	6.262,01
Q cw	40.298,45	79.085,27
λ		-156,83
Total	85.190,46	85.190,46

B.6 Kompresor II



Gambar B. 6 Neraca Panas di Kondensor II

Kompresor II berfungsi mengubah Hidrogen dari 1 atm menjadi 15 atm agar aman disimpan ditangki penyimpanan hidrogen.

Tabel B.19 Komponen Masuk Kompresor II

Komponen	M (kg/jam)	Cp (kJ/kg.K)	Input (kJ/jam)	xi	cp (j/mol.k)	gamma
H ₂	63.56	1009.46	64,160.24	1	8,187.85	1.0010

Pada kompresor II memiliki 2 stage, stage 1 mengubah tekanan 1 atm menjadi 8 atm, stage 2 mengubah tekanan 8 atm menjadi 15 atm.

$$T_{\text{out}} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\gamma} \times T_{\text{in}}$$

$$= 60,12^{\circ}\text{C}$$

Tabel B.20 Komponen Keluar Kompresor II Stage 1

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg.K)	Output (kJ/jam)
H ₂	63.55912861	1.013,12	64.393,31

$$Q_{\text{Kompresi}} = \text{Output} - \text{Input}$$

$$= 64,393.31 \text{ kJ/jam} - 64,160.24 \text{ kJ/jam}$$

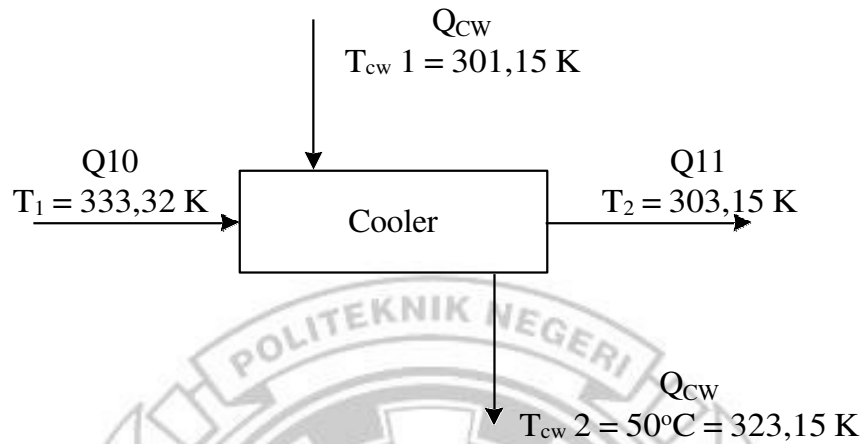
$$= 233,07 \text{ kJ/jam}$$

T out dari Stage 1 menjadi T in pada stage 2 sehingga diperoleh data sebagai berikut:

Tabel B.21 Neraca Panas Kompresor II

Keterangan	Senyawa		ΔH (kJ/jam)	ΔH total (kJ/jam)
Stage 1	In	H ₂	64.160,24	64.393,31
		Q Kompresi	233,07	
	Out	H ₂	64.393,31	64.393,31
Stage 2	In	H ₂	64.393,31	64.463,86
		Q Kompresi	70,55	
	Out	H ₂	64.463,86	64.463,86

B.7 Cooler II



Gambar B. 6 Neraca Panas Cooler II

Tabel B.22 Komponen Neraca Panas Cooler II

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH in		ΔH out	
		(kJ/kmol)	(kJ/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)
H2	31,46	1.014,23	31.912,80	143,88	4.527,15
Cw	n	226,56		1.883,02	

$$\text{Hsat liquid in} = 117,3$$

$$\text{Hsat liquid out} = 209,3$$

$$\text{Cw in} - \text{Cw out} = \Delta H \text{ in} - \Delta H \text{ out}$$

$$= 31.912,80 - 4.527,15 \text{ kJ/jam}$$

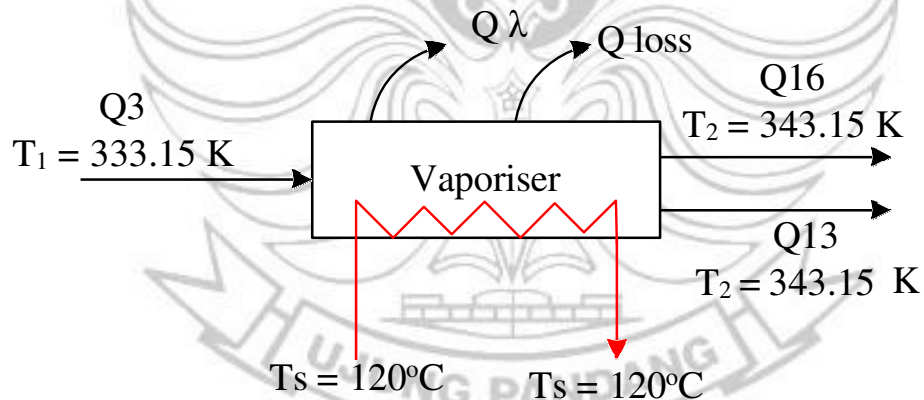
$$= - 27.385,66 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 m C_w &= \frac{C_w \text{ in} - C_w \text{ out}}{(\text{Hsat liquid in} - \text{Hsat liquid out})} \\
 &= \frac{-27.385,66 \text{ kJ/jam}}{-92 \text{ kJ/kg}} \\
 &= 297,67 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.23 Neraca Panas Cooler II

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q10	Q11
H ₂	31.912,80	4.527,15
Q C _w	34.916,71	62.302,37
Total	66.829,51	66.829,51

B.8 Vaporiser



Vaporizer berfungsi untuk menaikkan konsentrasi sodium methylate menjadi 30%,

Tabel B. 24 Jumlah Panas Masuk Vaporiser

Komponen	n (kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	ΔH in (kJ/jam)
CH3ONa	62,93	2,5404225	159,87
CH3OH	716,39	2.855,07	2.045.332,72
H2O	1,91	2.634,17	5.041,87
Total	781,23	5.491,78	2.050.534,46

$$H_{\text{sat Steam in}} = 2.645,4 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{\text{sat Steam out}} = 632,1 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Steam In} - \text{Steam Out} = 19.661.923,69$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{Steam}} &= \frac{\text{Steam in} - \text{steam out}}{(H_{\text{sat steam in}} - H_{\text{sat steam out}})} \\
 &= \frac{19.661.923,69 \text{ kJ/jam}}{(2.745,4 - 632,1) \text{ kJ/kg}} \\
 &= 9.303,90 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam out}} &= m_{\text{steam}} \times H_{\text{sat steam out}} \\
 &= 5.880.992,74 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam in}} &= m_{\text{steam}} \times H_{\text{sat steam in}} \\
 &= 25.542.916,43 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 25 Panas Produk Keluar Vaporiser (L)

Komponen	n (kmol/jam)	$\Delta\hat{H}$ (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
CH ₃ ONa	56,17	3,3067575	185,74
CHE ₃ OH	219,87	3.694,30	812.274,13
	496,51		
H ₂ O	1,22	3.385,06	4.145,48
Q produk total			1.856.114,72

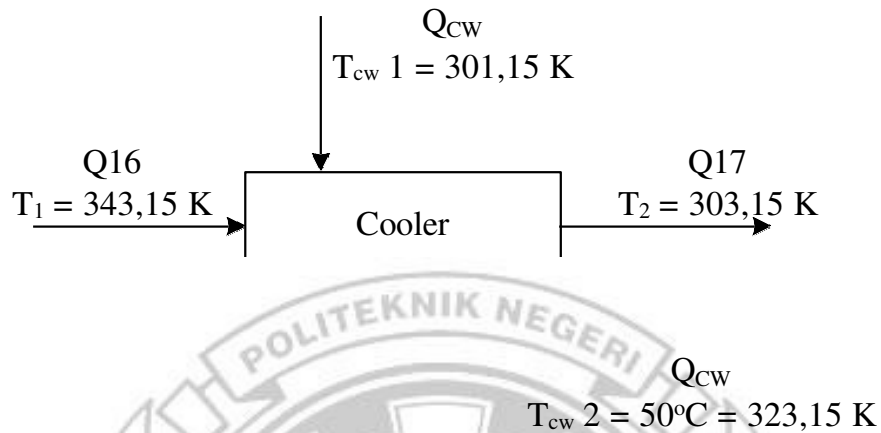
Tabel B.26 Panas Produk Keluar Vaporiser (V)

Komponen	n (kmol/jam)	$\Delta\hat{H}$ (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
CH ₃ ONa	6,76	3,3067575	22,35
CHE ₃ OH	496,51	2.091,93	1.038.673,08
H ₂ O	0,69	1180,654263	813,93

Tabel B. 27 Neraca Panas Vaporiser

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Q3	Q16	Q13
CH ₃ ONa	159,87	185,74	22,35
CH ₃ OH	2.045.332,72	812.274,13	1.038.673,08
H ₂ O	5.041,87	4.145,48	813,93
Q Steam	25.542.916,43	5.880.992,74	
Q loss		102.526,72	
Q λ		19.753.816,71	
Total	27.593.450,89	27.593.450,89	

B.9 Neraca Panas di Cooler III



Gambar B.9 Neraca Panas di Cooler III

Tabel B. 28 Komponen Masuk Cooler III

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH in		ΔH out	
		kJ/kmol	kJ/jam	kJ/kmol	kJ/jam
CH3ONa	56,17	3,3067575	185,74	3,14	176,64
CH3OH	7.044,71	3.694,30	26.025.263,17	400,77	2.823.342,07
H2O	22,06	3.385,06	74.680,80	377,49	8.328,05
Total			26.100.129,71		2.831.846,76

$$H_{\text{sat liquid in}} = 117,3$$

$$H_{\text{sat liquid out}} = 209,3$$

$$C_w \text{ in} - C_w \text{ out} = \Delta H \text{ out} - \Delta H \text{ in}$$

$$= 2,831,846.76 - 26,100,129.71 \text{ kJ/jam} = - 23.268.228,95 \text{ kJ/jam}$$

$$m_{Cw} = \frac{C_{w \text{ in}} - C_{w \text{ out}}}{(H_{\text{sat liquid in}} - H_{\text{sat liquid out}})}$$

$$= \frac{-23.268.228,95 \text{ kJ/jam}}{-92 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 252.916,12 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{Cw} = m_{Cw} \times H_{\text{sat liquid}}$$

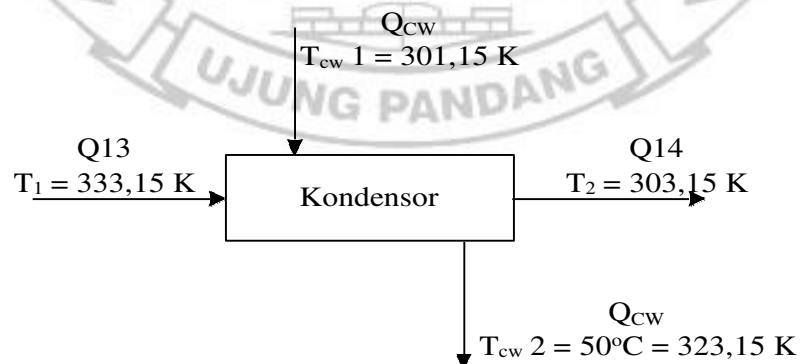
$$Q_{Cw \text{ in}} = 29.667.060,76 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{Cw \text{ out}} = 52.935.343,71 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B. 29 Neraca Panas Cooler III

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q16	Q17
CH ₃ ONa	185,74	176,64
CH ₃ OH	26.025.263,17	2.823.342,07
H ₂ O	74.680,80	8.328,05
Q _{Cw}	29.667.060,76	52.935.343,71
Total	55.767.190,47	55.767.190,47

B.10 Kondensor II



Gambar B.9 Neraca Panas Kondensor II

Tabel B.30 Kebutuhan Pendingin pada Kondensor II

Komponen	n	$\Delta\hat{H}$ (kJ/kmol)	ΔH in (kJ/jam)	$\Delta\hat{H}$ (kJ/kmol)	ΔH out (kJ/jam)
CH ₃ ONa	6,76	3,3067575	22,35	2,5404225	17,17
CH ₃ OH	496,51	2.091,93	1.038.673,08	199,02	98.814,03
H ₂ O	0,69	1.180,65	813,93	168,25	115,99
Total			1.039.509,36		98.947,20

Tabel B.31 Menghitung Panas Laten

Komponen	A	Tc	n	Laju Alir	Panas Laten
CH ₃ OH	52,723	512,58	0,377	3,31	308,34

$$\text{Hsat liquid in} = 117,3$$

$$\text{Hsat liquid out} = 230,2$$

$$Cw \text{ in} - Cw \text{ out} = -940.870,51 \text{ kJ/jam}$$

$$m \text{ Cw} = \frac{Cw \text{ in} - Cw \text{ out}}{(\text{Hsat liquid in} - \text{Hsat liquid out})}$$

$$= \frac{-940.870,51 \text{ kJ/jam}}{-112,9 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 8.333,66 \text{ kg/jam}$$

$$Q \text{ Cw in} = 977.538,72 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ Cw out} = 1.918.409,13 \text{ kJ/jam}$$

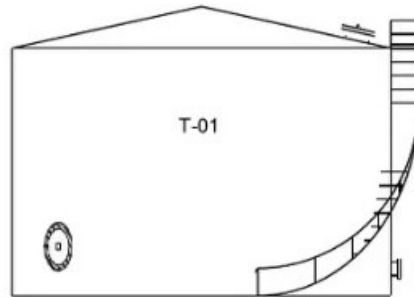
Tabel B. 32 Neraca Panas Kondensor II

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q13	Q14
CH ₃ ONa	22,35	17,17
CH ₃ OH	1.038.673,08	98.814,03
H ₂ O	813,93	115,99
λ		-308,34
Q cw	977.538,62	1.918.409,13
Total	2.017.047,99	2.017.047,99



LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan Metanol (T-01)



Gambar C.1. Tangki Penyimpanan Metanol

Fungsi :Menyimpan metanol sebagai bahan baku produksi

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan alas datar dan atap berbentuk kerucut ditambah inner floating dan tutup bawah berbentuk flat.

Dasar Pemilihan: Cocok untuk menyimpan bahan cair (liquid) berkapasitas besar Atap konis dengan yang dilengkapi dengan *internal floating roof* dapat mencegah penguapan dan korosi dan menghemat biaya fabrikasi serta utilitas.

Kondisi Operasi: Tekanan 1 atm, temperatur 30oC

a. Penentuan Volume Tangki Penyimpanan Metanol

Berdasarkan neraca massa, kebutuhan metanol sebanyak = 268.038,21

kg/jam, air sebanyak = 291,17 kg/jam

Waktu tinggal : 6 hari

ρ metanol : 781,415 kg/m³

Massa metanol per hari = Jumlah bahan baku per jam x waktu tinggal
x 24 jam

$$= 38.640.005,73 \text{ kg/hari}$$

Massa metanol = $\frac{\text{Massa metanol per hari}}{\square \quad \square \square \square \square \square}$

$$= \frac{38.640.005,73 \text{ kg/hari}}{6 \text{ hari}}$$

$$= 6.440,000 \text{ kg}$$

V cairan = $\frac{\square \quad \square \square \square \square \square}{\square \text{metanol}}$

$$= \frac{6.440,000 \square}{781,415 \square/\text{m}^3}$$

$$= 8.245,84 \text{ m}^3$$

Waktu tinggal metanol mempertimbangkan waktu pengantaran bahan baku yang jaraknya jauh sehingga ditentukan waktu tinggal metanol dalam tangki maksimal 30 hari.

$$V \text{ cairan} = V \times \text{Residence time}$$

$$V \text{ cairan} = 8.245,84 \text{ m}^3 \text{ (dalam 1 hari)} \times 30 \text{ hari} = 247.375,20 \text{ m}^3/\text{bulan}$$

Karena besarnya volume cairan yang perlu disimpan, diputuskan untuk menggunakan 6 buah tangki untuk menyimpan metanol.

$$V \text{ cairan} = 8.245,84 \text{ m}^3$$

$$V \text{ tangki} = 1,2 \times 8.245,84 \text{ m}^3/\text{tangki} = 9.895,01 \text{ m}^3/\text{tangki}$$

$$= 349.438,94 \text{ ft}^3$$

b. Penentuan Dimensi Alat

Perbandingan tinggi dan diameter tangki dapat dihitung menggunakan persamaan 3.9 (Brownell & Young, 1959).

$$D \text{ tangki} = 4 \sqrt[3]{\frac{C_1}{C_2 + C_3 + C_4 + C_5}}$$

Dengan C1 adalah biaya pembuatan shell, C2 adalah biaya pembuatan alas, C3 adalah biaya pembuatan atap, C4 adalah pembuatan fondasi dan C5 biaya berdirinyatangki. Dengan mengasumsikan biaya pembuatan shell dan roof dua kali biaya pembuatan alas, dan biaya instalasi dan biaya lahan diabaikan maka diperoleh perbandingan diameter dan tinggi tangki sebagai berikut:

$$H = H^{3(1/3)} \\ = 1.772,59^3 \left(\frac{1}{3}\right) = 12,10 \text{ m}$$

Dengan:

D = Diameter tangki (ft)

H = tinggi tangki (ft)

$$D = 1/2 H$$

$$= \frac{1 \times 12,10}{2}$$

$$= 6,05 \text{ m}$$

Untuk ukuran standar, tangki yang digunakan berdasar pada Appendix E (Brownell and Young, 1959). Memiliki spesifikasi sebagai berikut:

$$D = 20 \text{ ft} = 6,16 \text{ m}$$

$$H = 24 \text{ ft} = 7,31 \text{ m}$$

$$V = 350,0 \text{ barel} = 504,00 \text{ ft}^3$$

c. Penentuan Panjang dan Tebal Shell

Dari appendix E Brownell & Young (1959), untuk $D = 20 \text{ ft}$ dan $H = 24 \text{ ft}$, terdapat 4 buah course serta menggunakan lebar plate komersial $72 \text{ inch} = 6 \text{ ft}$ Untuk menghitung tebal shell diketahui data sebagai berikut:

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ inch}$$

perhitungan tebal shell dengan menggunakan persamaan 3.16 (Brownell & Young, 1959), sebagai berikut:

$$t = \frac{\rho(H-1)(1,2 D)}{2 \cdot f \cdot E} + C$$

Dimana:

$$t = \text{tebal shell (inch)}$$

$$f = \text{allowable stress (psi)}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan}$$

- c = faktor korosi (inch)
- d = diameter tangki (inch)
- p = tekanan internal (psi)

Sedangkan untuk tekanan internal (p) dapat dihitung sebagai berikut

$$P = \rho \times \frac{(H-1)}{144}$$

Dimana:

P = Densitas produk (ft)

H = tinggi course (ft)

Berdasarkan persamaan tersebut, diperoleh persamaan:

$$t = \frac{\rho \times (H-1) \times d}{2 \times 144 \times f \times E} + \square$$

Direncanakan menggunakan 2 plate untuk tiap course, allowance untuk vertical welded joint (jarak sambung antar plate) = 3/16 in, dan lebar course = 2 ft. Panjang plate dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\frac{\pi \times d - \text{weld length}}{12 \times n}$$

Dimana:

n = jumlah plate

weld length = n x allow welded joint = 2 x 3/16 =

L = Panjang tiap plate (ft)

d = diameter tangka + tebal shell (inch)

Perhitungan:

Course 1

Menghitung tebal shell

H₁ = 24 ft

$$t = \frac{\rho \times (H-1) \times d}{2 \times 144 \times f \times E} + \square$$

Sehingga digunakan tebal shell standar 0,1875 in (3/16) inch

Menghitung Panjang plate

$$L1 = \frac{\pi \times (90 \text{ ft} \times 12 \frac{\text{inch}}{\text{ft}} + 0,5 \text{ inch}) - 1,5625 \text{ inch}}{12 \times 12}$$

L1 = 23,56200252

Maka, pada course 1:

Panjang plate = 36 inch

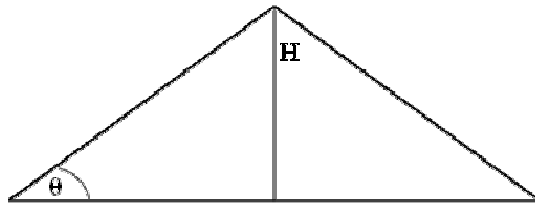
Tebal plate = 0,1 inch

Lebar plate = 5 ft

Jumlah plate = 4

d. Menentukan Tinggi Head

Menghitung sudut tetap



Gambar C.2. Sketsa Atap Tangki

Besarnya sudut pada roof dapat dihitung dari persamaan;

$$\sin \theta = \frac{H}{430}$$

Dimana:

D = diameter tangka (ft)

T = cone shell thickness (inch), digunakan tebal cone standar 1/2 in untuk tangki dengan diameter 90 ft

Sehingga:

$$\sin \theta = \frac{1}{430 \left(\frac{13}{16} \right)}$$

$$= 1/4$$

$$\theta = \sin^{-1}(1/4) = 14,3701$$

e. Menghitung tinggi head (h)

$$\tan \theta = \frac{h}{0,5 D}$$

$$h = \tan \theta \times 0,5 D$$

$$h = 39,7 \text{ ft} \times 0,5 D \times 90 \text{ ft}$$

$$h = 31,8186 \text{ ft} = 9,698$$

f. Menghitung Tebal Head

Tebal head tangki dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$th = \frac{pd}{2 \cos \alpha (fE - 0,6p)} + \square$$

$$th = \frac{52.9366 \square 181.8}{2 \cos(12650 - 0,6.52.9366)} + 0.125$$

$$= 2,5375 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar = 0,75 in

g. Menentukan Tinggi Tangki Total

Tinggi tangki total = tinggi tangki + tinggi head + tinggi bottom

$$\text{Tinggi tangki total} = 31,8186 + 2,5375$$

$$= 417,82 \text{ in} = 10,6127$$

Spesifikasi:

Nama alat : Tangki Penyimpanan Metanol

Kode alat : T-01

Jumlah : 6 unit

Fungsi : Menyimpan metanol sebagai bahan baku produksi

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan bahan cair (liquid) berkapasitas besar. Atap konis dengan yang dilengkapi dengan *internal floating roof* dapat

mencegah penguapan dan korosi dan menghemat biaya fabrikasi serta utilitas.

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan alas datar dan atap berbentuk kerucut ditambah inner floating dan tutup bawah berbentuk flat.

Dimensi Alat

Tangki:

Bahan konstruksi : Stainless-Steel 316L

Diameter Tangki : 12,10 m

Tinggi Tangki : 12,10 m

Tebal shell course 1 : ½ inch

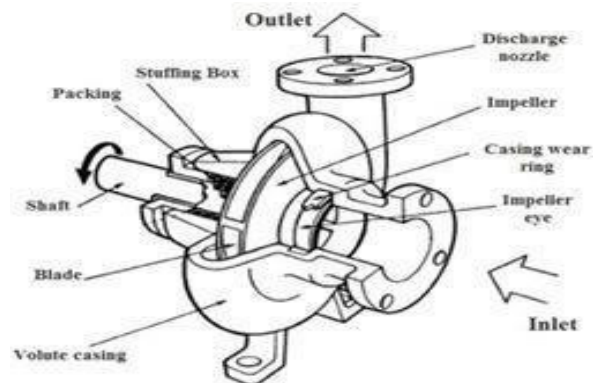
2. Pompa I (PU-01)

Fungsi : Memompa metanol dari tangki penyimpanan metanol menuju sel elektrolisa

Tipe : Centrifugal pump

Dasar pemilihan : sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas, 0,2 pa.s (Metanol = $0,59 \times 10^3$ pa.s)

Kondisi operasi : suhu = 30°C, tekanan = 1 atm



Gambar C.3. Pompa

a. **Menentukan Tipe Pompa**

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan bahan pipa baja komersial (carbon steel) dengan pertimbangan:

- Viskositas cairan rendah
- Konstruksinya sederhana
- Tidak memerlukan area yang luas
- Biaya perawatan murah
- Banyak tersedia di pasaran

b. **Menghitung Power Pompa**

Menghitung viskositas campuran (μ)

Berdasarkan Buku Yaws tabel 22.1 dan 22.2 didapat:

$$\text{Log } \mu_{\text{liquid}} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

pada suhu = 30°C = 303,15°K

Konsentrasi (Xi) metanol = 99,89 %

Konsentrasi (Xi) air = 0,11 %

Tabel C.1. Konstanta Viskositas Cairan

Komponen	A	B	C	D	Log μ	μ	$x_i \cdot \mu_i$
Metanol	-9,0562	1,25E+03	0,0224	-2,35E-05	-0,2916	0,5110	0,5103
Air	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,2631E-05	-0,0888	0,8150	0,0012
Total							0,5115

Viskositas campuran = 0,5115 Cp

= 0.00034 lb/ft.s

Menghitung densitas campuran (ρ campuran)

ρ campuran = $\sum \rho_i \times x_i$

konsentrasi (x_i) metanol = 99,85%

konsentrasi (x_i) air = 0,15 %

$$\rho_i = A \times B^{-\left(\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Tabel C.2 Konstanta Densitas Cairan

Komponen	A	B	n	Tc	ρ_i	$x_i \cdot \rho_i$
Metanol	0,272	0,2719	0,2331	512,58	0,782802	0,781627
Air	0,34710	0,27400	0,2857	647,13	1,022875	0,001534
Total						0,783162

Densitas campuran = 781,161 kg/m³

= 3,2883 lbm/ft³

Menentukan laju alir fluida

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 268.333,37 \text{ kg/jam} \\ &= 164,37 \text{ lb/s}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas campuran} = 38.2883 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan volumetrik (Qf)} &= \frac{Q}{\rho} \\ &= \frac{268,333.37}{783,161} \\ &= 342,63 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan, maka kecepatan volumetrik diberi kelebihan 20% dari kecepatan perhitungan:

$$\begin{aligned}Q_f &= 120\% \times 342,63 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 285,5239 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0793 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 2,8009 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

c. Menentukan diameter optimum

Asumsi: aliran dalam pompa adalah turbulen, $N_{Re} > 2100$ di optimum dapat dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned}\text{Diameter optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 2,8009 \text{ ft}^3/\text{s} \times 48,8912 \text{ lbm/ft}^3 \\ &= 10,28 \text{ in}\end{aligned}$$

Menurut (D. Kern, 1965), dalam rancangan digunakan pipa standar dengan ukuran sebagai berikut:

$$D \text{ nominal} = 12$$

$$ID = 12,09 \text{ in} = 1,0075 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 12,75 \text{ in}$$

$$\text{Sch} = 30$$

$$\text{Flow area} = 115 \text{ in}^2 = 0,7987 \text{ ft}^2$$

d. Menghitung kecepatan linier fluida (v)

$$V = \frac{\square}{\square}$$

$$V = \frac{2,8009 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,7987 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,5069 \text{ ft/s}$$

$$= 1,0689 \text{ m/s}$$

e. Menghitung bilangan Reynold

$$N_{\text{Re}} = \frac{\square \square \square \square}{\square}$$

$$= \frac{48,8895 \square 1,0075 \square 3,5069}{0,0003}$$

$$= 153.190.403,970$$

f. Menghitung faktor friksi

Faktor friksi dapat ditentukan dari Fig.126 Brown Hal 140

$$\text{Friction factor (f)} = 0,0035$$

$$F = \frac{2 \cdot \square^2 \cdot \square}{\square^2}$$

g. Menghitung panjang ekuivalen, ΣF

Tabel C.3. Dimensi pipa

Keterangan	Jumlah	Le/D	Le (ft)
Pipa lurus horizontal	1	22,96	7
Pipa lurus vertikal	2	17,20	10,989
Elbow 90°C	3	32	29,2608
Gate valve (fully opened)	1	7	2,1336
Check valve (fully opened)			
Total			52,3831

h. Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\begin{aligned}
 (\Sigma F) &= \frac{2 \sum \frac{f L Q^2}{D^5}}{32.174} \\
 &= \frac{2 \times 0.0035 \times 3.5069^2 \times 52.3831}{32.174 \times 12.0900} \\
 &= 9,365 \text{ ft} \\
 &= 2,855 \text{ m}
 \end{aligned}$$

i. Menghitung static head

$Z_1 = 1 \text{ ft}$ (Tinggi 1 ft diukur dari permukaan tanah, dasarnya adalah *low level* atau minimum level, posisi cairan paling rendah dan tidak terjadi kavitasi sehingga dibutuhkan tenaga pompa yang paling besar)

$Z_2 = 4.746 \text{ ft}$ (Tinggi 4.746 ft diukur dari permukaan tanah, titik tertinggi dari pipa input agitated tank)

$$\begin{aligned}
 \Delta z &= z_2 - z_1 \\
 &= 4,746 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\Delta z \times g/gc = 4,746 \text{ ft} \times 32,174 \text{ lb.ft/lb.f.s}$$

$$= 0.148 \text{ ft.lbf/lbm}$$

j. Menghitung velocity head

Karena kecepatan cairan pada titik 1 (sebelum pompa-01, diujung pipa outlet tangki T-01) dan titik 2 (sesudah pompa P-01, ujung pipa input ke reaktor elektrolisa R-01) sama, maka nilai $\Delta v = 0$ (karena diameter sama, sehingga $v_1=v_2$)

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 \square \square \square}$$

k. Menghitung pressure head

$$\frac{\Delta P}{\square} = \frac{P_2 - P_1}{\square}$$

$$P_1 = P \text{ ruang} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P_1 = (1 \times 2116,22) + (\rho \text{ campuran} \times \frac{g}{\square} \times \text{tinggi tangki metanol})$$

$$P_1 = 2116,22 \text{ lb/ft}^2 + (48,891 \times \frac{32,2}{32,2} \times 3,281)$$

$$= 3,85551 \text{ ft}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$= 1 \text{ atm}$$

$$= 1 \text{ atm} \times 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 2116,22 \text{ lb/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\square} = \frac{P_2 - P_1}{\square}$$

$$= \frac{2116,22 - 3,85551}{48,891}$$

$$= 0,946340435 \text{ in}$$

l. Menghitung tenaga pompa per satuan massa (-wf)

$$\begin{aligned} -wf &= \frac{\Delta z g}{\square} + \frac{\Delta v^2}{2 \square \square \square} + \frac{\Delta P}{\square} + \Sigma F \\ &= 4,746 \text{ ft.lbf/lbm} + 0 + 0,0789 \text{ ft.lbf/lbm} + 0,032 \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 4,857 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

m. Menghitung BHP (Break Horse Power) pompa

$$\text{BHP}_{\text{actual}} = \frac{\square \square \square \square \square \square}{\eta}$$

$$\text{BHP}_{\text{teoritis}} = 0,064 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 70\%$$

$$\text{BHP}_{\text{actual}} = 0,0638 \text{ Hp}$$

n. Menghitung tenaga motor pompa

Dari gambar 12,17 (M. Peters et al., 2003), didapat efisiensi pompa untuk

BHP aktual sebesar 0,4912 Hp, maka $\eta = 80\%$

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{\square \square \square \square \square \square}{\eta_{\text{motor}}} \\ &= \frac{0,0918}{80\%} \\ &= 0,080 \end{aligned}$$

Digunakan power motor standar = 0,100

Spesifikasi:

Nama alat : Pompa 1

Kode alat : PU-01

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Memompa Metanol dari tangki penyimpanan metanol ke mixer

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas < 0,2 Pa.s.

Tipe : *Centrifugal pump*

Spesifikasi

Kapasitas : 263.333,37 m³/jam

Laju volumetrik : 342,63 m³/jam

Ukuran Pipa : 12 in

Efisiensi pompa : 70%

Efisiensi motor : 80%

Power motor : 0,1 Hp

Utilitas : Listrik

3. Silo Penyimpanan NaCl (SL-01)

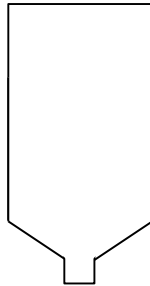
Fungsi : Menyimpan NaCl sebagai bahan produksi.

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan atap flat dan alas konis.

Dasar Pemilihan : Dapat menyimpan bahan padat (solid) dengan kapasitas besar. Alas konis dapat mempermudah padatan keluar dari tangki. Atap flat cocok untuk tangki yang menyimpan bahan yang tidak mudah menguap dan memiliki tekanan internal rendah. Stainless-steel316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik.

Kondisi Operasi : suhu 30°C, tekanan 1 atm

Jumlah : 1 unit



Gambar C.4 Sketsa Silo Penyimpanan NaCl

a. Penentuan Volume Silo

Berdasarkan pada neraca massa, kebutuhan garam NaCl sebesar 3,677.62 kg/jam, H₂O sebesar 7.37 kg/jam dengan waktu tinggal 7 hari.

Maka volume NaCl yang disimpan dapat dihitung:

$$M = 3.684,99 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 7 \text{ hari}$$

$$P = 791,39 \text{ kg/m}^3$$

$$V = \frac{\square}{\square}$$

$$= \frac{3.684.99}{791,39}$$

$$= 49.404,81 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{\text{silo}} = 1,2 \times V$$

$$= 1,2 \times 49.404,81 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 11,84 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

b. Penentuan Dimensi Silo

Jenis silo yang digunakan adalah *deep bins* sehingga perbandingan

$$H/D = 2/1$$

$$H/D = 2/1$$

$$\alpha = 60^\circ$$

$$D_N = 8 \text{ in}$$

Diameter tangki dapat dicari berdasarkan volume total tangki.

$$V_{\text{tank}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{konis}} + V_{\text{atap}}$$

$$V_{\text{tank}} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 H + 0,1308 (D^3 - d^3)$$

$$14,21 = 1,57 D^3 + 0,1308 (D^3 - 0.1861^3)$$

$$14,21 = 1,57 D^3 + 0,1308 D^3 - 1.35543E + 11$$

$$14,20739684 = 1,7008 D^3 - 1.35543E+11$$

$$145,6275384 = 1,7008 D^3$$

$$D^3 = 85,62296475$$

$$D = 4,407544988 \text{ ft}$$

$$= 1,3434 \text{ m}$$

Digunakan perbandingan $H/D = 2/1$

$$H = 6,611317482 \text{ ft}$$

$$= 2,686839425 \text{ m}$$

Untuk h konis diperoleh:

$$h = 0,5 (D-d)$$

$$= 2151,681485 \text{ ft}$$

$$= 655,8325167 \text{ m}$$

$$V_{\text{konis}} = 0,1308 (D^3 - d^3)$$

$$= 120.2206578 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{shell}} = V_{\text{tot}} - V_{\text{konis}}$$

$$= 120,62 \text{ ft}^3$$

Tinggi Silo adalah:

$$\begin{aligned} H \text{ total} &= H + h \\ &= 6455.044455 \text{ ft} + 2151.681485 \text{ ft} \\ &= 4.407544988 \text{ ft} \\ &= 1.3434 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menentukan Tekanan Desain

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Tekanan over desain yang digunakan 5% dari tekanan total silo

$$\begin{aligned} P_D &= (P \text{ operasi}) \times 1,05 \\ &= 14,696 \text{ psi} \times 1,05 \\ &= 15,4308 \text{ psi} \end{aligned}$$

d. Menentukan Tebal Silinder

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Allow working stress} = 12650 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Efisiensi sambungan} = 0,85$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{\square\square\square}{S.E-0,6.P} + C \\ &= \frac{15.4308 \square 26.40222}{(12650 \times 0.85) - (0.6 \times 15.4308)} + 0,125 \\ &= 0,1630 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young, dipilih tebal standar silo yang mendekati nilai dari hasil perhitungan

$$\begin{aligned} t_s &= 3/16 \text{ in} \\ &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 0,0047625 \text{ m}$$

e. Menentukan tebal head

$$t = \frac{\square\square}{2 \cdot \cos(f.E-0,6.P)} + 0.125$$
$$= \frac{15,4308 \square 1.3411}{2 \cos(45)(0.85-0,6 \times 15.4308)} + 0.125$$
$$= 0.197183029 \text{ in}$$

Digunakan standar ketebalan plat = $\frac{1}{4}$ in = 0.2500 m

Spesifikasi:

Nama Alat : Silo penyimpanan NaCl

Kode Alat : SL-01

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Menyimpan NaCl sebagai bahan produksi

Dasar Pemilihan : Dapat menyimpan bahan padat (solid) dengan kapasitas besar.

Alas konis dapat mempermudah padatan keluar dari tangki. Atap flat cocok untuk tangki yang menyimpan bahan yang tidak mudah menguap dan memiliki tekanan internal rendah.

Stainless-steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik.

Tipe : Tangki silinder vertikal (*deep bins/silo*) dengan atap flat dengan alas konis.

Dimensi alat:

Bahan konstruksi : Stainless-steel 316L

Diameter tangki : 1,3411 m

Tinggi tangki : 2,6868 m

Diameter nozzle : 8 in

Tebal shell : 3/16 in

Tebal konis : 7/16 in

Tebal head : 1/4 in

4. Belt Conveyor I (BE-01)

Fungsi : Memindahkan NaCl dari silo menuju bucket elevator untuk dimasukkan ke dalam agitated tank

Tipe : Belt conveyor dengan penutup atas dan samping

Dasar Pemilihan : *Belt conveyor* mampu membawa berbagai produk dalam kapasitas besar dan kecil dengan kecepatan yang dapat disesuaikan dengan kebutuhan. Paling umum digunakan sebagai pengangkut bahan kimia padatan.

Perhitungan dimensi belt conveyor

Kapasitas = 3.684,99 kg/jam

L = 14,000 in = 1.17 ft

Power = kapasitas x 2 (L/1,000)

$$= 3.684.99 \times 2 \times (14,000/1.000)$$

$$= 0,70059 \text{ kw}$$

Berdasarkan pada tabel 21.7 Perry, 7th edition, belt conveyor memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Lebar belt = 14,000 in = 1.17 ft

Kecepatan belt= 300,000 ft/menit

Bahan konstruksi = Rubber, carbon steel

Jumlah= 1 unit

Spesifikasi:

Nama alat : Belt Conveyor

Kode alat : BE-01

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Memindahkan NaCl dari silo menuju ke bucket elevator untuk dimasukkan ke dalam Mixer (M-110).

Dasar Pemilihan : Belt conveyor mampu membawa berbagai produk dalam kapasitas besar dan kecil dengan kecepatan yang dapat disesuaikan dengan kebutuhan.

Paling umum digunakan sebagai pengangkut bahan kimia termasuk grain & powder.

Tipe : *Closed belt conveyor* dengan kemiringan 0°

Dimensi alat :
Bahan Konstruksi : Rubber belt – carbon steel
Panjang Belt : 9,75 m
Lebar Belt : 0,35 m
Kecepatan belt : 34,547 ft/menit
Power : 0,186 Hp

5. Bucket Elevator I (BU-01)

Fungsi : Mengangkut garam dari conveyor menuju tangki agitasi
(agitated tank)

Perhitungan dimensi bucket elevator:

$$\text{Kapasitas} = 12,0065 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Tinggi elevasi} = 13,7647 \text{ ft}$$

$$\text{Power} = \text{kapasitas} \times 2 \times (L/1000)$$

$$= 12,0065 \times 2 \times (13,7647/1000)$$

$$= 0,3305318 \text{ Hp}$$

$$= 1/3 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Peter dan Timmerhaus ed 4 th didapatkan efisiensi motor sebesar 80%

$$P \text{ aktual} = \text{Power} / \text{efisiensi}$$

$$= 0,3305318 / 80\%$$

$$= 0,4131647 \text{ Hp}$$

$$= 1/2 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Perry (1997), bucket elevator yang dipilih memiliki spesifikasi sebagai berikut:

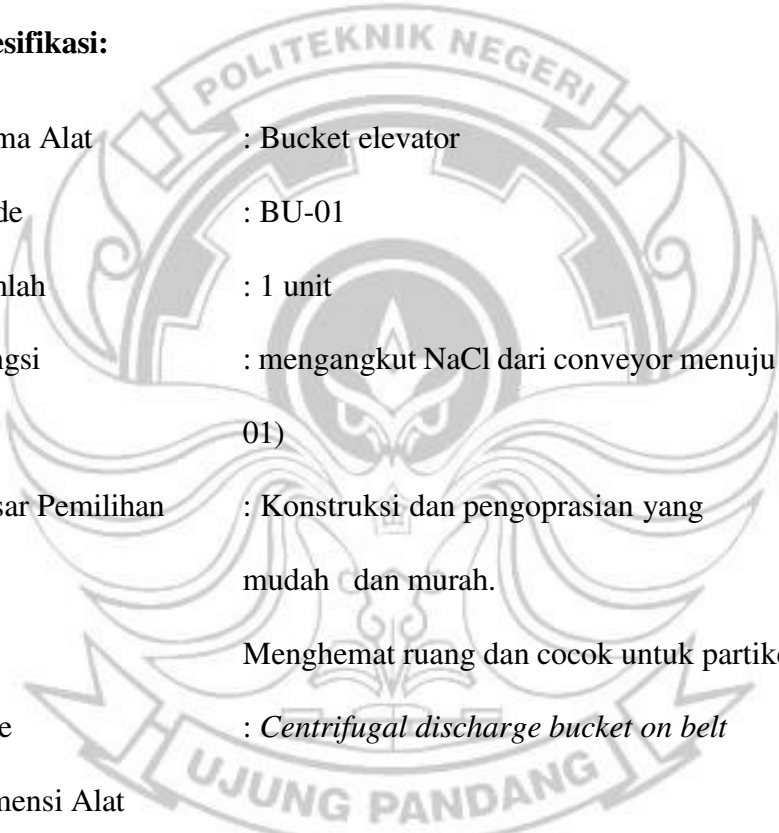
Ukuran bucket= 6 x 4 x 4 ¼ in

Kecepatan bucket= 68.6 meter/menit

Bucket spacing = 12 in

Lebar belt = 7 in

Spesifikasi:



Nama Alat : Bucket elevator

Kode : BU-01

Jumlah : 1 unit

Fungsi : mengangkut NaCl dari conveyor menuju mixer (M-01)

Dasar Pemilihan : Konstruksi dan pengoprasian yang mudah dan murah.
Menghemat ruang dan cocok untuk partikel kering.

Tipe : *Centrifugal discharge bucket on belt*

Dimensi Alat

Ukuran Bucket : 6 x 4 x 4 ¼ in

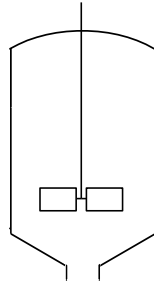
Kecepatan Bucket : 68.6 meter/menit

Bucket Spacing : 12 in

Lebar Belt : 7 in

Power : ½ Hp

6. Tangki Agitasi (AG-01)



Gambar C.5. Tangki Pencampuran NaCl - metanol

Fungsi : membuat larutan NaCl dalam metanol yang homogen

Tipe : Tangki silinder vertikal berpengaduk dengan alas konis dan tutup torispherical

Dasar Pemilihan:

- Alas konis untuk mempermudah keluarnya padatan
- Torispherical head cocok untuk tangki dengan tekanan internal 15-200 psig
- Four-blade paddle impeller cocok untuk pengadukan dengan kecepatan rendah
- Stainless-steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik

Kondisi Operasi : suhu 30°C, tekanan 1 atm

a. Penentuan Volume Tangki

Perhitungan neraca massa didapatkan kecepatan aliran massa masuk ke agitated tank sebesar 272.018,36 kg/jam. Ditentukan waktu tinggal dalam tangki selama 30 menit (Ulrich, 1980). Maka volume tangki dapat dihitung sebagai berikut:

$$m = 272.018,36 \text{ kg/jam}$$

$$m = \frac{272.018,36}{60}$$

$$m = 16321101,74 \text{ kg/menit}$$

$$\text{Residence time} = 30 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa campuran dalam tangki} &= 16.321.101,74 \text{ kg/menit} \times 30 \text{ menit} \\ &= 48.963.305,23 \text{ kg} \end{aligned}$$

NaCl dicampurkan ke dalam metanol pada konsentrasi jenuh yaitu 1,0275%. Konsentrasi NaCl dalam metanol yang kecil membuat nilai densitas campuran ditentukan mendekati densitas metanol pada temperatur 30°C. Diketahui data densitas metanol sebagai berikut:

Tabel C.4. Data Temperatur dan Densitas Metanol

Temperatur (°C)	-73,2	26,9	64,15
Densitas (kg/m ³)	880,3	784,5	748,6

Data pada tabel diatas dilinearisasikan sehingga didapatkan persamaan linear densitas metanol yaitu $y = -0,9858(x) + 810,17$ dengan y sebagai densitas metanol dan x temperatur. Temperatur operasi 30°C dimasukkan ke persamaan dan didapatkan ρ metanol sebesar 781,4150 kg/m³. Maka bisa didapatkan volume cairan dalam tangki sebesar:

$$\begin{aligned} V \text{ cairan} &= \frac{m}{\rho} = \frac{272.018,36}{781,415 \text{ kg/m}^3} \\ &= 10.297.237,62 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

b. Penentuan Dimensi Tangki

Diameter tangki

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

$$D^3 = \frac{\text{Volume tangki}}{\left(\frac{1}{4} \times \pi \times 1.5\right)}$$

$$= \frac{12,35668515}{\left(\frac{1}{4} \times 3.14 \times 1.5\right)}$$

$$= 10.48868011$$

$$D = (D^3)^{1/3}$$

$$= 3,496226704 \text{ m} = 11,47056005 \text{ ft}$$

Ditentukan perbandingan H/D = 1/1

$$H = 1/1 \times D$$

$$= 1 \times 3,496226704 \text{ m}$$

$$= 3,496226704 \text{ m} = 11,47056005 \text{ ft}$$

Volume tangki tidak melebihi 3000 barrel (476,9619 m³) sehingga ketebalan shell tidak bergantung pada diameter dan ketinggian tangki dapat dihitung seperti di bawah ini (Brownell & Young, 1959).

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = 1,2 \times (P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatis}) = 253,891 \text{ psia}$$

Diketahui:

$$F = 13750 \text{ psia}$$

$$C = 0,125 \text{ inch}$$

untuk double-welded butt joint E = 0,8, maka ketebalan shell, konis dan atap

dapat dihitung sebagai berikut:

$$t \text{ shell} = \frac{P \text{ design} \times D \text{ shell}}{f \cdot E - (0.6 \times p \text{ design})} + C$$

$$= \frac{253.891 \times 103.235}{13750 \times 80\% - 0.6 \times 253.891} + 0.125$$

$$= 2,541 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell}} = 2,541 \text{ in} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Dari hasil ts diperoleh tebal standar dari (T-5.7, Hal.89, Brownell and Young, 1959)

$$\text{ID shell} = 5,244340056 \text{ m} = 206,470081 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID shell} + 2 \times t_{\text{shell}}$$

$$= 5,244340056 \text{ m} + (2 \times 2.5)$$

$$= 211,470081 \text{ in} = 17,6225067 \text{ ft}$$

Ditinjau dari (Brownell & Young, 1959), diameter luar shell standar yang tersedia dan mendekati adalah 216 inch. Berdasarkan D out shell sebesar 211 inch, maka dicoba trial t head sebesar 2.02 inch atau 0,875 inch (batas minimum tebal head).

Sehingga diperoleh:

$$\text{icr} = 6,5 \text{ in}$$

$$r = 96 \text{ in}$$

$$\text{sf} = 2 \text{ in}$$

sehingga, dapat dihitung:

$$\begin{aligned} a &= \text{ID}/2 \\ &= 50,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 43,75 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 89,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= \sqrt{(\text{BC})^2 - (\text{AB})^2} \\ &= 78,07808591 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 96 \text{ in} - 78,07808591 \text{ in} \\
 &= 17,92191409 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r/icr}) \\
 &= \frac{1}{4} (3 + \sqrt{96/6.5})
 \end{aligned}$$

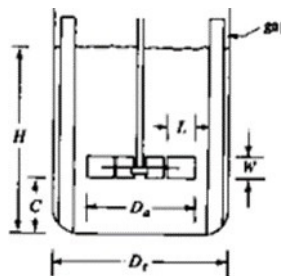
$$W = 1,71076892 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{\square\square\square}{(2.f.E-0.2p)} + C \\
 &= \frac{253.8918149 \square 96 \square 1.71016892}{(2 \times 13750 \times 80\% - 0.2 \times 253.8918149)} + 0.125 \\
 &= 2,02473123 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Hasil perhitungan t head memiliki besar nilai dibawah nilai minimum ketebalan head yang diizinkan sehingga ketebalan yang digunakan berdasarkan trial adalah 7/8 inch.

$$\begin{aligned}
 H \text{ head} &= t \text{ head} + b + sf \\
 &= 0,75 \text{ inch} + 17,92191409 \text{ inch} + 2 \text{ inch} \\
 &= 20,67191409 \text{ inch} \\
 &= 0,525066618
 \end{aligned}$$

c. Penentuan Dimensi Agitator



Gambar C.6. Sketsa Dimensi Agitator

Diameter pengaduk (D_i)

$$\begin{aligned} D_i &= D_t/3 \\ &= 97/3 \\ &= 32,33 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi pengaduk (Z)

$$\begin{aligned} Z &= D_i \times 3,9 \\ &= 32,33 \times 3,9 \\ &= 126,1 \text{ in} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari tangki (Z_i)

$$\begin{aligned} Z_i &= D_i \times 1,3 \\ &= 32,33 \times 1,3 \\ &= 42,033 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar baffel (w_b)

$$\begin{aligned} W_b &= D_i \times 0,17 \\ &= 32,33 \times 0,17 \\ &= 3,23 \end{aligned}$$

Lebar pengaduk (L)

$$\begin{aligned} L &= D_i \times 0,25 \\ &= 32,33 \times 0,25 \\ &= 8,083 \text{ in} \end{aligned}$$

Offset 1 = jarak baffel dari tangki

$$\begin{aligned} &= \frac{1}{2} \times D_i \\ &= \frac{1}{2} \times 32,33 \end{aligned}$$

$$= 16,16 \text{ in}$$

Offset 2 = jarak baffle dari permukaan cairan

$$= 1/6 \times D_i$$

$$= 1/6 \times 32,33$$

$$= 5,388 \text{ in}$$

D_d = diameter penyangga impeller

$$= 2/3 \times D_i$$

$$= 2/3 \times 32,33$$

$$= 21,555 \text{ in}$$

W_b = tebal baffle

$$= 1/5 \times D_i$$

$$= 6,466 \text{ in}$$

Jumlah baffle = 4

Panjang baffle = $H_s - (\text{Offset 1} + \text{Offset 2})$

$$= 138.3438282 - (16.16666667 + 5.388888889)$$

$$= 116.7882726 \text{ in}$$

$$= 2.966422124 \text{ m}$$

d. Penentuan Kecepatan Pengadukan

Water Equivalent Liquid Height = WELH

$$\text{WELH} = Z_l \cdot s_g$$

$$= 3.202946406 \times 26,49110209$$

$$= 84.84958023 \text{ m}$$

$$= 278.3778879 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 n &= \frac{\square}{2 \square} = \frac{600}{\square \square} \\
 &= \frac{84.84958023}{2 \square 32.33} \\
 &= 509.7142094 \text{ rpm} \\
 &= 8.495236823 \text{ Rad}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\square \square \square^2}{\square} \\
 &= \frac{26416.6345 \square 8.495236823 \square 2.6944}{0.35} \\
 &= 4.636.362,80
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan fig.477 G.G Brown page 507 1978 dari nomor 1 diperoleh $N_p = 0,98$

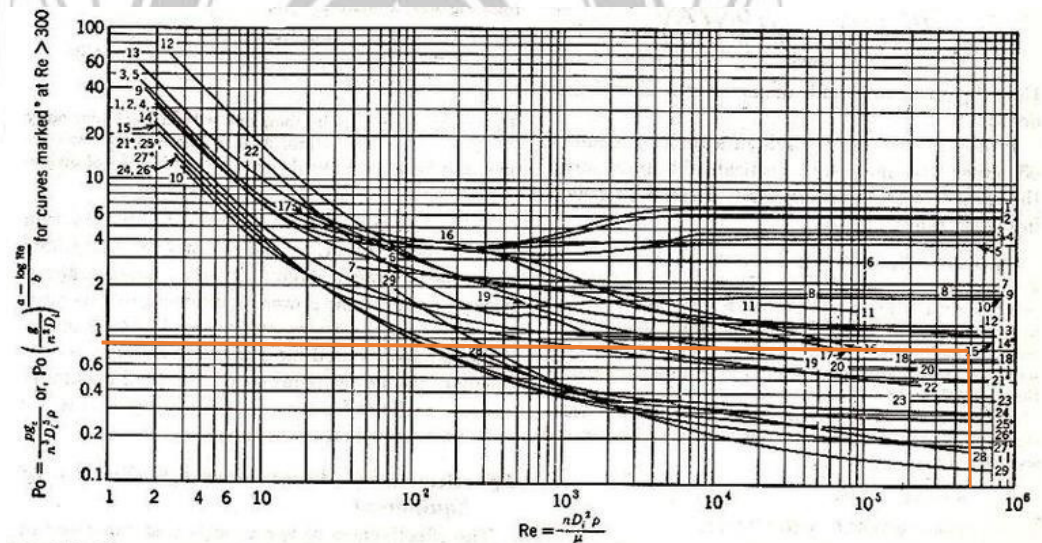


Fig. 477. Power consumption of various agitators expressed in terms of P_o as a function of Reynolds number, Re . For curves marked with * surface effects become important and the Froude number $Fr = g/n^2 D_i$ is included as indicated for $Re > 300$.

$$N_p = 0,98$$

$$\text{Power} = N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

$$\text{Power} = 0,98 \times 26411.6 \times 30,775^3 \times 0,82127^5$$

$$= 592885.386 \text{ watt}$$

$$= 5928.885386 \text{ kW}$$

Spesifikasi:

Nama Alat : Mixer
Kode Alat : AG-01
Jumlah : 1 unit
Fungsi : Membuat larutan NaCl dalam metanol yang homogen

Dasar Pemilihan : Alas konis dapat mengeluarkan pengotor NaCl dalam bentuk padatan dengan mudah.
Torispherical head cocok untuk tangki dengan tekanan internal 15-200 psig.
Four-blade paddle impeller cocok untuk pengadukan dengan kecepatan rendah.
Stainless-steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik.

Tipe : Tangki silinder vertikal berpengaduk dengan alas konis dan tutup torispherical.

Pengaduk

Tipe : four-blade paddle impeller
Bahan Konstruksi : Stainless-steel 316L
Kecepatan : 509.7142094 rpm
Diameter agitator : 32,33 in
Lebar agitator : 8,083 in

Motor : 5928.885386 kW

Jumlah baffle : 4

Tangki

Bahan konstruksi : Stainless-steel 316L

Diameter tangki : 3,496226704 m

Tinggi tangki : 5,244340056 m

Tebal shell : 2 ½ in

Tebal head : 2 ½ in

Tebal konis : 5/8 in

Diameter nozzle : 8 in

7. Pompa II (PU-02)

Nama alat : Pompa II

Kode alat : PU-02

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Memompa hasil dari mixer menuju reactor sel elektrolisis

Dasar Pemilihan: Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas < 0,2

Pa.s.

Tipe : *Centrifugal pump*

Spesifikasi

Kapasitas : 26.386,96 m³/jam

Laju volumetrik : 12,93 m³/jam

Ukuran Pipa : 4 in

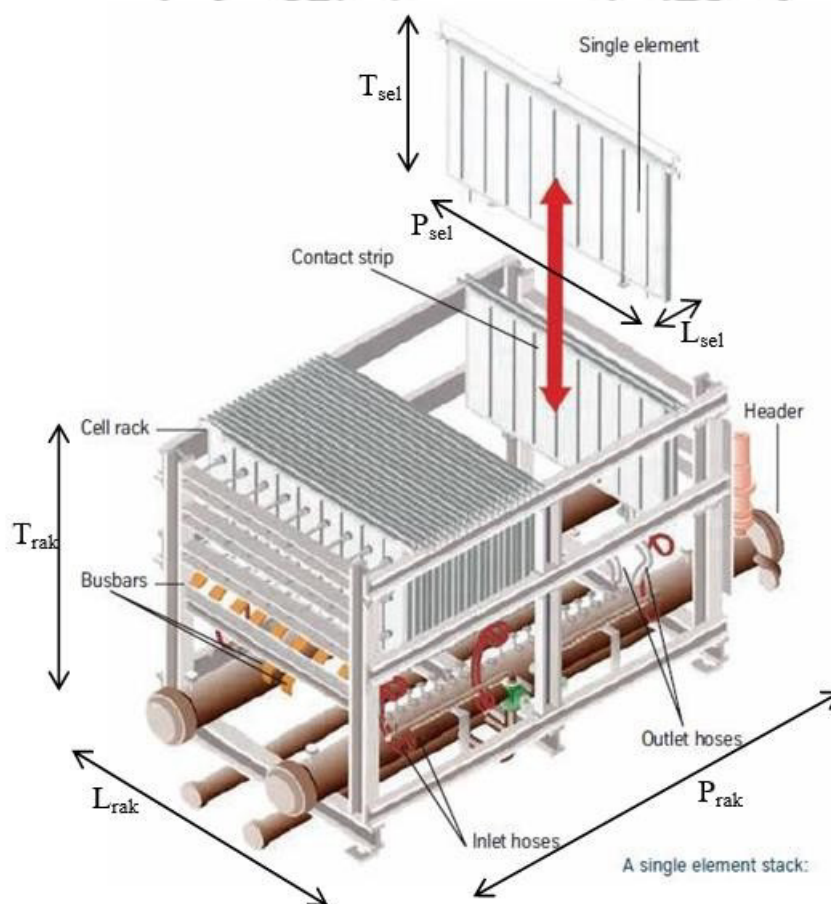
Efisiensi pompa : 70%

Efisiensi motor : 80%

Power motor : 0,1 Hp

Utilitas : Listrik

8. Reaktor Sel Elektrolisis (RE-01)



Gambar C.7. Sketsa susunan stack sel elektrolisa (ThyssenKrupp Uhde Chlorine Engineers 2012)

Fungsi : Memisahkan Na^+ dan CH_3O^- dari NaCl dan CH_3OH serta sebagai tempat bereaksinya Na^+ dan CH_3O^- menjadi produk CH_3O^-

Tipe : Sel elektrolisa tiga kompartemen dengan pemisah membran anionik dan Kationik

Dasar pemilihan :

Sel elektrolisa dengan tiga kompartemen memiliki selektifitas dan efisiensi yang tinggi.

Katoda dan anoda yang berbentuk seperti jaring membesarkan luas kontak dengan liquid.

Tipe zero gap membuat sisi aktif membran lebih besar dan memperpanjang umur membran, sehingga lebih ekonomis.

a. Volume Reaktor

$$\rho_{\text{campuran}} = 50,537509 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetric} = \frac{\rho_{\text{campuran}} \times V_{\text{reaktor}}}{\rho_{\text{campuran}}} = 1002,966162 \text{ ft}^3$$

Asumsi = Volume bahan mengisi 80% volume reaktor total

$$\text{Volume Reaktor} = \frac{100\%}{80\%} \times V$$

$$= 1253,71 \text{ ft}^3$$

b. Sel elektrolisa berbentuk persegi panjang

$$\text{Volume sel} = \text{volume reaktor} = 1254 \text{ ft}^3$$

Perbandingan Panjang, Lebar dan Tinggi = 1 : 10,07 : 10,43

$$\text{Volume Sel} = P \times 10,07 P \times 10,43 P$$

$$1254 \text{ ft}^3 = 3,97888 P^3$$

$$P = 3,97888 \text{ ft}$$

$$= 1,2127 \text{ m}$$

$$L = 1,07 P$$

$$= 1,29759 \text{ m}$$

$$T = 1,43 P$$

$$= 1,73417 \text{ m}$$

$$\text{Panjang total} = \text{Panjang Bagian Katoda} + \text{Anoda}$$

$$= 2 \times 1,21 \text{ m}$$

$$= 2,42541 \text{ m}$$

c. Perhitungan bagian katoda dan anoda

Perbandingan Tebal sel dan tinggi tangki = 1 : 16,67

$$\text{Tinggi} = 1,73417 \text{ m}$$

$$\text{Tebal sel} = \frac{1,73417}{16,67}$$

$$= 0,10403 \text{ m}$$

Perbandingan Tebal sel dan spasi sel = 1 : 0,25

$$\text{Spasi sel} = \text{Tebal sel} \times 0,25$$

$$= 0,02601 \text{ m}$$

$$\text{Total tebal sel} = \text{tebal sel} + \text{spasi sel}$$

$$= 0,10403 + 0,02601$$

$$= 0,13004 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah sel} &= \frac{\square \quad \square \square \square \square}{\square \quad \square \quad \square \square} \\ &= 10 \text{ buah} \end{aligned}$$

Jumlah sel katoda dan anoda = 10 buah

d. Kebutuhan Listrik

Reaktor elektrolisis membutuhkan listrik dalam operasinya.

Energi listrik yang dibutuhkan berdasarkan perhitungan neraca panas yaitu:

$$\begin{aligned} Q \text{ Listrik} &= Q_{\text{out}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{in}} \\ &= \frac{Q \text{ Listrik kj/jam}}{0,000278 \text{ kWh}} \\ &= 8269 \text{ k Wh} \end{aligned}$$

e. Merancang Penyangga dan Pondasi Reaktor

Perhitungan Beban Penyangga

Berat Bagian Shell

$$W_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} (O_{dt}^2 - I_{dt}^2) \times H_R \times \rho$$

Dimana:

$$I_{dt} = \text{diameter dalam shell} = 1,2000 \text{ m} = 47,2 \text{ in}$$

$$O_{dt} = \text{diameter luar shell} = 1,5000 \text{ m} = 59,1$$

$$H_r = \text{tinggi shell reaktor} = 1,73 \text{ m} = 68 \text{ in}$$

$$P = \text{densitas steel} = 0,2830 \text{ lb/in}^3$$

$$\begin{aligned} W_{\text{shell}} &= \frac{3,14}{4} \times (59,1^2 - 47,244^2) \times 68,27 \\ &= 19.042,696 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat Bahan Dalam Reaktor

$$W_{\text{bahan}} = V \times \eta$$

Dimana:

$$V \text{ volume bahan dalam reaktor} = 1002,966 \text{ ft}^3$$

$$\rho \text{ densitas larutan} = 50,5375 \text{ lb/ ft}^3$$

Maka,

$$W_{\text{bahan}} = 1.002,966 \times 50,5375 = 50.687 \text{ lb}$$

Untuk berat perlengkapan yang lain seperti baut, flange, nozzel dan lain-lain

Serta faktor keselamatan, maka berat reaktor untuk perhitungan sistem penyangga ditambah 25 %

Sehingga,

$$\begin{aligned} W_R &= 1,25 \times W_T \\ &= 1,25 \times 50.687,411 \\ &= 63.359,2639 \text{ lb} \end{aligned}$$

f. Perhitungan Leg Support (Kaki Penyangga)

Direncanakan penyangga yang digunakan: jenis I beam

Beban yang diterima penyangga:

$$P = \frac{4.P_w (H-L)}{\square\square\square} + \frac{W}{\square}$$

Dimana:

P = Beban yang diterima penyangga

P_w = Tekanan angin yang digunakan

H = Total panjang kaki

L = Jarak dari pondasi sampai bawah vessel

W = Beban reaktor

n = Jumlah penyangga

karena direncanakan reaktor diletakkan dalam gedung, dengan penyangga tidak terlalu tinggi, maka beban karena angin diabaikan atau:

$$P_w = 1$$

Sehingga:

$$P = \frac{\square}{\square}$$

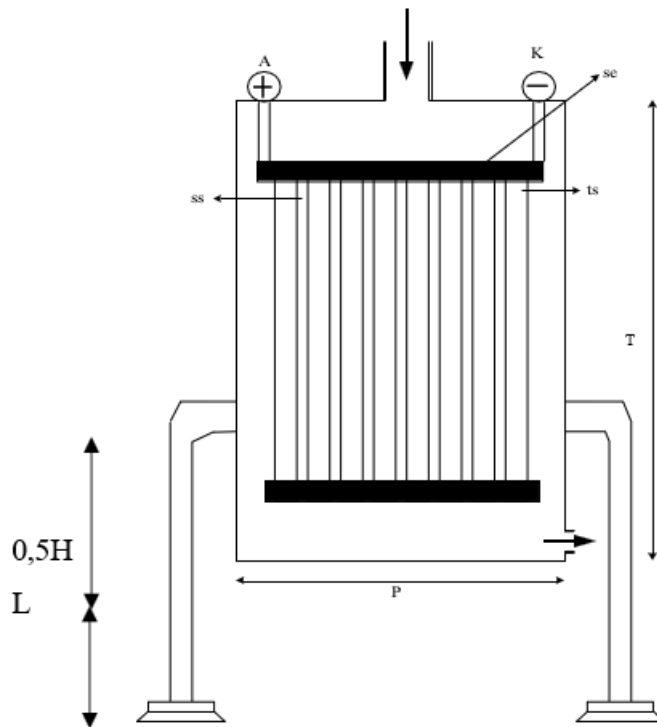
Dimana:

$$W = \text{beban reaktor} = 63359,2639 \text{ lb}$$

$$n = \text{jumlah penyangga} = 4 \text{ buah}$$

maka,

$$P = \frac{63359,2639 \square}{4} = 15839,8160 \text{ lb}$$



Total panjang leg (kaki); H :

Gambar C.8. Leg Support (Kaki Penyangga)

H = tinggi reaktor sampai + ½ tinggi reaktor

$$H = L + 0,5 H_R$$

$$\text{Tinggi reaktor } H_R = 5,6898 \text{ ft}$$

$$\text{Ditetapkan: } L = 1 \text{ m} = 3,281 \text{ ft}$$

$$= 39,370 \text{ in}$$

Maka:

$$H = 3,281 + [0,5 \times 5,6898]$$

$$= 6,1257 \text{ ft}$$

$$= 1,8671 \text{ m}$$

$$= 73,5083 \text{ in}$$

Dipilih I beam dengan spesifikasi:

(Appendix G item-2 Brownell hal.355)

$$\text{Ukuran} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Berat} = 23 \text{ lb/ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 6,71 \text{ in}^2$$

$$h, \text{ depth of beam} = 8 \text{ in}$$

$$b, \text{ width of flange} = 4,171 \text{ in}$$

Dicoba dipasang dengan axis 1-1.

Dari Appendix G Brownell didapat:

$$I = 64,20 \text{ in}^4$$

$$r = 3,09 \text{ in}$$

Tekanan yang diterima I beam : f_c

$$\frac{I}{r} = \frac{64,20}{3,09} = 20,78 \text{ in}^3$$

Untuk $0 < I/r < 60$ dari pers. 4.21 hal 67 Brownell:

$$F_c = \frac{18000}{\left(1 + \frac{I^2}{18000}\right)} 17.578,44 \text{ lb/in}^2$$

Ternyata $A_{hitung} < A_{beam}$, maka ukuran I beam bisa digunakan.

Resume

Fungsi : Memisahkan Na^+ dan CH_3O^- dari NaCl dan CH_3OH serta sebagai tempat bereaksinya Na^+ dan CH_3O^- menjadi produk CH_3ONa .

Type : Sel elektrolisa tiga kompartemen dengan pemisah membran anionik dan kationik

Reaktor:

Panjang : 2,42541 m

Lebar : 1,29759 m

Tinggi : 1,73417 m

Sel Electrolyzer : (Katoda dan Anoda)

- Tebal Sel : 0,13004 m

- Spasi Sel : 0,02601 m

Jumlah Sel : 10 buah

Kebutuhan Listrik : 8269,131 kWh

Bahan Konstruksi : Carbon Steel

Jumlah : 2 buah

9. Cooler I (CO-01)

Fungsi : Mendinginkan keluaran reaktor

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Digunakan : 1-4 *shell and tube exchanger*

a. *Material and Energy Balance*

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

Pendingin yang bekerja pada sistem

$$\begin{aligned} Q &= 21790405,4081 \quad \text{kJ/jam} \\ &= 22990185,1298 \quad \text{btu/jam} \end{aligned}$$

Laju alir aliran panas (m)

$$\begin{aligned} m &= 268340,7431 \quad \text{kg/jam} \\ &= 591589,3691 \quad \text{lb/jam} \end{aligned}$$

b. Menghitung Δt

Fluida Panas :

$$T_{h \text{ in}} = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin : Cooling water

$$T_{c \text{ in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = 49 \text{ } ^\circ\text{C} = 120 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tabel C.5. Data Perhitungan Δt

Fluida Panas	Jenis Suhu	Fluida Dingin	Selisih	Δt
--------------	------------	---------------	---------	------------

140	Suhu tinggi	120	20	Δt_1
86	Suhu rendah	86	0	Δt_2
54	Selisih	34	20	

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD =$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= 1,5784 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= 0,6333 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Fig. 18 Kern, diperoleh factor koreksi $FT = 1$

Sehingga:

$$\Delta t = LMTD \cdot Ft$$

$$= 2,8248 \times 1$$

$$= 2,8248 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Menghitung suhu caloric (T_c dan t_c)

$$T_c = \frac{140+86}{2}$$

=

$$t_c = \frac{120+86}{2}$$

$$= 103,10 \text{ } ^\circ\text{F}$$

d. Menghitung luas total perpindahan panas

Dari tabel 8 hal 840 Kern diketahui harga U_d untuk fluida panas adalah

water dan fluida dingin (air)

$$Ud = 25 - 250 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Asumsi $Ud =$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Ud \times \Delta t} \\ &= \frac{22990185,1298}{250 \times 2,8248} \\ &= 32555,2060 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Maka digunakan shell and tube heat exchange

e. Menentukan Ud

Dari table 10 Kern, 1965 dipilih tube dengan spesifikasi

$$OD = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$BWG = 18$$

$$ID = 1,400 \text{ in}$$

$$\text{Surface} = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a't = 1,54 \text{ in}^2$$

(flow area / tube atau luas penampang aliran pada tube)

$$\text{panjang} = 1000 \text{ ft}$$

Dari table 9 Kern, 1965 dipilih spesifikasi:

$$\text{Pitch} = 1,8750 \text{ in, triangular}$$

$$ID = 39 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$C' = 38\%(\text{baffle cut})$$

$$\begin{aligned} \text{baffle spacing} &= 0,5 * D_s \\ &= 19,500 \text{ in} \end{aligned}$$

(berdasarkn coulson vol 6, 1989; hal. 525 optimum baffle spacing ; 0,3 - 0,5 Ds)

f. Menentukan jumlah tube

$$\begin{aligned} \text{Area for one tube (At)} &= L \times OD \times \pi \\ &= 392 \frac{6}{7} \text{ ft}^2 \\ &= A / At = 82 \frac{7}{8} \end{aligned}$$

$$N_t \approx 397 \text{ (tabel 9 kern, 1965; hal. 842) dengan, Passes} = 1$$

Koreksi harga A dan Ud

$$\begin{aligned} A &= N_t \times \text{Surface} \times L \\ &= 155822,5000 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= Q / (A \cdot \Delta T \text{ lmtd}) \\ &= 52,23123429 < 250 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Spesifikasi:

Fungsi : Mendinginkan keluaran reaktor

Kode : C0-01

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

A : 32555,2060 ft²

OD : 1 1/2 in

BWG : 18

ID : 1,400 in

Suface : 0,3925 ft²/ft
a't : 1,54 in²
panjang : 1000 ft
Pitch : 1,8750 in, triangular
Pass : 2
C' : 38% (baffle cut)

10. Pompa III (PU-03)

Nama alat : Pompa III
Kode alat : PU-03
Jumlah : 1 unit
Fungsi : Memompa hasil dari reaktor kembali menuju mixer
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas < 0,2 Pa.s.
Tipe : *Centrifugal pump*
Spesifikasi
Kapasitas : 268.340,74 m³/jam
Laju volumetrik : 10,02 m³/jam
Ukuran Pipa : 4 in
Efisiensi pompa : 70%
Efisiensi motor : 80%
Power motor : 0.1 Hp
Utilitas : Listrik

11. Pompa IV (PU-04)

Nama alat	: Pompa IV
Kode alat	: PU-04
Jumlah	: 1 unit
Fungsi	: Memompa hasil dari reaktor menuju evaporator
Dasar Pemilihan	: Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas < 0,2 Pa.s.
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Spesifikasi	
Kapasitas	: 272.018,36 m ³ /jam
Laju volumetrik	: 10,30 m ³ /jam
Ukuran Pipa	: 2 in
Efisiensi pompa	: 70%
Efisiensi motor	: 80%
Power motor	: 0.1 Hp
Utilitas	: Listrik

12. Evaporator (EV-01)

Fungsi	: Meningkatkan konsentrasi <i>sodium methylate</i>
Tipe	: <i>Short Tube Vertical Evaporator</i> tipe Clandaria
Bahan	: <i>Carbon steel, SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 1 unit

a. Menentukan tipe evaporator

Dalam merancang dipilih tipe short tube vertikal evaporator dengan pertimbangan:

- Mempunyai koefisien perpindahan panas tinggi
- Cairan jernih dan relatif tidak korosif
- Tidak memerlukan ketinggian ruangan
- Kerak mudah dibersihkan dan harga relatif murah

b. Menentukan bahan konstruksi

Dalam perancangan digunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA-283* dengan pertimbangan:

- Tahan terhadap korosi
- Tahan terhadap perubahan suhu

Perhitungan:

$$\text{Laju total umpan masuk (F)} = 26.386,9575 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas } (\rho) &= 808,9034 \text{ kg/m}^3 \\ &= 50,5375 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total umpan masuk (V)} &= \frac{F}{\rho} \\ &= 32,6207 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan ukuran tangki

Volume tangki V_T

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki } V_T &= 1,2 \times 32,6207 \text{ m}^3 \\ &= 39,1448 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diameter Tangki D_T dan Tinggi Tangki H_T

Direncanakan:

- . tinggi silinder : diameter ($H_s : D$) = 4 : 3

- . tinggi head : diameter ($H_h : D$) = 1 : 4

Volume shell tangki (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D_i^2 H \quad ; \text{ asumsi, } D_i : H = 3 : 4$$

$$\text{Maka } H = \frac{4}{3} D_i$$

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{1}{4} \pi D_i^2 \cdot \frac{4}{3} D_i \\ &= \frac{\pi}{3} D_i^3 \end{aligned}$$

Volume tutup tangki (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

Volume tangki (V)

$$V_t = V_s + V_h$$

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{\pi}{3} D_i^3 + \frac{\pi}{24} D_i^3 \\ &= \frac{8\pi}{24} D_i^3 + \frac{\pi}{24} D_i^3 \end{aligned}$$

$$39,1448 \text{ m}^3 = \frac{9\pi}{24} D_i^3$$

$$D_i = 3,2154 \text{ m}$$

Untuk desain digunakan :

- Diameter tangki = 3,2154 m = 10,5491 ft
- Tinggi silinder, $H_s = 4/3 \times D = 4,2872 \text{ m} = 14,0654 \text{ ft}$
- Tinggi head, $H_h = 1/4 \times D = 0,8039 \text{ m} = 2,6373 \text{ ft}$

Jadi total tinggi tangki, $H_T = H_S + H_h = 5,0911 \text{ m} = 16,7027 \text{ ft}$

Tebal Sheel dan Tutup Tangki

d. Tebal Shell

$$t_s = \frac{PR}{SE-0,6P} + n.C$$

Dimana :

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

R = jari-jari dalam tangki (in) = D/2

E = Joint efisiensi = 0,85 (Brownell, 1959)

S = allowable stress = 12.650 psi (Brownell, 1959)

C = corrosion allowance = 1/8 in/tahun

n = umur alat yang = 10 tahun

Tinggi larutan dalam tangki,

$H_l = 4,2426 \text{ m} = 13,9188 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \frac{\rho (H_l - 1)}{144} + 14,7 \\ &= \frac{50,5375 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (13,9188 \text{ ft} - 1)}{144} + 14,7 \text{ psi} \\ &= 19,2339 \text{ psi} \end{aligned}$$

Jika faktor keamanan = 5 % = 0,05

$$\begin{aligned} P_{\text{Desain}} &= (1 + 0,05) \times 19,2339 \text{ psi} \\ &= 20,1956 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{PR}{SE-0,6P} + n.C$$

$$= 1,3690 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1 ½

e. Tebal tutup

$$t_h = \frac{PD}{2.SE-0,2P} + n.C$$

$$= 1,3259 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1 ½ in

f. Menentukan ukuran dan belitan koil

Kondisi operasi :

- Temperatur masuk = 60°C = 92°F
- Temperatur keluar = 70°C = 102°F
- Temperatur masuk steam = 105°C = 137°F
- Temperatur keluar kondensat = 70°C = 102°F

Beda suhu sebenarnya :

Tabel 6. Temperatur evaporator

Keterangan	Fluida panas	Fluida dingin	Δt	Rumus
	(°F)	(°F)		
Temperatur tertinggi	137	102	35	Δt_2
Temperatur terendah	137	92	45	Δt_1
Selisih	0	10	-10	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$= 39,7908 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Keseluruhan Panas yang dibutuhkan, Q = 2050534,4564 kJ/jam
 = 2163011,0300 btu/jam

UD yang digunakan = 75 Btu/jam ft² °F.....(Kern,1965)
 = 79,13 kJ/jam ft² °F

Luas permukaan perpindahan panas pada koil, A :

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$= 724,7945 \text{ ft}^2$$

Dari appendix tabel 10, hal. 843 (Kern, 1965) diperoleh :

Tube 10 in sch 40, memiliki :

- Bahan konstruksi koil = stainless steel
- Surface per lin ft, a¹ = 2,814 ft²/ft
- Diameter luar, OD = 10 in = 0,83 ft

Maka :

Luas permukaan tiap satu belitan, AP :

$$A_P = \pi \times 0,83 \text{ ft} \times 2,814 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 7,33 \text{ ft}^2$$

Sehingga,

jumlah belitan yang dibutuhkan = $\frac{A}{A_P}$
 = 98,8287 belitan
 = 100 belitan

Panjang linier tube koil, L = A/a¹
 = 257,5673 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak antar lilitan koil, } S &= 1,25 \times D_{\text{Tube}} \\
 &= 1,25 \times 0,83 \text{ ft} \\
 &= 1,0375 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi koil dari dasar tangki, } b &= 0,15 \times D \\
 &= 0,15 \times 10,5491 \text{ ft} \\
 &= 1,5824 \text{ ft} \\
 \text{Panjang koil} &= n \times OD + [(n-1) \times S] + b \\
 &= 187,2949 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi:

Nama Alat	: Evaporator
Kode	: EV-01
Fungsi	: Meningkatkan konsentrasi <i>sodium methylate</i>
Jenis	: <i>Short Tube Vertical Evaporator</i> tipe Clandaria
Bahan	: <i>Carbon steel, SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Volume tangki	: 39,1448 m ³
Diameter tangki	: 3,2154 m
Tinggi tangki	: 5,0911 m
Tinggi Silinder	: 4,2872 m

Tinggi Head : 0,5127 m

13. Pompa V (P0-5)

Nama alat : Pompa V

Kode alat : P-05

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Memompa hasil dari evaporator menuju tangki penyimpanan sodium methylate

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas < 0,2 Pa.s.

Tipe : *Centrifugal pump*

Spesifikasi

Kapasitas : 10.101,10 m³/jam

Laju volumetrik : 17,34 m³/jam

Ukuran Pipa : 2 ½ in

Efisiensi pompa : 70%

Efisiensi motor : 80%

Power motor : 0.1 Hp

Utilitas : Listrik

14. Cooler 2 (CO-02)

Fungsi : Menurunkan suhu produk samping hidrogen

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Digunakan : *1-4 shell and tube exchanger*

a. Material and Energy Balance

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

Pendingin yang bekerja pada sistem

$$Q = 27385,6600 \text{ kJ/jam}$$
$$= 24549425,5674 \text{ btu/jam}$$

Laju alir aliran panas (m)

$$m = 63.5591 \text{ kg/jam}$$
$$= 140.1237 \text{ lb/jam}$$

b. Menghitung Δt

Fluida Panas :

$$T_{h \text{ in}} = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin : Cooling water

$$T_{c \text{ in}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = 49 \text{ }^\circ\text{C} = 120 \text{ }^\circ\text{F}$$

Tabel C.7. Data Perhitungan Δt

Fluida Panas	Jenis Suhu	Fluida Dingin	Selisih	Δt
140	Suhu tinggi	120	20	Δt_1
86	Suhu rendah	86	0	Δt_2
54	Selisih	34	20	

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$\text{LMTD} = 2.8248$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= 1,5784 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= 0,6333 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari Fig, 18 Kern, diperoleh factor kpreksi $FT = 1$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \Delta t &= \text{LMTD} \cdot Ft \\ &= 2,8248 \times 1 \\ &= 2,8248 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Menghitung suhu caloric (T_c dan t_c)

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{140 + 86}{2} \\ &= 11301 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= \frac{120 + 86}{2} \\ &= 103.10 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

d. Menghitung luas total perpindahan panas

Dari tabel 8 hal 840 Kern diketahui harga U_d untuk fluida panas adalah water dan fluida dingin (air)

$$U_d = 20 - 250 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Asumsi $U_d =$

$$A = \frac{\square}{U_d \times \Delta t}$$

$$= \frac{28893.5144}{250 \cdot 2,8248}$$

$$= 40.9146 \text{ ft}^2$$

Maka digunakan shell and tube heat exchange

e. Menentukan Ud

Dari table 10 Kern, 1965 dipilih tube dengan spesifikasi

$$\text{OD} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{ID} = 1,400 \text{ in}$$

$$\text{Surface} = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a't = 1,54 \text{ in}^2$$

(flow area / tube atau luas penampang aliran pada tube)

$$\text{panjang} = 1000 \text{ ft}$$

Dari table 9 Kern, 1965 dipilih spesifikasi:

$$\text{Pitch} = 1,8750 \text{ in, triangular}$$

$$\text{ID} = 39 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$C' = 38\%(\text{baffle cut})$$

$$\text{baffle spacing} = 0,5 * D_s$$

$$= 19,500 \text{ in}$$

(berdasarkan coulson vol 6, 1989; hal. 525 optimum baffle spacing ; 0,3

- 0,5 Ds)

Menentukan jumlah tube

$$\begin{aligned}
 \text{Area for one tube (At)} &= L \times OD \times \pi \\
 &= 392 \frac{6}{7} \text{ ft}^2 \\
 &= A / At = 82 \frac{7}{8}
 \end{aligned}$$

Nt \approx 397 (tabel 9 kern, 1965; hal. 842) dengan, Passes = 1

Koreksi harga A dan Ud

$$A = Nt \times \text{Surface} \times L$$

$$= 155822,5000 \text{ ft}^2$$

$$Ud = Q / (A \cdot \Delta T \text{ lmtd})$$

$$= 0.065643 < 250 \quad (\text{memenuhi})$$

Spesifikasi:

Fungsi : Menurunkan suhu produk samping hidrogen

Kode : CO-02

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

A : 40,9146 ft²

OD : 1 1/2 in

BWG 18

ID : 1,400 in

Surface : 0,3925 ft²/ft

a't : 1,54 in²

panjang : 1000 ft

Pitch : 1,8750 in, triangular

Pass 2

C' : 38% (baffle cut)

15. Tangki Penyimpanan Produk Sodium Methylate (T-04)

Fungsi : Menyimpan produk hasil reaksi sodium methylate 30 %

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan atap konis yang dilengkapi dengan internal floating roof

Dasar Pemilihan: Cocok untuk menyimpan liquid dalam jumlah besar.

Stainless-steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik. Atap konis dengan yang dilengkapi dengan internal floating roof dapat mencegah penguapan dan korosi dan menghemat biaya fabrikasi serta utilitas.

Kondisi Operasi: suhu 30°C, tekanan 1 atm

Jumlah : 1 unit

a. Penentuan Volume Tangki

$m = 16285.86 \text{ kg/jam}$

Residence time = 7 hari

Densitas sodium methylate dapat dihitung dengan

persamaan:

$$y = 0,0053 (x) + 0,7816 \text{ (y = densitas, x = konsentrasi)}$$

$$y = 0,0053 \times 0,3 + 0,7916 = 966,2 \text{ kg/m}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\square}{\square} = \frac{16285,86 \square 1000 \square 7}{966,2}$$

$$= 2,831,74 \text{ m}^3$$

$$\text{Over desain} = 20\%$$

$$V_{\text{tangki}} = 120\% \times 2,831,74$$

$$= 3.398,08$$

b. Penentuan Dimensi Tangki

$$H/D = 2/1$$

$$H^3 = \frac{\square \square 4}{\square \square 7,11112}$$

$$= \frac{3,398,08 \square 4}{3,14 \square 7,11112}$$

$$= 608,73 \text{ m}^3$$

$$H = H^3 \text{ }^{(1/3)}$$

$$= 608,73 \text{ }^{(1/3)}$$

$$= 8,48 \text{ m}$$

$$= 27,80 \text{ ft}$$

$$D = 4,24 \text{ m}$$

$$= 13,90 \text{ ft}$$

Berdasarkan Appendix E Brownell and Young

Tinggi standar = 10 ft = 3,048 m

Diameter standar = 6 ft = 1,82 m

Kapasitas per ft = 31,5 bbl/ft

Diketahui $f = 22,500$ psi; $E = 0,8$; dan $c = 0,125$ in
(Brownell and Young 1979). Tebal tangki dapat
dihitung sebagai berikut:

$P_{operasi} = 75$ bar = 1102,500 psi

$$t_{shell} = \frac{P_{operasi}}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P_{operasi})} + C$$
$$= \frac{1102,500}{(2 \times 22500 - 0,2 \times 1102,500)} + 0,125$$
$$= 3,5792 \text{ in}$$

Didapatkan ketebalan shell minimal sebesar 3,5792 in,
sehingga diambil tebal shell standart sebesar 3,6875 in
(59/16 in).

Spesifikasi:

Nama alat : Tangki Penyimpanan Sodium Methylate

Kode alat : T-04

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Menyimpan produk hasil reaksi
sodium methylate 30 %

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan liquid dalam jumlah

besar.

Stainless-steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik. Atap konis dengan yang dilengkapi dengan internal floating roof dapat mencegah penguapan dan korosi dan menghemat biaya fabrikasi serta utilitas.

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan atap konis yang dilengkapi dengan internal floating roof

Dimensi Alat : Tangki silinder vertikal dengan atap konis yang dilengkapi dengan internal floating roof

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan liquid dalam jumlah besar.

Tangki:

Bahan konstruksi : Stainless-Steel 316L

Diameter Tangki : 3,048 m

Tinggi Tangki : 1,82 m

16. Kondensor I (CD-01)

Fungsi : Untuk mengembunkan dan mendinginkan produk yang keluar klorin

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

- Tujuan :
1. Menentukan tipe Kondensor
 2. Memilih bahan konstruksi
 3. Menentukan aliran fluida dalam alat penukar panas
 4. Menentukan spesifikasi alat

Menentukan tipe kondensor

Tipe kondensor yang dipilih adalah horizontal *Shell and tube condensor*

- Luas perpindahan panas diperkirakan lebih dari dari 120 ft²
- Mudah dibersihkan
- Metode perancangan relatif lebih mudah

Memilih bahan konstruksi

Dalam perancangan, bahan konstruksi yang digunakan untuk tube adalah

Carbon Steel SA-334 Grade C, dengan pertimbangan:

- pendingin yang digunakan adalah air
- Carbon Steel tidak terkorosi oleh air

Sedangkan bahan yang digunakan untuk shell adalah Carbon Steel SA-283 Grade D, dengan pertimbangan:

- Cairan yang masuk ke shell tidak terlalu bersifat korosif.
- Harganya murah.

Menentukan aliran fluida dalam alat penukar panas

Dipilih aliran produk hasil atas reaktor yaitu distilat berada didalam shell agar dapat di embunkan oleh air pendingin yang berada dari dalam tub

Menentukan spesifikasi alat

Material and Energy Balance

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

a. Pendingin yang bekerja pada sistem

$$Q = 38786,8300 \text{ kJ/jam}$$

$$= 40922,4329 \text{ btu/jam}$$

laju alir aliran panas (m)

$$m = 2230,8625 \text{ kg/jam}$$

$$= 4918,2041 \text{ lb/jam}$$

kebutuhan cooling water (M)

$$M = 46097,0743 \text{ kg/jam}$$

$$= 101626,5320 \text{ lb/jam}$$

b. Menghitung Δt

Fluida Panas :

$$T_{h \text{ in}} = 70 \text{ } ^\circ\text{C} = 158 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$T_{c \text{ in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = 49 \text{ } ^\circ\text{C} = 120 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tabel 8. Data Perhitungan Δt

Fluida Panas		Fluida Dingi	Selisih	Δt
158	Suhu tinggi	120,2	37,8	Δt_1
140	Suhu rendah	86	54	Δt_2
18	selisih	34,2	-16,2	

ΔT_{LMTD}

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

$$= 45,4195 \text{ } ^\circ\text{F}$$

R

$$= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{158 - 140}{120 - 86}$$

$$= 0,5263$$

S

$$= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{120 - 86}{158 - 86}$$

$$= 0,4750$$

Dari fig.Kern.diperoleh factor kpreksi $F_T = 1$

Sehingga:

$$\Delta t = LMTD \cdot F_t$$

$$= 45,4195 \times 1$$

$$= 45,4195 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Menghitung suhu caloric (T_c dan t_c)

$$T_c = \frac{158+140}{2} = 149,00^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{120+86}{2} = 103,10^\circ\text{F}$$

d. Menghitung luas total perpindahan panas

Dari tabel 8 hal.840 Kern diketahui harga U_d untuk Fluida panas adalah water dan fluida dingin (air)

$$U_d = 250 - 500 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_d = 450 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t}$$

$$= \frac{5490911,7369}{450 \times 45,4195} = 268,6517 \text{ ft}^2$$

Maka digunakan shell and tube heat exchange

e. Menentukan U_d

Dari tabel 10 kern 1965 dipilih tube dengan spesifikasi: Dari tabel 9 Kern 1965 dipilih spesifikasi:

$$\text{OD} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{ID} = 1,400 \text{ in}$$

$$\text{Surface} = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a't = 1,54 \text{ in}^2$$

(flow area/tube atau luas (berdasarkan coulson vol 6. 1989

$$\text{Pitch} = 1,8750 \text{ in triangular}$$

$$\text{ID} = 39 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$C' = 38\% \text{ (baffle cut)}$$

$$\text{Baffle spacing} = 0,5 \times D_s = 19,500 \text{ in}$$

penampang aliran pada tube) ; hal 525 optimum baffle spacing
panjang = 1000 ft ; 0,3-0,5

f. Menentukan jumlah tube

$$\begin{aligned} \text{Area for one tube (At)} &= L \times \text{OD} \times \pi \\ &= 392 \frac{6}{7} \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nt perhitungan} &= A/\text{At} \\ &= 2/3 \end{aligned}$$

$$\text{Nt} \approx 397$$

Dengan passes = 1

Koreksi harga A dan Ud

$$\begin{aligned} A &= \text{Nt} \times \text{surface} \times L \\ &= 155822,5000 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud} &= Q / (A \cdot \Delta T \text{ lmtd}) \\ &= 0,7758 < 450 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Spesifikasi:

Nama alat : Kondensor

Fungsi : Untuk mengembunkan dan mendinginkan produk yang keluar dari evaporator

Jenis : *Horizontal Shell and tube condensor*

Bahan : Carbon Steel SA-334 Grade C dan Carbon Steel SA-283

Luas Transfer Panas : 268,6517 ft²

Tube Side

OD : 1 1/2 in
BWG : 18
ID : 1,4 in
Panjang : 1000 ft
Passes : 1

Shell Side

Pitch : 1,8750 in
Pass : 1
Baffle space : 19,5000 n
Jumlah : 1 buah

17. Pompa VI (PU-06)

Nama alat : Pompa VI
Kode alat : PU-06
Jumlah : 1 unit
Fungsi : Memompa hasil dari kondensor menuju tangki penampungan
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas <0,2 Pa.s.
Tipe : *Centrifugal pump*
Spesifikasi
Kapasitas : 16.285,86 kg/jam

Laju volumetrik : 10,47 m³/jam
Ukuran Pipa : 2 in
Efisiensi pompa : 70%
Efisiensi motor : 80%
Power motor : 0,1 Hp
Utilitas : Listrik

18. Tangki Penampungan (TP-01)

Fungsi : Menyimpan hasil penguapan dari kondensor

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan atap konis yang dilengkapi dengan internal floating roof

Dasar Pemilihan: Cocok untuk menyimpan liquid dalam jumlah besar.

Stainless-steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik. Atap konis dengan yang dilengkapi dengan internal floating roof dapat mencegah penguapan dan korosi dan menghemat biaya fabrikasi serta utilitas.

Kondisi Operasi: suhu 60°C, tekanan 1 atm

Jumlah : 1 unit

a. Penentuan Volume Tangki

$$m = 16.285,86 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Residence time} = 7 \text{ hari}$$

Densitas sodium methylate dapat dihitung dengan persamaan:

$$y = 0,0053 (x) + 0,7816 \text{ (y = densitas, x = konsentrasi)}$$

$$y = 0,0053 \times 0,3 + 0,7916 = 966,2 \text{ kg/m}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = \frac{16285,86 \times 1000 \times 7}{966,2} \\ = 2.831,74 \text{ m}^3$$

$$\text{Over desain} = 20\%$$

$$V_{\text{tangki}} = 120\% \times 2.831,74 \\ = 3.398,08$$

b. Penentuan Dimensi Tangki

$$H/D = 2/1$$

$$H^3 = \frac{3.398,08 \times 4}{3,14 \times 7,11112} \\ = 608,73 \text{ m}^3$$

$$H = H^3^{(1/3)}$$

$$= 608,73^{(1/3)}$$

$$= 8,48 \text{ m}$$

$$= 27,80 \text{ ft}$$

$$D = 4,24 \text{ m}$$

$$= 13,90 \text{ ft}$$

Berdasarkan Appendix E Brownell and Young

$$\text{Tinggi standar} = 10 \text{ ft} = 3,048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter standar} = 6 \text{ ft} = 1,82 \text{ m}$$

$$\text{Kapasitas per ft} = 31,5 \text{ bbl/ft}$$

Diketahui $f = 22,500 \text{ psi}$; $E = 0,8$; dan $c = 0,125 \text{ in}$ (Brownell and Young 1979). Tebal tangki dapat dihitung sebagai berikut:

$$P_{\text{operasi}} = 75 \text{ bar} = 1102,500 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{shell}} &= \frac{P_{\text{operasi}} \cdot D}{2 \cdot f \cdot E - (0,2 \cdot P_{\text{operasi}})} + C \\ &= \frac{1102,500 \cdot 134,2752}{(2 \cdot 22500 \cdot 0,950) - (0,2 \cdot 1102,500)} + 0,125 \\ &= 3,5792 \text{ in} \end{aligned}$$

Didapatkan ketebalan shell minimal sebesar 3,5792 in, sehingga diambil tebal shell standart sebesar 3,6875 in (59/16 in).

Spesifikasi:

Nama alat : Menyimpan hasil penguapan dari kondensor

Kode alat : TP-01

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Menyimpan produk hasil reaksi sodium methylate 30 %

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan liquid dalam jumlah besar.

Stainless-steel 316L memiliki resistensi terhadap korosi yang baik.

Atap konis dengan yang dilengkapi dengan internal floating roof dapat mencegah penguapan dan korosi dan menghemat biaya fabrikasi serta utilitas.

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan atap konis yang dilengkapi dengan internal floating roof

Dimensi Alat : Tangki silinder vertikal dengan atap konis yang dilengkapi dengan internal floating roof

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan liquid dalam jumlah besar.

Tangki:

Bahan konstruksi : Stainless-Steel 316L

Diameter Tangki : 3,048 m

Tinggi Tangki : 1,82 m

19. Kompresor I (CR-01)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas klorin dari 1 atm ke 8 atm

Tipe : Multiple-stage kompresor dengan inter-cooler

Dasar pemilihan : Mampu menaikkan tekanan gas hingga tinggi dengan inter-cooler untuk konsumsi energi (listrik) yang lebih rendah.

Kondisi operasi : Stage 1: P = 1-8,5 bar, T=333,15 - 462,0408 K

Intercooler: T = 462,0408 – 333,15 K

Jumlah: 1 unit

Menentukan Jenis Kompresor

Jenis kompresor ditentukan oleh laju alir volumetrik gas dan tekanan keluar kompresor. Laju alir volumetrik gas dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$F_v = \frac{F_i R T_{in}}{P}$$

Dimana,

F_v : Laju alir volumetrik gas masuk (m³/s)

F_i : *Mole flowrate* gas masuk (mol/jam)

R : Tetapan gas ideal (L.atm/mol.K)

T_{in} : Suhu gas masuk (K)

$$F_v = 0,472 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 1494,85 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$P_{out} = 8 \text{ atm} = 117 \text{ psi}$$

Berdasarkan kurva pemilihan kompresor (Sinnot, 2005) jenis pompa yang digunakan yaitu *centrifugal compressor*.

Menghitung *Ratio Of Specific Heat Capacities*

Tetapan gas ideal = 0,082 L.atm/mol.K

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R}$$

$$\gamma = \frac{1,422.32 \text{ kJ/kmol.K}}{1,422.32 \text{ kJ/kmol.K} - 8,314 \text{ kJ/kmol.K}}$$

$$= 1,014$$

Perhitungan Suhu Gas Keluar

$$T_{out} = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{in}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K)

γ : Rasio kapasitas panas

C_p : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

T_{out} : Suhu gas keluar kompresor (°C)

T_{in} : Suhu gas masuk kompresor (°C)

P_{in} : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

P_{out} : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

$$T_{out} = \left(\frac{30}{1} \right)^{\frac{1,014-1}{1,014}} 224,06^\circ\text{C}$$

$$= 235,00^\circ\text{C} = 508,15 \text{ K}$$

Perhitungan Volume

$$\text{Kebutuhan umpan} = 2.230,86 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 629,93 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Flowrate cairan} &= \frac{\text{Kebutuhan umpan}}{\text{densitas umpan}} \\ &= \frac{2.230,86 \text{ kg/jam}}{629,93 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,56 \text{ m}^3/\text{jam} = 125,66 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas total} &= 1,2 \times 3,55 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 4,27 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Jumlah Stage

Perhitungan jumlah stage dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$n = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{1/r}$$

Dengan,

r : Rasio kompresi (ambil r = 4)

P_o : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

P_i : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

n : Jumlah stage

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$4 = \left(\frac{30}{1} \right)^{1/4}$$

$$n = 2,45 = 3 \text{ stage}$$

Power Kompresor (PW)

$$P_w = \frac{3,03 \times 10^{-5} \gamma}{\gamma - 1} \times P_1 \times Q_f \times \left(\frac{P_2^{\gamma-1}}{P_1} \right) \dots \text{ Pers. 24, Peters and}$$

Timmerhaus

$$= \frac{3,03 \times 10^{-5} \times 1,014}{1,014 - 1} \times 2.116,22 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 8,42 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \times \left(\frac{31.743,3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}}{2.116,22 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}} \right)^{1,014 - 1}$$

$$= 10,01 \text{ lbf/menit}$$

$$= 0,3 \text{ Hp}$$

$$\text{HP Standar} = 0,3 \text{ HP}$$

Spesifikasi :

Fungsi : Menaikkan Tekanan gas klorin dari 1 atm ke 8,5 atm

Kode : CR-01

Tipe : *Centrifugal Compressor*

Jumlah alat : 1

T_{in} : 60 °C

T_{out} : 60,11 °C

P_{in} : 1 atm = 2.116,22 lb/ft²

P_{out} : 8.5 atm = 17.987,87 lb/ft²

Laju alir : 17,16 m³/jam

Jumlah Stage : 1

P_w : 0,3 HP

20. Cooler III (CO-03)

Fungsi : Mendinginkan keluaran evaporator liquid

Jenis : *Shell and tube exchanger*

Digunakan : 1-4 *shell and tube exchanger*

a. *Material and Energy Balance*

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

Pendingin yang bekerja pada sistem

$$\begin{aligned} Q &= 23268274,3800 \text{ kJ/jam} \\ &= 24549425,5674 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Laju alir aliran panas (m)

$$\begin{aligned} m &= 63,5591 \text{ kg/jam} \\ &= 140,1237 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

b. Menghitung Δt

Fluida Panas :

$$T_{h \text{ in}} = 70 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin : Cooling water

$$T_{c \text{ in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = 49 \text{ } ^\circ\text{C} = 120 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tabel C.8. Data Perhitungan Δt

Fluida Panas	Jenis Suhu	Fluida Dingin	Selisih	Δt
140	Suhu tinggi	120	38	Δt_1
86	Suhu rendah	86	0	Δt_2
72	Selisih	34	38	

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = 2.8248 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= 2,1047 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= 0.4750 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Fig, 18 Kern, diperoleh factor kpreksi FT = 1

Sehingga:

$$\Delta t = LMTD \cdot F_t$$

$$= 4.9390 \times 1$$

$$= 4.9390 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Menghitung suhu caloric (Tc dan tc)

$$T_c = \frac{158 + 86}{2}$$

$$= 122,01 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{120 + 86}{2}$$

$$= 103,10 \text{ } ^\circ\text{F}$$

d. Menghitung luas total perpindahan panas

Dari tabel 8 hal 840 Kern diketahui harga U_d untuk fluida panas adalah water dan fluida dingin (air)

$$U_d = 20 - 250 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Asumsi $U_d =$

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta t}$$
$$= \frac{22990185,1298}{250 \times 2,8248}$$
$$= 19882,0136 \text{ ft}^2$$

Maka digunakan shell and tube heat exchange

e. Menentukan U_d

Dari table 10 Kern, 1965 dipilih tube dengan spesifikasi

$$OD = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$BWG = 18$$

$$ID = 1,400 \text{ in}$$

$$\text{Surface} = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a't = 1,54 \text{ in}^2$$

(flow area / tube atau luas penampang aliran pada tube)

$$\text{panjang} = 1000 \text{ ft}$$

Dari table 9 Kern, 1965 dipilih spesifikasi:

$$\text{Pitch} = 1,8750 \text{ in, triangular}$$

$$ID = 39 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$C' = 38\%(\text{baffle cut})$$

$$\begin{aligned}\text{baffle spacing} &= 0,5 * D_s \\ &= 19,500 \text{ in}\end{aligned}$$

(berdasarkn coulson vol 6, 1989; hal. 525 optimum baffle spacing ; 0,3 - 0,5 Ds)

f. Menentukan jumlah tube

$$\begin{aligned}\text{Area for one tube (At)} &= L \times OD \times \pi \\ &= 392 \frac{6}{7} \text{ ft}^2 \\ &= A / At = 82 \frac{7}{8}\end{aligned}$$

$$N_t \approx 397 \text{ (tabel 9 kern, 1965; hal. 842) dengan, Passes} = 1$$

Koreksi harga A dan Ud

$$\begin{aligned}A &= N_t \times \text{Surface} \times L \\ &= 155822,5000 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}U_d &= Q / (A \cdot \Delta T \text{ lmtd}) \\ &= 31.8985 < 250 \quad (\text{memenuhi})\end{aligned}$$

Spesifikasi:

Fungsi : Mendinginkan keluaran reaktor

Kode : CO-3

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

A : 19882.0136 ft²

OD : 1 1/2 in

BWG 18

ID : 1,400 in
Surface : 0,3925 ft²/ft
a't : 1,54 in²
panjang : 1000 ft
Pitch : 1,8750 in, triangular
Pass : 2
C' : 38% (baffle cut)

21. Tangki Penyimpanan Hidrogen (T-03)

Fungsi : Menyimpan gas hydrogen produk samping reaksi
Tipe : Tangki bola
Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan gas dengan tekanan tinggi
Kondisi Operasi : Suhu 30°C, tekanan 75 atm
Jumlah : 1 unit

a. Penentuan Volume Tangki

Volume gas hidrogen ditentukan dengan menggunakan Second virial coefficient. Berdasarkan appendix B, tabel B.1 (Smith, Van Ness and Abbott 2005), didapatkan data berikut ini:

$$T_c = 33,9 \text{ K} \quad P_c = 13,13 \text{ bar} \quad w = 0,216$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} = \frac{75}{13,13} = 5,7121$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{303,15}{33,19} = 9,1338$$

$$B_0 = 0,083 - (0,422 \div Tr^{4,2}) = 0,083 - (0,422 \div 9,1338^{4,2}) = 0,0707$$

$$B' = 0,139 - (0,172 \div Tr^{4,2}) = 0,139 - (0,172 \div 9,1338^{4,2}) = 0,1389$$

$$B^{\wedge} = B_0 + B' \times w = 0,0707 + 0,1389 \times -0,216 = 0,0407$$

$$B = B^{\wedge} \times 83,14 \times T_c \div P_c = 0,04 \times 83,14 \times 33,19 \div 13,13 = 8,5589$$

$$V = 83,14 \times T \div P - B$$

$$V = 327,4929 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

Volume cairan

$$m = 6,440,000.95 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 781 \text{ kg/m}^3$$

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

$$= \frac{6,440,000.95}{781 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 8.245,84 \text{ m}^3$$

$$\text{Over design} = 20\% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991, hal.37})$$

$$V \text{ tangki} = 8,245.84 \times 120\%$$

$$= 9,895.01 \text{ m}^3$$

b. Penentuan Dimensi Tangki

$$H/D = 1/1$$

$$H^3 = \frac{V}{0,7854 D^2}$$

$$= \frac{9,895.01 \times 4}{3.14 \times 0,7854 D^2}$$

$$= 1.772,59 \text{ m}^3$$

$$H = H^3^{(1/3)}$$

$$= 1.772,59^{(1/3)}$$

$$= 12,10 \text{ m}$$

$$= 39,7 \text{ ft}$$

$$D = 12.10 \text{ m}$$

$$= 39,7 \text{ ft}$$

Berdasarkan Appendix E Brownell and Young

$$\text{Tinggi standar} = 3 \text{ ft} = 0,9144 \text{ m}$$

$$\text{Diameter standar} = 15 \text{ ft} = 4,62 \text{ m}$$

$$\text{Kapasitas per ft} = 350,0 \text{ bbl/ft}$$

c. Penentuan Tebal Tangki

Diketahui $f = 22,500 \text{ psi}$; $E = 0,8$; dan $c = 0,125 \text{ in}$ (Brownell and Young 1979). Tebal tangki dapat dihitung sebagai berikut:

$$P_{\text{operasi}} = 75 \text{ bar} = 1102,500 \text{ psi}$$

$$t_{\text{shell}} = \frac{\frac{P_{\text{operasi}} \times D}{2 \times f \times E} - (0,2 \times P_{\text{operasi}})}{1} + C$$

$$= \frac{1102.500 \times 134,2752}{(2 \times 54300 \times 0,950) \times (0,2 \times 1102.500)} + 0.125$$

$$= 3,5792 \text{ in}$$

Didapatkan ketebalan shell minimal sebesar 3,5792 in, sehingga diambil tebal shell standart sebesar 3,6875 in (59/16 in).

Spesifikasi

Nama alat : Tangki Penyimpanan hidrogen
Kode alat :
Jumlah : 1 unit
Fungsi : Menyimpan gas hydrogen sebagai produk samping reaksi

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan gas dengan tekanan tinggi

Tipe : Tangki Bola

Tangki

Bahan konstruksi : Stainless-Steel 316L

Diameter Tangki : 0,9144 m

Tinggi Tangki : 4,62 m

22. Kompresor II (CR-02)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas hidrogen dari 1 atm ke 15 atm

Tipe : Multiple-stage kompresor dengan inter-cooler

Dasar pemilihan : Mampu menaikkan tekanan gas hingga tinggi dengan inter-cooler untuk konsumsi energi (listrik) yang lebih rendah.

Kondisi operasi : Stage 1: $P = 1-8,5$ bar, $T=333,15 - 462,0408$ K

Intercooler: $T = 462,0408 - 333,15 \text{ K}$

Jumlah: 1 unit

Menentukan Jenis Compressor

Jenis kompresor ditentukan oleh laju alir volumetrik gas dan tekanan keluar kompresor. Laju alir volumetrik gas dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$F_v = \frac{\square\square\square\square\square}{\square}$$

Dimana,

F_v : Laju alir volumetrik gas masuk (m^3/s)

F_i : *Mole flowrate* gas masuk (mol/jam)

R : Tetapan gas ideal ($\text{L}\cdot\text{atm}/\text{mol}\cdot\text{K}$)

T_{in} : Suhu gas masuk (K)

$$F_v = 0,705 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 1494,85 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$P_{out} = 30 \text{ atm} = 441 \text{ psi}$$

Berdasarkan kurva pemilihan kompresor (Sinnot, 2005) jenis pompa yang digunakan yaitu *centrifugal compressor*.

Menghitung *Ratio Of Specific Heat Capacities*

Tetapan gas ideal = $0,082 \text{ L}\cdot\text{atm}/\text{mol}\cdot\text{K}$

$$\square = \frac{\square}{C_p - R}$$

$$\square = \frac{592,94 \text{ kJ}/\text{kmol}\cdot\text{K}}{592,94 \text{ kJ}/\text{kmol}\cdot\text{K} - 8,314 \text{ kJ}/\text{kmol}\cdot\text{K}}$$

$$= 1,014$$

Perhitungan Suhu Gas Keluar CP-101

$$T_{\text{out}} = \left(\frac{P_{\text{out}}}{P_{\text{in}}}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} T_{\text{in}}$$

Dimana:

R : Tetapan gas ideal (8,314 kJ/kmol.K))

γ : Rasio kapasitas panas

C_p : Kapasitas panas gas (kJ/kmol.K)

T_{out} : Suhu gas keluar kompresor (°C)

T_{in} : Suhu gas masuk kompresor (°C)

P_{in} : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

P_{out} : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

$$T_{\text{out}} = \left(\frac{30}{1}\right)^{\frac{1,014-1}{1,014}} 224,06^{\circ}\text{C}$$
$$= 235,00^{\circ}\text{C} = 508,15 \text{ K}$$

Perhitungan Volume

Kebutuhan umpan = 63,560 kg/jam

Densitas umpan = 0,082 kg/m³

$$\text{Flowrate cairan} = \frac{\text{Kebutuhan umpan}}{\text{densitas umpan}}$$
$$= \frac{63.559 \text{ kg/jam}}{0.09 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 707,16 \text{ m}^3/\text{jam} = 24.974,96 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Kapasitas total} = 1,2 \times 14,53 \text{ m}^3/\text{jam}$$
$$= 17,16 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Perhitungan Jumlah Stage

Perhitungan jumlah stage dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$n = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{1/\gamma}$$

Dengan,

r : Rasio kompresi (ambil r = 4)

Po : Tekanan gas keluar kompresor (atm)

Pi : Tekanan gas masuk kompresor (atm)

n : Jumlah stage

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

$$4 = \left(\frac{30}{1} \right)^{1/\gamma}$$

$$n = 2,45 = 2 \text{ stage}$$

Power Kompresor (PW)

$$P_W = \frac{3,03 \times 10^{-5} \gamma}{\gamma - 1} \times P_1 \times Q_f \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \dots \text{Pers. 24, Peters and Timmerhaus}$$

$$= \frac{3,03 \times 10^{-5} \times 1,014}{1,014 - 1} \times 2.116,22 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 8,42 \frac{\text{ft}^3}{\text{ft}^2} \times \left(\frac{31.743,3 \text{ lb} / \text{ft}^2}{2.116,22 \text{ lb} / \text{ft}^2} \right)^{\frac{1,014 - 1}{1,014}}$$

$$= 325,65 \text{ lbf/menit}$$

$$= 9,86 \text{ HP}$$

$$\text{HP Standar} = 10 \text{ HP}$$

Spesifikasi:

Nama alat : Kompresor

Fungsi : Menaikkan Tekanan Amonia (NH₃) dari 1 ke 30 atm

Kode : CP-101

Tipe : *Centrifugal Compressor*

Jumlah alat : 1

T_{in} : 224,06°C

T_{out} : 235,00 °C

P_{in} : 1 atm = 2.116,22 lb/ft²

P_{out} : 30 atm = 63.486,6 lb/ft²

Laju alir : 17,16 m³/jam

Jumlah Stage : 3

P_w : 10 HP

23. Kondensor II (CD-02)

Fungsi : Untuk mengembunkan dan mendinginkan produk yang keluar dari evaporator

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

- Tujuan :
1. Menentukan tipe Kondensor
 2. Memilih bahan konstruksi
 3. Menentukan aliran fluida dalam alat penukar panas
 4. Menentukan spesifikasi alat

Menentukan tipe kondensor

Tipe kondensor yang dipilih adalah horizontal *Shell and tube condensor*

- Luas perpindahan panas diperkirakan lebih dari dari 120 ft²
- Mudah dibersihkan
- Metode perancangan relatif lebih mudah

Memilih bahan konstruksi

Dalam perancangan, bahan konstruksi yang digunakan untuk tube adalah

Carbon Steel SA-334 Grade C, dengan pertimbangan:

- pendingin yang digunakan adalah air
- Carbon Steel tidak terkorosi oleh air

Sedangkan bahan yang digunakan untuk shell adalah Carbon Steel SA-283 Grade D, dengan pertimbangan:

- Cairan yang masuk ke shell tidak terlalu bersifat korosif.
- Harganya murah.

Menentukan aliran fluida dalam alat penukar panas

Dipilih aliran produk hasil atas reaktor yaitu distilat berada didalam shell agar dapat di embunkan oleh air pendingin yang berada dari dalam tub

Menentukan spesifikasi alat

Material and Energy Balance

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

a. Pendingin yang bekerja pada sistem

$$\begin{aligned} Q &= 5204359,6922 \quad \text{kJ/jam} \\ &= 5490911,7369 \quad \text{btu/jam} \end{aligned}$$

laju alir aliran panas (m)

$$m = 16274,1301 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 35878,2728 \quad \text{lb/jam}$$

kebutuhan cooling water (M)

$$M = 46097,0743 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 101626,5320 \quad \text{lb/jam}$$

c. Menghitung Δt

Fluida Panas :

$$T_{h \text{ in}} = 70 \text{ } ^\circ\text{C} = 158 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin :

$$T_{c \text{ in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = 49 \text{ } ^\circ\text{C} = 120 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tabel C.9. Data Perhitungan Δt

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih	Δt
158	Suhu tinggi	120,2	37,8	Δt_1
140	Suhu rendah	86	54	Δt_2
18	selisih	34,2	-16,2	

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

$$= 45,4195 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{158 - 140}{120 - 86}$$

$$= 0,5263$$

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{120 - 86}{158 - 86} \\
 &= 0,4750
 \end{aligned}$$

Dari fig.Kern.diperoleh factor kpreksi $F_T = 1$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= \text{LMTD} \cdot F_t \\
 &= 45,4195 \times 1 \\
 &= 45,4195 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung suhu caloric (Tc dan tc)

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{158 + 140}{2} = 149,00 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_c &= \frac{120 + 86}{2} = 103,10 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung luas total perpindahan panas

Dari tabel 8hal.840 Kern diketahui harga U_d untuk Fluida panas adalah water dan fluida dingin (air)

$$U_d = 250 - 500 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_d = 450 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta t} \\
 &= \frac{5490911,7369}{450 \times 45,4195} = 268,6517 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Maka digunakan shell and tube heat exchange

e. Menentukan U_d

Dari tabel 10 kern 1965 dipilih Dari tabel 9 Kern 1965 dipilih

tube dengan spesifikasi:

$$\text{OD} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{ID} = 1,400 \text{ in}$$

$$\text{Surface} = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a't = 1,54 \text{ in}^2$$

spesifikasi:

$$\text{Pitch} = 1,8750 \text{ in triangular}$$

$$\text{ID} = 39 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$C' = 38\% \text{ (baffle cut)}$$

$$\text{Baffle spacing} = 0,5 \times D_s = 19,500 \text{ in}$$

(flow area/tube atau luas (berdasarkan coulson vol 6. 1989 penampang aliran pada tube) ; hal 525 optimum baffle spacing panjang = 1000 ft ; 0,3-0,5

f. Menentukan jumlah tube

$$\begin{aligned} \text{Area for one tube (At)} &= L \times \text{OD} \times \pi \\ &= 392 \frac{6}{7} \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nt perhitungan} &= A/\text{At} \\ &= 2/3 \end{aligned}$$

$$\text{Nt} \approx 397$$

Dengan passes = 1

Koreksi harga A dan Ud

$$\begin{aligned} A &= \text{Nt} \times \text{surface} \times L \\ &= 155822,5000 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud} &= Q / (A \cdot \Delta T \text{ lmtd}) \\ &= 0,7758 < 450 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Spesifikasi:

Nama alat : Kondensor
Kode : CD-02
Fungsi : Untuk mengembunkan dan mendinginkan produk yang keluar dari evaporator

Jenis : *Horizontal Shell and tube condensor*

Bahan : Carbon Steel SA-334 Grade C dan Carbon Steel SA-283

Luas Transfer Panas : 268,6517 ft²

Tube Side

OD : 1 1/2 in

BWG 18

ID : 1,4 in

Panjang : 1000 ft

Passes 1

Shell Side

Pitch : 1,8750 in

Pass 1

Baffle space : 19,5000 n

Jumlah : 1 buah

24. Pompa VII (P0-7)

Nama alat : Pompa 7
Kode alat : PO-7
Jumlah : 1 unit
Fungsi : Memompa hasil dari kondensor menuju tangki klorin
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk metanol yang memiliki viskositas <

0,2 Pa.s.
Tipe : *Centrifugal pump*

Spesifikasi

Kapasitas : 2.230,86 m³/jam

Laju volumetrik : 49,42 m³/jam

Ukuran Pipa : 8 in

Efisiensi pompa : 70%

Efisiensi motor : 80%

Power motor : 0.1 Hp

Utilitas : Listrik

25. Tangki Penyimpanan Klorin (T-02)

Fungsi : Menyimpan gas klorin sebagai produk samping reaksi.

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan atap torispherical

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyompan liquid bertekanan. Klorin yang bebas air tidak bersifat korosif pada bahan tangki carbon steel

Kondisi Operasi : Suhu 30°C, tekanan

Jumlah : 1 unit

a. Penentuan Volume Tangki

Berdasarkan perhitungan pada neraca massa, didapatkan mass rate klorin masuk tangki sebesar 49,5768 ton/hari. Sehingga volume tangki klorin dapat dihitung sebagai berikut:

$$m = 2,230.86 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 629.932 \text{ kg/m}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = \frac{m}{\rho} = \frac{2,230.86}{629.932} = 3,56 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Residence time} = 10 \text{ hari} = 240 \text{ jam}$$

$$V_{\text{cairan}} = 10 \times 240 \text{ jam} = 854,01 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{\text{tangki}} = 1,1 \times 854,01$$

$$= 939,41 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Penentuan Dimensi Tangki

$$L/D=3$$

$$D = \sqrt{\frac{V_{\text{design}} \times 4}{\pi \times 3}}$$

$$= \sqrt{\frac{469.71}{3.14 \times 3}}$$

$$= 5,84 \text{ m}$$

$$L = D \times 3$$

$$= 17,53 \text{ m}$$

c. Penentuan Tebal Shell dan Atap Tangki

$$ts = \frac{\square\square\square}{SE-0,6P} + C$$

$$= \frac{137.4005872 \square 115.01}{18750-0,6 \times 137,4005872} + 0,125$$

$$= 1.12 \text{ in} = 0.03 \text{ m}$$

$$\text{Tebal standar (ts)} = 1+(3/8)$$

$$= 1,375 \text{ in}$$

$$\text{ID shell} = 230,03$$

Standarisasi OD

$$\text{OD shell} = \text{ID} + 2.ts$$

$$= 230.03 + 2. 1.375$$

$$= 237,78 \text{ in}$$

Berdasarkan pada tabel 5.7 dan 5.6 (Brownell and Young 1979)

didapatkan data:

$$\text{OD} = \text{D tangki} + 2ts$$

$$= 232,78 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 240 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 14,4375$$

$$r = 180$$

$$\text{sf} = 2 \text{ in}$$

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

$$= \frac{2.596}{2}$$

$$= 1,298 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= a - icr \\ &= 1,298 - 14,4375 \\ &= 165,5625 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= r - icr \\ &= 180 - 14,4375 \\ &= 13,1395 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{165,5625^2 - 13,1395^2} \\ &= 16,04 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 180 - 165,04 \\ &= 14,9597 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{b}{a}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{180/14.4373} \right) \\ &= 1,63 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{t head} &= \frac{\square\square\square\square\square}{(2 \times f \times E - 0,2 P)} + C \\ &= \frac{137,4 \times 180 \times 1,63}{(2 \times 18750 \times 85\% - 0,2 \times 137,4)} + 0,125 \\ &= 1.392947 \text{ in} \end{aligned}$$

Didapatkan t head standar sebesar

$$\begin{aligned} H_h &= b + sf \\ &= 14.9597 + 2 \\ &= 18,07 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{tangki}} &= 2 \times H_{\text{head}} \\ &= 2 \times 18,07 \\ &= 37,41 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Menghitung Volume Head

$$\begin{aligned} V_{\text{shell}} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\ &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times 237.25^2 \times 18.07 \\ &= 3144 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{head}} &= 0,0778 \times D^3 \\ &= 0,0778 \times 2.596^3 \\ &= 1,361 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{sf}} &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \\ &= \frac{1}{4} \times 2.596^2 \times 2 \\ &= 10,5806 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total head} &= 2 \times (V_{\text{head}} + V_{\text{sf}}) \\ &= 2 \times (1,361 + 10,580) \\ &= 23,8834 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

Spesifikasi:

Nama alat : Tangki Penyimpanan Klorin

Kode alat : T-02

Jumlah : 1 unit

Fungsi : Menyimpan gas hydrogen sebagai produk samping reaksi

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan gas dengan tekanan tinggi

Tipe : Tangki silinder vertikal dengan atap torispherical

Tangki

Bahan konstruksi : Stainless-Steel 316L

Diameter Tangki : 5,84 m

Tinggi Tangki : 17,53 m



LAMPIRAN D UTILITAS

Utilitas berfungsi menyediakan bahan-bahan penunjang yang mendukung kelancaran pada sistem produksi di pabrik. Unit-unit yang ada di utilitas terdiri dari:

1. Unit penyediaan air
2. Unit pembangkit steam
3. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik.

D.1 Unit Penyedia Steam

Berdasarkan perhitungan neraca panas kebutuhan steam peralatan dapat dilihat pada tabel D.3.

Tabel D.1 Kebutuhan Steam

No	Nama Alat	Kebutuhan (Kg/jam)
1	Evaporator	9.303,90
Total		9.303,90

Steam yang disediakan 20% lebih besar dari kebutuhan normal, jadi jumlah steam yang harus disediakan boiler:

$$\begin{aligned}W_s &= (100\% + 20\%) \times \text{total steam} \\ &= 1,2 \times 9.303,90 \text{ kg/jam} \\ &= 11.164,68 \text{ kg/jam} \\ &= 24.618,119 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

1. Boiler (B-01)

Fungsi : Menghasilkan *saturated steam* yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan steam pada alat proses.

Jenis : Water Tube

Jumlah : 1 unit

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* pada 150°C

- Entalpi cairan jenuh (H_g) = 2.782,18 kJ/kg = 1.196,12 Btu/lb

- Entalpi uap jenuh (H_f) = 789,638 kJ/kg = 339,483 Btu/lb

Power boiler dapat dihitung menggunakan persamaan (Severen, pera 172: hal140):

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times (H_v - H_f)}{970.3 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \times \frac{34.5 \text{ jam}}{\text{HP}}}$$

Keterangan:

BHP : *Boiler Horse Power* (HP)

W_s : Massa *steam* yang dihasilkan (lb/jam)

H_v : Entalpi *steam* (Btu/lb)

H_f : Entalpi air masuk (Btu/lb)

Maka,

$$\text{BHP} = \frac{24.618,119 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times (1.196,12 - 339,483) \text{ btu/lb}}{970.3 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \times 34.5} = 286 \text{ HP}$$

Diketahui:

Heating value surface : 10 ft²/HP boiler (Severn, hal. 140)

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Heating value surface (A)} &= \text{BHP} \times 10 \text{ ft}^2 \\ &= 286 \times 10 \text{ ft}^2 = 2.860 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 11. Kern 1983 direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi:

NPS : 4 in

OD : 4,5 in

ID : 4,026 in

Luas permukaan pipa : 1.178 ft²/ft

Panjang tube : 25 ft

Maka jumlah tube Nt:

$$Nt = \frac{A}{at \times L}$$

$$Nt = \frac{2.860 \text{ ft}^2}{1.178 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 25 \text{ ft}} = 97,01 \text{ tube}$$

a. Kebutuhan air umpan boiler

$$Wb = \frac{W_s}{F}$$

Dimana F adalah faktor evaporasi dari persamaan 173, Savern W. H hal. 140

$$F = \left(\frac{H_g - H_f}{970.4} \right)$$
$$= \left(\frac{1.196,12 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 789,638 \frac{\text{btu}}{\text{lb}}}{970.4} \right) = 0,4188$$

Sehingga,

$$Wb = \frac{24.618,119}{0,4188} = 58.782,52 \text{ lb/jam} = 26.658,74 \text{ kg/jam}$$

Agar dapat menghemat pemakaian air, *steam* bekas dari peralatan pemanas perlu disirkulasi, dengan asumsi terjadi kehilangan 20% dari total *steam* sebelum sirkulasi.

$$\begin{aligned} \text{Kondensat } \textit{steam} \text{ yang disirkulasi} &= 80\% \times Wb \\ &= 80\% \times 26.658,74 \text{ kg/jam} \\ &= 21.326,99 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{make up boiler} &= Wb - \text{Kondensat } \textit{steam} \\ &= (26.658,74 - 21.326,99) \\ &\text{kg/jam} \\ &= 5.331,75 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan bahan bakar boiler (Wf)

Bahan bakar yang digunakan adalah *flue oil* 33° API. Berdasarkan Perry's 7^{ed.}, fig 27-3 dan 27-9 diketahui:

$$\text{Heating value, } H_v = 132.000 \text{ btu/lb} = 307.032 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Densitas } \textit{flue oil} = 893,33 \text{ kg/m}^3$$

$$W_f = \frac{W_b \times (H_g - H_f)}{\eta \times H_v}$$

$$W_f = \frac{26.658,74 \times (2.782,18 - 789,638)}{0,85 \times 307.032}$$

$$W_f = 203,54 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate volumetric (Q)} = \frac{W_f}{\rho}$$

$$= \frac{203,54 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{893,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 0,229 \text{ m}^3/\text{jam} = 229 \text{ L/jam}$$

c. Tangki bahan bakar boiler

Fungsi : Tempat penyimpanan bahan bakar fuel oil untuk boiler

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : *Carbon steel* SA-53, Grade B

Kondisi Operasi:

Tekanan : 1 atm

Waktu operasi : 7 hari

Rate volumetric (Q) : 2,238 m³/jam

- Menentukan ukuran tangki

$$\text{Volume cairan tangki, } V_c = Q \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}$$

$$= 2,238 \text{ m}^3/\text{jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}$$

$$= 375,98 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki, } V_T = 1,2 \times 375,98 \text{ m}^3 = 451,18 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder D:H

$$= 1:2$$

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

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

$$VT = \frac{\pi}{4} \times 2 D^3$$

$$VT = \sqrt[3]{\frac{4VT}{2 \times \pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4VT}{2 \times \pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4 \times 451.18 \text{ m}^3}{2 \times 3.14}} = 2.49 \text{ m} = 98.24 \text{ in}$$

$$H = 2 \times D$$

$$H = 2 \times 2,49 \text{ m} = 4,99 \text{ m}$$

- Tekanan *design*

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 893,33 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 4,99 \text{ m}$$

$$= 43.693,63 \text{ pa} = 43,693 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan udara luar} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi, } T_o = 43,693 \text{ Kpa} + 101,325 \text{ kPa}$$

$$= 145,018 \text{ kPa}$$

$$= 21,03 \text{ psi}$$

- Tebal dinding tangki

$$\text{Allowable working stress, } f = 13.750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi} = 85\%$$

$$\text{Diameter} = 98,24$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125$$

$$T_o = 21,03 \text{ psi}$$

$$\text{Tebal dinding shell} = \frac{P \times D}{2 f \cdot E - 0.65 P} + 0.125$$

$$= 0,213 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* standar ¼ in (0,25) in (Tabel 5.6 Brownell & Young)

D.2 Unit Penyedia Air

1. Perhitungan kebutuhan air

a. Kebutuhan air pendingin

Rincian seperti pada tabel berikut:

Tabel D.2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kebutuhan (Kg/jam)
1	Kondensor I (CD-01)	343,55
2	Kondensor II (CD-02)	8.33,66
3	Cooler I (CO-01)	236.852,23
4	Cooler II (CO-02)	297,67
5	Cooler III (CO-03)	252.916,12
Total		498.743,23

Faktor keamanan disuplai air 20% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\begin{aligned}W_{ap} &= (100\% + 20\%) \times \text{jumlah air pendingin} \\ &= 1,2 \times 498.743,23 \\ &= 598.491,88 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Air pendingin disirkulasi dengan asumsi kehilangan 20% dari total air sebelumnya.

$$\text{Air pendingin sirkulasi} = 80\% \times W_{ap}$$

$$\begin{aligned}\text{Air pendingin sirkulasi} &= 0,8 \times 598.491,88 \text{ kg/jam} \\ &= 478.793,504 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Make up air pendingin} &= 598.491,88 \text{ kg/jam} + 478.793,504 \text{ kg/jam} \\ &= 1.077.285,38 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

b. Kebutuhan air domestik

- Air untuk karyawan kantor³

Menurut Lansley 1995 kebutuhan untuk karyawan 15

L/orang/hari

Jumlah karyawan = 122 orang

Air yang diperlukan = 15 x 122

$$= 1.830,00 \text{ L/hari}$$

$$= 1,83 \text{ m}^3/\text{hari}$$

- Air untuk tamu, pekerja lepas dan kontraktor
 Diasumsikan = 50 orang
 Air yang diperlukan = 15 x 50
 = 750 L/hari
 = 0,75 m³/hari
- Air untuk lab diperkirakan 2,5 m³/hari
- Air untuk pembersihan dan lain-lain diperkirakan 10 m³/hari

Kebutuhan air sanitasi = 1,83 m³/hari + 0,75 m³/hari + 2,5 m³/hari
 +

$$10\text{m}^3/\text{hari}$$

$$= 15,08 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 623,96 \text{ kg/jam}$$

Untuk faktor keamanan disuplai 20% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\text{Was} = 120\% \times 623,96 \text{ kg/jam} = 748,752$$

c. Kebutuhan air umpan boiler

$$\text{Kebutuhan air umpan boiler} = 26.658,74 \text{ kg/jam}$$

Adapun total keseluruhan air yang digunakan pabrik sodium methylate dapat dilihat pada Tabel D.3.

Tabel D.3 Total Keseluruhan Penggunaan Air Pabrik Sodium Methylate

No	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1	Air umpan boiler	26.658,74
2	Air pendingin	598.491,88
3	Air sanitasi dan umum	748,752
Total		625.899,372

d. Spesifikasi Peralatan Pengolahan Air

- Tangki Penampungan *Fresh Water* (TP-01)

Fungsi : Menampung *fresh water* sebelum disalurkan ke tangki

air pendingin dan sanitasi

Bentuk : Persegi Panjang

Bahan : Beton bertulang

Rate Aliran (Q) = 599.240,63 kg/jam

Desnitas air (ρ) = 995,68 kg/m³
= 62,16 lb/ft³

Viskositas (μ) = 0,86s cP
= 0,0005817 lb/ft.sec

Waktu tinggal (t) = 4 jam

Volume air yang ditampung (Vc)

$V_c = \frac{Q}{\rho} \times \text{waktu tinggal}$

$$V_c = \frac{599.240,63 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 4 \text{ jam} = 2.508 \text{ m}^3$$

Direncanakan akan dibuat 5 buah bak, maka:

$$V_B = \frac{V_c}{\text{Jumlah Bak}}$$

$$V_B = \frac{2.508 \text{ m}^3}{5} = 501,6 \text{ m}^3$$

Direncanakan bak penampungan air pendingin dan sanitasi dengan *over design* 20% maka:

$$V_B = 1,2 \times 501,6 \text{ m}^3 = 601,92 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

Jika perbandingan P:L = 2:1, ditetapkan T = 6 m

$$\text{Panjang (P)} = 2L$$

$$\text{Tinggi (T)} = 6 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} V &= P \times L \times T \\ &= 2L \times L \times 6 \\ &= 12 L^2 \end{aligned}$$

$$L = \left(\frac{601,92}{12} \right)^{\frac{1}{2}} = 7,08 \text{ m}$$

Maka ukuran bak:

$$\begin{aligned} \text{Panjang (P)} &= 2L \\ &= 2 \times 7,08 \text{ m} = 14,16 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Lebar} = 7,08 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 6 \text{ m}$$

- Tangki penampungan air pendingin (TP-02)

Fungsi : Menampung air pendingin

Jenis : Tangki silinder tegak

Perhitungan volume tangki

$$\text{Laju alir massa} = 598.491,88 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 4 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah yang ditampung} &= 598.491,88 \text{ kg/jam} \times 4 \text{ jam} \\ &= 2.393.967,52 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 1.023 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{2.393.967,52 \text{ kg}}{1.023 \text{ kg/m}^3} \end{aligned}$$

$$= 2.340,14 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume design} = 1,2 \times 2.340,14 \text{ m}^3$$

$$= 2.808,17 \text{ m}^3$$

Perhitungan Dimensi Tangki

$$\text{Asumsi rasio H/D} = 2$$

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan sebagai berikut:

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 2}}$$

Keterangan:

V : Volume tangki (m^3)

D : Diameter tangki (m)

H : Tinggi tangki (m)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 2.808,17 \text{ m}^3}{\pi \times 2}} = 12,137 \text{ m}$$

$$H = 12,137 \text{ m} \times 2$$

$$= 24,274 \text{ m}$$

Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tangki cairan sebagai berikut:

$$H_I = 80\% \times H$$

$$= 80\% \times 24,274 \text{ m}$$

$$= 24,274 \text{ m} = 63,7 \text{ ft}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g \times hc$$

$$= 1.022,87 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 24,274 \text{ m}$$

$$= 194.664,26 \text{ kg/m.s}^2$$

$$= 28,23 \text{ psi}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut:

$$\begin{aligned}
 P_{design} &= (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1,2 \\
 &= 28,23 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2 \\
 &= 51,51 \text{ psi} \\
 &= 3,5 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal dinding Tangki

Material konstruksi : *Stainless steel SA-167 Grade 11 dan type*

316

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	100 to 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	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
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	15,000	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,000	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	17,000	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

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young 1959), diperoleh nilai minimum tensile = 18,750 psi.

Join efficiency = 85% (brownell & young 1959, tabel 13 hal 254)

Corrosion allowance 0,125 (Peter & timmerhaus 1991 hal 542)

Tebal dinding dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \times ri}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \text{ (Brownell \& Young, 1959. Pers. 13.1}$$

hal.254)

keterangan:

ts : tebal plat dinding tangki (m)

D : diameter dinding tangki (ft)

f : minimum tensile (psi)

E : *join efficiency*

c : *corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$ts = \frac{32,716 \text{ psi} \times 106,343 \text{ in}}{(18,750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 32,716 \text{ psi})} + 0,12$$
$$= 0,343 \text{ in} = 0,00872 \text{ m}$$

Diambil ts Standar $3/8 \text{ in} = 0,375 \text{ in} = 0,0095 \text{ m}$ (Brownell & Young, 1959. Hal.90 Tabel 5.7)

$OD = D + (2 \times ts \text{ standar})$

$$= 5,402 \text{ m} + (2 \times 0,0095 \text{ m})$$

$$= 5,421 \text{ m} = 213 \text{ in}$$

$OD \text{ standar} = 216 \text{ in} = 5,486 \text{ m}$ Tabel 5.7 Hal.91 (Brownell & Young, 1959)

$ID \text{ standar} = OD \text{ standar} - (2 \times ts \text{ standar})$

$$= 5,486 \text{ m} - (2 \times 0,0095 \text{ m})$$

$$= 5,47 \text{ m}$$

• *Cooling tower* (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan Kembali air yang sudah digunakan sebagai fluida

pendingin pada alat-alat pendingin.

Jenis Alat : Mechanical Induced draft fan

Bahan : *Carbon Steel*

Kondisi Operasi:

Laju alir massa = 598.491,88 kg/jam

Kecepatan volumetrik (Q) = $\frac{598.491,88 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$

$$= 601,09 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.646,51$$

gall/menit

Spesifikasi

Temperature bola basah udara (T_w) = 73,4 F

Cooling range = $T_1 - T_2 = (122 - 82,4) \text{ F} =$

39,6 F

Tinggi *cooling tower* direncanakan = 5 m

Water Concentration (Wc)

Dari Fig. 12.14 hal 12-16 (Perry & Green, 1997) pada temperatur air panas $T_1=122$ F vs temperature air dingin $T_2 = 82,4$ F, dengan temperatur bola basah $T_w = 73,4$ F diperoleh *water concentration* = 2,5 gal/menit.ft²

$$\text{Luas cooling tower} = \frac{\text{Laju alir volume}}{\square}$$

$$\text{Luas cooling tower} = \frac{2.646,51 \text{ gal/menit}}{2,5 \frac{\square}{\square^2}} = 1.058,61 \text{ ft}^2$$

Diperkirakan kinerja *cooling tower* = 90%

$$\begin{aligned} \text{Maka luas aktual} &= 1.178,23 \text{ ft}^2 \\ &= 109,27 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cooling tower} &= \text{Luas cooling tower} \times \text{tinggi} \\ &= 109,27 \text{ m}^2 \times 5 \text{ m} \\ &= 546,358 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan daya penggerak fan *cooling tower* untuk efesiensi 90% diperoleh houspower/ft² tower area yaitu 0,03 HP/ft² (Perry & Green,1997. Fig 12-15 hal 12-17)

$$\begin{aligned} P &= \text{Luas Menara} \times \text{HP} \\ &= 1.178,23 \text{ ft}^2 \times 0,03 \text{ HP/ft}^2 \\ &= 35,29 \text{ HP} \end{aligned}$$

- Tangki Penampungan Air Demin (T-03)

Fungsi : Menampung air demineral untuk diumpangkan ke boiler penghasil *steam*.

Jenis : Tangki silinder tegak

Perhitungan Volume Tangki

$$\text{Laju alir massa} = 29.658,74 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Durasi penyimpanan} = 4 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah yang ditampung} &= 29.658,74 \text{ kg/jam} \times 4 \text{ jam} \\ &= 118.634,96 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 1.023 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{118.634,96 \text{ kg}}{1.023 \text{ kg/m}^3} = 104,25 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume design} = 1,20 \times 104,25 \text{ m}^3 = 125,10 \text{ m}^3$$

Perhitungan Dimensi Tangki

Asumsi rasion H/D = 2

Mencari diameter tangki menggunakan persamaan berikut:

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi \times 2}}$$

Keterangan:

V : Volume tangki (m³)

D : Diameter tangki (m)

H : Tinggi tangki (m)

Sehingga diperoleh nilai berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 125,10}{\pi \times 2}}$$

$$= 4,30 \text{ m}$$

$$H = 4,30 \text{ m} \times 2$$

$$= 8,60 \text{ m}$$

Perhitungan Tekanan *Design* Tangki

Diperoleh tinggi cairan dalam tangki berikut:

$$H_i = 80\% \times H$$

$$= 80\% \times 8,60 \text{ m}$$

$$= 6,88 \text{ m}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g \times hc$$

$$= 1.022,87 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 6,88 \text{ m}$$

$$= 69.004,91 \text{ kg/m.s}^2$$

$$= 10,01 \text{ psi}$$

Dari perhitungan diperoleh tekanan *design* berikut:

$$P_{design} = (P_{hidrostatik} + P_{operasi}) \times 1,2$$

$$= (10,01 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}) \times 1,2$$

$$P_{design} = 29,64 \text{ psi}$$

$$= 2,02 \text{ atm}$$

Perhitungan Tebal dinding Tangki

Material konstruksi : *Stainless steel SA-167 Grade 11 dan type 316*

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

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	3	304	18 Cr-8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200			
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	(2)	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	15,000	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700			
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,000	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	17,000	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			

Berdasarkan *Appendix D Process Equipment Design* (Brownell & Young 1959), diperoleh nilai minimum tensile = 18,750 psi.

Join efficiency = 85% (brownell & young 1959, tabel 13 hal 254)

Corrosion allowance 0,125 (Peter & timmerhaus 1991 hal 542)

Tebal dinding dapat dicari menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \times ri}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad \text{(Brownell \& Young, 1959. Pers. 13.1)}$$

hal.254)

Keterangan:

ts : tebal plat dinding tangki (m)

D : diameter dinding tangki (ft)

f : minimum tensile (psi)

E : *join efficiency*

c : *corrosion allowance*

Sehingga diperoleh tebal sebagai berikut:

$$ts = \frac{29,64 \text{ psi} \times 84,69 \text{ in}}{(18,750 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 29,64 \text{ psi})} + 0,125$$
$$= 0,28 \text{ in} = 0,0072 \text{ m}$$

Diambil ts standar 5/16 in = 0,3125 in = 0,005 m (Brownell & Young, 1959. Hal 90 Tabel 5.7)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 4,30 \text{ m} + (2 \times 0,0079) \\ &= 4,32 \text{ m} \\ &= 170,01 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar = 192 in = 4,88 m (Brownell & Young 1959 Tabel 5.7 hal 91)

$$\begin{aligned} \text{ID standar} &= \text{OD standar} - (2 \times ts \text{ standar}) \\ &= 4,88 \text{ m} - (2 \times 0,0079) \text{ m} \\ &= 4,86 \text{ m} \end{aligned}$$

- Pompa Utilitas

Adapun pompa yang digunakan pada unit utilitas yaitu:

PU-01 : Mengalirkan air dari penampungan air umpan boiler

menuju boiler

PU-02 : Mengalirkan air dari fresh water tank menuju area perusahaan.

PU-03 : Mengalirkan air dari cooling water menuju tangki air

pendingin

PU-204 : Mengalirkan air dari *cooling tower* menuju peralatan

pendingin

Perhitungan pompa PU-01

Fungsi : Mengalirkan air dari penampungan air umpan boiler menuju

boiler

Tipe : Centrifugal pum single stage

Bahan : Commercial steel

Perhitungan volume pompa

Laju alir massa = 26.658,74 kg/jam

Densitas H₂O = 1.022,87 kg/m³ = 63,86 lb/ft³

Volume cairan = $\frac{\text{Jumlah yang ditampung}}{\text{densitas campuran}}$
= $\frac{26.658,74 \text{ kg/jam}}{1.022,87 \text{ kg/m}^3}$ = 26,063 m³/jam

Volume *design* = 1,20 x 26,063 m³/jam
= 31,275 m³/jam
= 137,704 gpm

Dipakai pompa = I buah (Coulson = 0,05-500m³/jam)

Table 10.17. Normal operating range of pumps

Type	Capacity range (m ³ /h)	Typical head (m of water)
Centrifugal	0.25–10 ³	10–50 300 (multistage)
Reciprocating	0.5–500	50–200
Diaphragm	0.05–50	5–60
Rotary gear and similar	0.05–500	60–200
Rotary sliding vane or similar	0.25–500	7–70

Dari tabel 10.17 Coulson, untuk kapasitas perancangan di atas, dapat digunakan pompa *centrifugal single state*.

Menghitung diameter optimum pompa

$$\log \mu = A + B/T + C.T + D.T^2$$

Tabel D.4 Data H₂O

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	-10,216	1792,500	1,77E-02	-1,24E-05

$$\mu = 0,863Cp$$

$$= 0,00086 \text{ kg/m.s} = 2,087 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$Q = \frac{26.658,74 \text{ kg/jam}}{1022,87 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 26,063 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$D_{i \text{ Opt}} = 3,9 \times (Q_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,1} \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991. Pers. 15 hal 496)}$$

Keterangan:

$D_{i \text{ opt}}$: Optimum inside diameter (in)

Q_f : Laju alir volumetrik (ft^3/s)

ρ : Densitas (lb/ft^3)

$$D_{i \text{ Opt}} = 3,9 \times (0,26 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (63,86 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,1} = 3.62 \text{ in}$$

844 PROCESS HEAT TRANSFER

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (FPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²		Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
				Outside	Inside	Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.068	0.106	0.079	0.25	
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32	
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43	
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54	
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57	
		80†	0.422	0.141		0.111	0.74	
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.290	0.163	0.85	
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09	
3/4	1.06	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13	
		80†	0.742	0.432		0.154	1.48	
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68	
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17	
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28	
		80†	1.272	1.28		0.335	3.00	
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72	
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64	
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66	
		80†	1.939	3.05		0.508	5.03	
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80	
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67	
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58	
		80†	2.900	6.61		0.750	10.3	
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8	
		80†	3.826	11.6		1.002	15.0	
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.784	1.590	19.0	
		80†	5.761	26.1		1.510	25.6	
8	8.625	40*	7.981	60.0	2.258	2.090	28.6	
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4	
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5	
		60	9.75	74.6		2.55	54.3	
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8	
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6	
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.9	
18	18.0	30	17.25	234	4.712	4.52	72.7	
20	20.0	30	19.25	293	5.236	5.05	84.0	
22	22.0	30	21.25	365	5.767	5.58	97.6	
24	24.0	30	23.25	455	6.293	6.09	113.7	

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

$$ID = 4,026 \text{ in} = 0,102 \text{ m}$$

$$OD = 4,5 \text{ in} = 0,1143 \text{ m}$$

$$NPS = 4 \text{ in}$$

$$\text{Flow area pipe size (A)} = 12.7 \text{ in}^2 = 0,00819 \text{ m}^2$$

$$\text{Schedule number, SN} = 40$$

Menghitung Kecepatan Linear (v)

$$v = \frac{Q_f}{A}$$

$$v = \frac{0,00724 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00819 \text{ m}^2}$$

$$= 0,884 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan *Reynold* (Re)

$$Re = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$$

$$= \frac{1.022,87 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,102 \text{ m} \times 0,884 \text{ m}}{0,00086}$$

$$= 107.098,77 \text{ (Aliran turbulen)}$$

Menghitung panjang total pipa (ΣL)

Direncanakan : panjang pipa lurus = ft = 10 m

Untuk 1 buah *elbow* 90°

$$\text{Jumlah (n)} = 3$$

$$Le/ID = 32 \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991. Tabel 1 hal 484)}$$

$$Le = 32 \times ID \times n \text{ elbow} = 32 \times 0,102 \text{ m} \times 3 = 9,8304 \text{ m}$$

Untuk 1 *gate valve, wide open*

$$Le/ID = 9 \text{ (Peters \& Timmerhaus, 1991. Tabel 1 hal 484)}$$

$$Le = 9 \times ID = 9 \times 0,102 \text{ m}$$

$$= 0,918 \text{ m}$$

$$\Sigma L = 10 \text{ m} + 9,8304 \text{ m} + 0,918 \text{ m}$$

$$= 20,7484 \text{ m}$$

Menghitung *friction loss*

Friksi karena adanya *sudden contraction*:

$$h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 2.10-16 hal 93})$$

93)

karena luas permukaan tangki jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka $A_2 \ll A_1$, sehingga A_2/A_1 dapat diabaikan.

Nilai λ untuk alir turbulen = 1

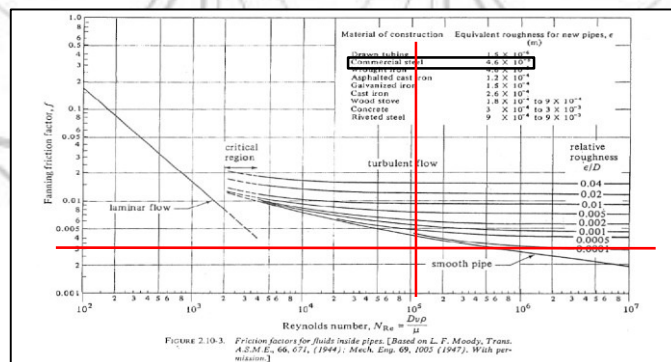
$$h_c = 0,55 \left(1 - 0\right) \frac{1,049^2}{2 \times 1} = 0,302 \text{ J/kg}$$

Friksi karena pipa lurus

$$F_f = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{2 \times D} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 2.10.6 hal.89})$$

Mencari nilai f pada Fig 1.10.3 hal.88 (Geankoplis, 1993) Untuk bahan commercial steel, $\epsilon = 0,000046 \text{ m}$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,102 \text{ m}} = 0,0004$$



Berdasarkan nilai N_{re} dan ϵ/D diperoleh, $f = 0,0038$

Perkiraan Panjang pipa (ΔL) $\Delta L = 32,08 \text{ ft} = 10 \text{ m}$

$$F_f = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{2 \times D} = 4 \times 0,0038 \times \frac{10 \text{ m} \times 0,884 \text{ m/s}^2}{2 \times 0,102 \text{ m}} = 1,160 \text{ J/kg}$$

Friksi *elbow* 90°

Nilai K_f *elbow* 90° untuk aliran turbulen

TABLE 2.10-1. Friction Loss for Turbulent Flow Through Valves and Fittings

Type of Fitting or Valve	Frictional Loss, Number of Velocity Heads, K_f	Frictional Loss, Equivalent Length of Straight Pipe in Pipe Diameters, L_e/D
Elbow, 45°	0.35	17
Elbow, 90°	0.75	35
Tee	1	50
Return bend	1.5	75
Coupling	0.04	2
Union	0.04	2
Gate valve		
Wide open	0.17	9
Half open	4.5	225
Globe valve		
Wide open	6.0	300
Half open	9.5	475
Angle valve, wide open	2.0	100
Check valve		
Ball	70.0	3500
Swing	2.0	100
Water meter, disk	7.0	350

Source: R. H. Perry and C. H. Chilton, *Chemical Engineers' Handbook*, 5th ed. New York: McGraw-Hill Book Company, 1973. With permission.

$K_f = 0,75$ (Geankoplis, 1993. Tabel 2.10-2 hal 94)

$n = 3$ buah

$$\begin{aligned}
 h_{f \text{ elbow}} &= n \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha} \text{ (Pers. 2.10-17 Geankoplis)} \\
 &= 3 \times 0,75 \times \frac{0,884 \text{ m/s}^2}{2 \times 1} \\
 &= 0,293 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Friksi *globe valve*

Nilai K_f *globe valve* untuk aliran turbulen

$K_f = 6$

$n = 1$ buah

$$\begin{aligned}
 h_{f \text{ globe}} &= n \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha} \text{ (Pers. 2.10-17 Geankoplis)} \\
 &= 1 \times 6 \times \frac{0,884 \text{ m/s}^2}{2 \times 1} \\
 &= 2,342 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

Total Friction Loss ($\sum F$) = 4,59 J/kg

Menghitung daya pompa dari persamaan Bernoulli:

Dari persamaan *Bernoulli* (pers.2.7-28, Geankoplis)

$$-W_s = \frac{v_2^2 \times v_1^2}{2 \square} + g \times (z_2^2 \times z_1^2) + \frac{p_2 \times p_1}{\square} + \sum L$$

Keterangan:

W_s : tenaga yang ditambahkan kedalam sistem (power pompa),
ft.lbf/lbm

Δv^2 : perbedaan kecepatan fluida pipa masuk dan keluar pompa
=

$$v_2^2 - v_1^2, \text{ ft/s}$$

A : konstanta, $a = 1$ untuk aliran turbulen

Δz : beda ketinggian cairan, ft

ΔP : beda tekanan, lbf/ft²

$\sum F$: friction loss, ft.lbf/lbm

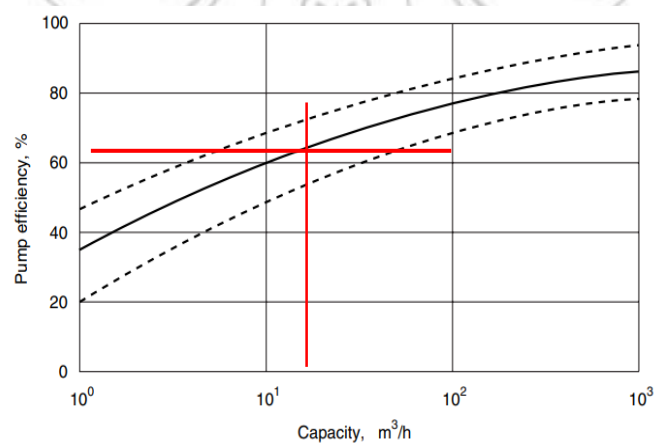
g : konstanta gravitasi

g_c : *gravitational conversion factor*

$$-W_s = \frac{0,884^2 - 0^2}{2} + 9,8 \times (5^2 - 4^2) + \frac{1-1}{1,0228} + 4,59 \text{ J/kg}$$

$$= 240,18 \text{ J/kg}$$

Kapasitas pompa = 26,063 m³/jam. Berdasarkan kapasitas pompa diperoleh *efisiensi centrifugal pump* = 60%



$$W_p = \frac{-W_s}{\square}$$

$$= \frac{240,18 \text{ J/kg}}{65\%}$$

$$= 369,52 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= W_p \times \text{Laju alir massa} \\ &= 369,52 \text{ J/kg} \times 26.658,74 \\ &= 9.850.851,11 \text{ J/jam} \\ &= 3,61 \text{ HP} \end{aligned}$$

Menghitung Tenaga Motor

Dari Fig. 4-10 Vilbrandt, diperoleh:

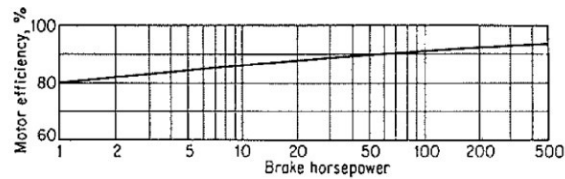


FIG. 4-10. Efficiencies of three-phase induction motors. [Courtesy of R. M. Braca and J. Happel, *Chem. Eng.*, 60(1): 181 (1953).]

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{Daya pompa}}{\text{efisiensi pompa}} \\ &= \frac{3,611}{80\%} \\ &= 4,51 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dengan mengikuti perhitungan pompa diatas, maka diperoleh perhitungan untuk pompa utilitas, dapat dilihat pada tabel D.5

Tabel D.5 Hasil Perhitungan Pompa Utilitas

Kode	Kapasitas (m ³ /jam)	Nominal pipe size (in)	ID (in)	Daya motor (HP)	Daya standar
PU-01	31,275	4	4,026	4,51	5
PU-02	0,732	¾	0,824	0,134	1
PU-04	585,11	16	15,25	10,55	11
PU-03	585,11	16	15,25	10,55	11
Total				25,73	28

D.3 Unit Penyedia Listrik

- Kebutuhan listrik untuk proses dan utilitas

Kebutuhan listrik untuk proses dan utilitas dilihat pada Tabel D.6 dan D7.

Tabel D.6 Total Daya Peralatan Proses

Nama Alat	Daya (HP)	Daya Standar (HP)
-----------	-----------	-------------------

Pompa I	3	3
Pompa II	0,007	1
Pompa III	0,07	1
Pompa IV	0,07	1
Pompa V	0,004	1
Pompa VI	0,007	1
Pompa VII	0,07	1
Belt conveyor	0,1	1
Bucket elevator	2	2
Agitated tank	7,5	7,5
Reaktor elektrolisis	8269	8269
Kompresor I	0,3	1
Kompresor II	0,4	1
Cooler I	0,07	1
Cooler II	0,07	1
Cooler III	0,07	1
Total		8.293,5

Tabel D.7 Daya Peralatan Utilitas

Nama Alat	Daya (HP)	Daya Standar (HP)
Pompa Boiler-01	4,51	5
Pompa Sanitasi -02	0,134	1
Pompa CT-04	10,55	11
Pompa Pendingin-03	10,55	11
Boiler	819	819
Total		847

b. Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

- Kebutuhan listrik untuk penerang

Perkiraan besarnya tenaga listrik yang dibutuhkan untuk keperluan penerangan dapat ditentukan dengan melakukan pendekatan menggunakan konsep *Lumminous Efficacy*, yaitu tenaga radiai cahaya yang dikeluarkan oleh lampu dalam untuk lumen. Kebutuhan pencahayaan per luas area dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan:

$$\text{Lumen} = \text{Area} \times \text{Lux}$$

Keterangan:

Area : Luas daerah yang membutuhkan pencahayaan (m²)

Lux : Kebutuhan energi cahaya per satuan luas (lumen/m²)

Besarnya nilai lux berbeda tergantung pada area yang akan diberi penerangan. Kebutuhan listrik untuk penerangan dapat dilihat pada Tabel D.8.

Tabel D.8 Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

No	Indoor	Luas (m ²)	Lux (lumen/m ²)	Lumen
1	2	3	4	5
1	K3 & Fire Safety	100	150	15.000
2	Bengkel	100	200	20.000
3	Unit proses	20.000	100	2.000.000
4	Laboratorium	50	500	25.000
5	Poliklinik	50	150	7.500
6	Kantin	200	150	30.000
1	2	3	4	5
7	Musholla	150	300	45.000
8	Kantor	900	450	405.000
9	Gudang	200	150	30.000
10	Ruang kontrol	50	300	15.000
Total				2.592.500

Tabel D.9 Kebutuhan Lumen Penerangan Pabrik (Outdoor)

No	Outdoor	Luas (m ²)	Lux (lumen/m ²)	Lumen
1	Unit penampungan limbah	200	50	7.500
2	Unit utilitas	600	5	25.000
3	Area perluasan pabrik	20.000	50	1.000
4	Lapangan pabrik	200	5	100.000
5	Jalan dan tanam	500	50	3.000
6	Pos keamanan	50	150	10.000
Jumlah				146.500

Lampu direncanakan untuk digunakan yaitu brand *Philips* dengan jenis lampu 14 Watt (untuk indoor) dan 18 Watt (untuk outdoor) dan masing-masing besar lumennya yaitu 1.400 dan 2.000 lumen, sehingga jumlah lampu yang digunakan dan total daya penerangan dapat dihitung sebagai berikut:

- Jumlah lumen indoor = 2.592.500

- Jumlah lampu indoor = $\frac{2.592.500}{1.400} = 1.851,8$ lampu
- Jumlah lumen outdoor = 146.500
- Jumlah lampu outdoor = $\frac{146.500}{2000} = 73,25$ lampu
- Total daya penerangan = $(1.858,8 \text{ lamp} \times 14 \text{ Watt/lampu}) + (73,25 \text{ lampu} \times 18 \text{ Watt/lampu})$
= 27243,7 Watt
= 27,244 kW

- **Kebutuhan Listrik untuk Pendingin Udara**

Tabel D.10 Kebutuhan Listrik untuk Pendingin Udara

No	Bangunan	Luas (m ²)
1	Laboratorium	50
2	Poliklinik	50
3	Kantor	900
4	K3 & fire safety	100
5	Ruang kontrol	50
Jumlah		1.150

AC (*air conditioner*) menggunakan AC inverter, dengan sebuah AC 1 PK memerlukan daya Listrik sebesar 520 watt. Luas area yang memerlukan AC yaitu 1.150 m². Sebuah AC diperkirakan cukup untuk ruangan seluas 4 x 6 m², sehingga AC yang dibutuhkan $1.150/24 = 48$ buah AC.

- Kebutuhan Listrik AC = $48 \times 520 \text{ Watt}$
= 24.960 Watt
= 24,960 kW
- Kebutuhan listrik total = keperluan pengolahan + keperluan utilitas + penerangan + AC
= $(57,24 + 27,244 + 24,960) \text{ kW}$
= 109,444 kW

- **Kebutuhan Listrik untuk Generator**

Agar kebutuhan listrik maka digunakan generator yang merupakan cadangan listrik dari PLN mengalami gangguan. Generator yang digunakan memiliki efisiensi 80%.

$$\text{Input generator} = 99,623/0,80 = 124,529 \text{ kW}$$

Ditetapkan output generator sebesar 200 kW.

Spesifikasi generator:

- Type = AC generator
- Kapasitas = 200 kW
- Tegangan = 220/360 Volt
- Efisiensi = 80%
- Frekuensi = 50 Hz
- Phase = 3 phase
- Jumlah = 1 buah
- Bahan bakar = solar

- **Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar generator:

Jenis bahan bakar = Solar

HV (*heating value*) = 19.440 Btu/lb

Efisiensi bahan bakar = 80%

Densitas = 54,26 lb/ft³

Specific gravity (sg) = 0,8691

Kapasitas generator = 200 kW
= 682.428,33 Btu/jam

Kebutuhan solar = kapasitas generator/ (efisiensi x sg x HV)
= 682.428,33/ (0,8 x 0,8691 x 19.440)
= 50,489 lb/jam
= 60,105 L/jam

Volume solar = kebutuhan solar/densitas
= 50,489 lb/jam/ 54,26 lb/ft³

$$= 0,931 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 26,36 \text{ L/jam}$$

Tangki Bahan Bakar Generator

Fungsi : Tempat menyimpan bahan bakar diesel untuk generator

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : *Carbon steel SA-53, grade B*

Kondisi Operasi:

Tekanan : 1 atm

Waktu operasi : 7 hari

Rate volumetric (Q) : 0,0601 m³/jam

a. Menentukan Ukurang Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan tangki, } V_c &= Q \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &= 0,0601 \text{ m}^3/\text{jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \\ &\text{jam/hari} \end{aligned}$$

$$= 10,09 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan = 20%

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 10,09 \text{ m}^3$$

$$= 12,116 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder D:H

$$= 1:2$$

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

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

$$V_T = \frac{\pi}{4} \times 2 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 V_T}{2 \times \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 12,116 \text{ m}^3}{2 \times 3,14}} = 2,57 \text{ m} = 101,28 \text{ in}$$

$$H = 2 \times D$$

$$H = 2 \times 2,57 \text{ m} = 5,15 \text{ m}$$

b. Tekanan *design*

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 893,33 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 5,15 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 &= 45.041,42 \text{ pa} \\
 &= 45,042 \text{ kPa} \\
 \text{Tekanan udara luar} &= 1 \text{ atm} = 101,235 \text{ kPa} \\
 \text{Tekanan operasi, } T_o &= 45,042 \text{ kPa} + 101,235 \text{ kPa} \\
 T_o &= 146,366 \text{ kPa} \\
 &= 21,22 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

c. Tebal dinding tangki

$$\text{Allowable working stress, } f = 1.3750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi} = 85\%$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125$$

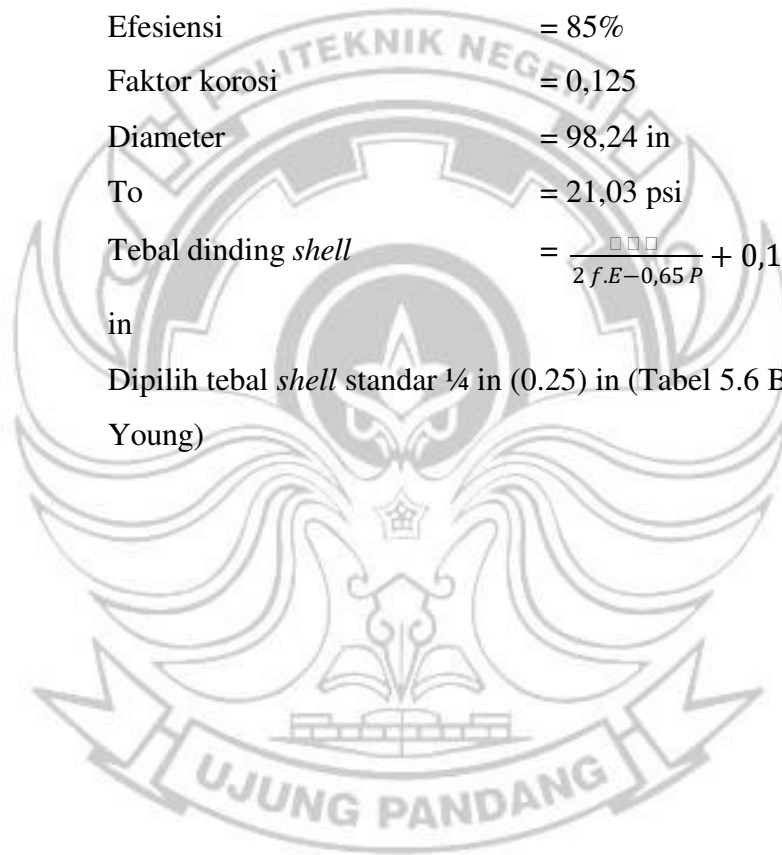
$$\text{Diameter} = 98,24 \text{ in}$$

$$T_o = 21,03 \text{ psi}$$

$$\text{Tebal dinding } shell = \frac{\square\square\square}{2 f \cdot E - 0,65 P} + 0,125 = 0.217$$

in

Dipilih tebal *shell* standar $\frac{1}{4}$ in (0.25) in (Tabel 5.6 Brownell & Young)



LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	= 80.000 ton/tahun
Basis perhitungan	= 1 tahun kerja (330 hari)
Pembangunan pabrik	= 2026
Tahun operasi	= 2030
Harga NaCl	= US 0,07/kg
Harga Metanol	= US 0,650/L
Harga gas Hidrogen	= US 2/L
Harga Klorin	= US 0,095/kg
Harga sodium methyate	= US 3,2/L
UMR Gresik, berdasarkan Disnaker tahun 29 april 2024 adalah	Rp. 4.642.031,00
Kurs USD	= Rp. 15.460,30

Perhitungan ekonomi meliputi:

1. Fixed capital investment
 - Fixed capital investment
 - Working capital investment
2. Manufacturing cost
 - Direct manufacturing cost
 - Indirect manufacturing cost
 - Fixed manufacturing cost
3. General expense
 - Administrasi
 - Sales
 - Research
 - Finance

4. Analisa kelayakan

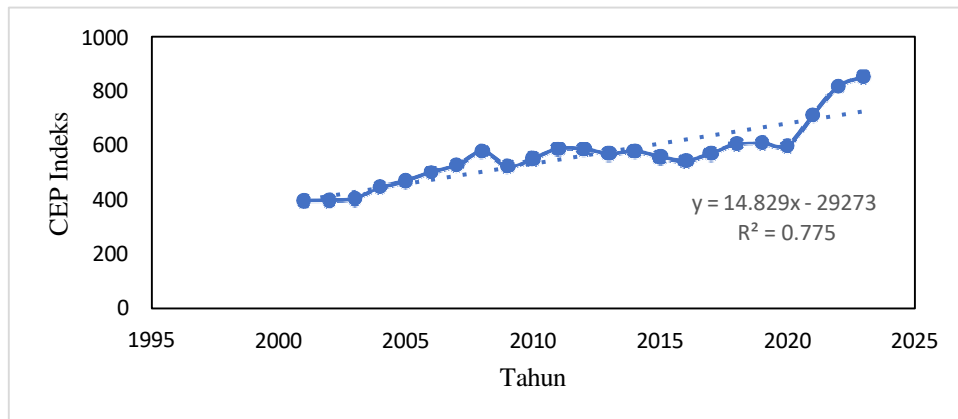
- Sales and profit
- Return on investment
- Pay on time
- Internal rate of return

Perkiraan Harga Alat

Harga indeks CEP tahun 2023 dicari dengan menggunakan least square data indeks dari tahun 2001 sampai tahun 2023 dari chemical engineering magazine

Tabel E.1 Indeks CEP dari tahun 2001 hingga 2023

Tahun		Indeks CEP	
1	2	1	2
2001		394.3	
2002		395.6	
2003		402	
2004		444.2	
2005		468.2	
2006		499.6	
2007		525.4	
2008		575.4	
2009		521.9	
2010		550.8	
2011		585.7	
2012		584.6	
2013		567.3	
2014		576.1	
2015		556.8	
2016		541.7	
2017		567.5	
2018		603.1	
		607.5	
2019			
1	2	1	2
2020		596.2	
2021		708.8	
2022		816	
2023		850.4	



Gambar E.1 Nilai CEP Indeks dari Tahun 2001-2023

Berdasarkan Gambar E.1 diperoleh persamaan $y = 14,829x - 29273$

x : Tahun

y : Indeks Harga

dengan demikian nilai indeks tahun 2024

$$x = 2024$$

$$y = 14,892 (2024) - 29.273$$

$$y = 740,90$$

Maka indeks pada tahun 2024 adalah 740,90 dengan nilai kurs 1 USD = Rp. 15.460,30 (9 september 2024). Menurut persamaan dari (Aries & Newton, 1955), pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun 2024 adalah sebagai berikut:

$$Ex = \frac{\square}{\square}$$

Keterangan:

Ex : Harga alat tahun x

Ey : Harga alat tahun y

Nx : Indeks harga tahun x

Ny : Indeks harga tahun y

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2024

Ey : Harga pembelian tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun 2024

Ny : Indeks harga tahun referensi

Untuk jenis alat yang sama tetapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$E_a = E_b \left(\frac{C_a}{C_b} \right)^n$$

Keterangan:

Ea : Harga alat dengan kapasitas diketahui

Eb : Harga alat dengan kapasitas dicari

Ca : Kapasitas alat A

Cb : Kapasitas alat B

n : Eksponen

Tabel D.2 Harga Alat Impor

Nama Alat	Harga 2014 (US)	Jumlah	Harga 2024 (US)
Tangki bahan baku metanol	181000	7	1,629,431.06
Tangki sodium methylate	181000	1	232,775.87
Tangki produk hidrogen	181000	1	232,775.87
Tangki produk klorin	181000	1	232,775.87
Pompa Metanol	18400	1	23,663.40
Pompa reaktor elektrolisis	18400	1	23,663.40
Pompa recycle metanol	18400	1	23,663.40
pompa sodium methylate	18400	1	23,663.40
Pompa sodium methylate 30%	18400	1	23,663.40
Agitated tank	18400	1	23,663.40
Bucket elevator	6000	1	7,716.33

Belt konveyor	5100	1	6,558.88
Silo	9000	1	11,574.49
Evaporator	44300	1	56,972.21
Kompresor klorin	1873	1	2,408.78
kompresor hidrogen	6483	1	8,337.49
Kondensor Klorin	1873	1	2,408.78
Kondensor metanol	3000	1	3,858.16
Cooler hidrogen	1000	1	1,286.05
Cooler sodium methylate	1000	1	1,286.05
Reaktor elektrolisis	602867	1	775,319.82
Total			3,347,466.13

E.1 Capital Investment

E.1.1 Fixed Capita Investment (FCI)

Fixed capital investmnet adalah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik.

a. Physical Plant Cost (PPC)

1. Purchased Equipment Cost (PEC)

Tabel E.3 Purchased Equipment Cost (PEC)

	Harga	Biaya (US)
Harga alat		3,347,466.13
Biaya pengangkutan ke pelabuhan (5% EC)		167,373.31
Asuransi pengangkutan (1%)		33,474.66
Biaya provisi bank (0.5%EC)		16,737.33
Transportasi darat ke pelabuhan (11% EC)		368,221.27
EMKL (1% EC)		33,474.66
Pajak bea masuk barang (10%)		334,746.61
Total PEC Luar Negeri		4,301,493.97

2. Biaya pemasangan alat (Equipment Installation Cost)

Equipment Installation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses dan biaya pemasangannya.

Berdasarkan (Aries & Newton, 1955), diperoleh biaya instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari material 11% dan buruh 32%.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 11\% \text{ PEC} \\ &= 11\% \times \text{US } 4,301,493.97 \\ &= \text{US } 473.164,34 \end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

$$1 \text{ jam tenaga asing} = \text{US } 20$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ jam tenaga Indonesia} &= \frac{\text{UMR kota Gresik}}{8 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 5 \frac{\text{hari}}{\text{minggu}} \times 4 \text{ minggu}} \\ &= \frac{\text{Rp.4.642.031,00}}{8 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 5 \frac{\text{hari}}{\text{minggu}} \times 4 \text{ minggu}} \\ &= \text{Rp. } 29.012,69 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= (\text{US}20 \times 5\%) + \frac{\text{Rp.}29.012,69 \times 95\%}{15.460,3} \\ &= 2,78 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Man Hour} &= 32\% \times \frac{\text{PEC}}{A} \\ &= 32\% \times \frac{\text{US } 4.302.493,97}{2,78} \\ &= \text{US } 494.644,28 \end{aligned}$$

Perbandingan man hour Indonesia : Asing = 3 : 1

$$\begin{aligned} \text{Ongkos tenaga Asing} &= 5\% \times \text{jumlah man hour} \times \text{US } 20 \times 1 \\ &= 5\% \times \text{US } 494.644,28 \times \text{US } 20 \times 1 \\ &= \text{US } 494.644,28 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ongkos tenaga Indonesia} &= 95\% \times \text{jumlah man hour} \times \frac{\text{Rp.}29.102,69}{\text{Rp.}15.460,30} \times 3 \\ &= 95\% \times \text{US } 494.644,28 \times \frac{\text{Rp.}29.102,69}{\text{Rp.}15.460,30} \times 3 \\ &= \text{US } 2.645.501,37 \end{aligned}$$

Tabel D.4 Biaya Instalasi

Biaya Instalasi	Biaya (US)
Material	473,164.34
Buruh tenaga asing	494,644.28
Buruh tenaga Indonesia	2,645,501.37
Total	3,613,309.98

3. Biaya Pemipaan (Piping Cost)

Piping cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Berdasarkan (Aries & Newton, 1955), diperoleh bahwa untuk system pemipaan fluida, biaya pemipaan sebesar 86% PEC, dengan mempekerjakan 100% buruh Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 49\% \times \text{PEC} \\ &= 49\% \times \text{US } 4.301.493,97 \\ &= \text{US } 2.107.732,05 \\ \text{Buruh} &= 37\% \times \text{PEC} \\ &= 37\% \times \text{US } 4.301.493,97 \\ &= \text{US } 1.591.552,77 \end{aligned}$$

Tabel E.5 Biaya Pemipaan

Biaya Pemipaan	Biaya (US)
Material	2.107.732,05
Buruh	1.591.552,77
Total	3,699,284.82

4. Biaya Instrumentasi (Instrumentation Cost)

Instrumentation cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi system proses dengan suatu pengendalian (control). Berdasarkan (Aries & Newton, 1955) diperoleh bahwa untuk extensive control besar biaya instrumentasinya adalah sebesar 30% PEC, terdiri dari:

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 24\% \times \text{PEC} \\ &= 24\% \times \text{US } 4.301.493,97 = \text{US } 1.032.358,55 \\ \text{Buruh} &= 6\% \times \text{PEC} \\ &= 6\% \times \text{US } 4.301.493,97 \\ &= \text{US } 258.089,64 \end{aligned}$$

$$A = (\text{US } 20 \times 5\%) + \left(\frac{\text{Rp.}29.102,69 \times 95\%}{\text{Rp.}15.460,30} \right) = 2,78$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Man Hour} &= 6\% \times \frac{\text{PEC}}{A} \\ &= 6\% \times \frac{\text{US } 4.301.493,97}{2,78} = \text{US } 92.745,80 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ongkos buruh Asing} &= 5\% \times \text{jumlah man hour} \times \text{US } 20 \times 1 \\ &= 5\% \times \text{US } 92.745,80 \times \text{US } 20 \times 1 \\ &= \text{US } 92.745,80 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ongkos buruh Indonesia} &= 95\% \times \text{jumlah man hour} \times \frac{\text{Rp.29.102,69}}{\text{Rp.15.460,30}} \times 3 \\ &= 95\% \times \text{US } 92.745,80 \times \frac{\text{Rp.29.102,69}}{\text{Rp.15.460,30}} \times 3 \\ &= \text{US } 496.031,51 \end{aligned}$$

Tabel E.6 Biaya Instrumentasi

Total Biaya Instrumentasi	Biaya (US)
Material (24% PEC)	1.032.358,55
Buruh (6% PEC)	258.089,64
A	2,78
Jumlah man hour	92.745,80
Ongkos buruh asing	92.745,80
Ongkos buruh indonesia	496.031,51
Total	1.971.974,09

5. Biaya Insulasi (Insulation Cost)

Insulation cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk system insulasi didalam proses produksi. Berdasarkan (Aries & Newton, 1955), diperoleh besarnya biaya isolasi adalah sebesar 8% PEC, dengan mempekerjakan 100% buruh di Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 3\% \times \text{PEC} \\ &= 3\% \times \text{US } 4.301.493,97 \\ &= \text{US } 192.044,82 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh} &= 5\% \times \text{PEC} \\ &= 5\% \times \text{US } 4.301.493,97 \\ &= \text{US } 215.074,70 \end{aligned}$$

Tabel E. 7 Biaya Insulasi

Biaya Insulasi	Biaya (US)
Material (3% PEC)	192.044,82
Buruh (5% PEC)	215.074,70

Total	344,119,52
-------	------------

6. Biaya Listrik (Electrical Cost)

Electrical cost adalah biaya yang dipakai pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga Listrik. Menurut Peter & Timmerhaus (1991), diperoleh bahwa besarnya biaya Listrik adalah sebesar 15% PEC dengan mempekerjakan 100% buruh Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 9\% \times \text{PEC} \\ &= 9\% \times \text{US } 4.301.493,97 \\ &= \text{US } 387.134,46 \\ \text{Buruh} &= 6\% \times \text{PEC} \\ &= 6\% \times \text{US } 4.301.493,97 \\ &= \text{US } 258.089,64 \end{aligned}$$

Tabel E.8 Biaya Listrik

Biaya Listrik	Biaya (US)
Material (9%)	387.134,46
Buruh (6%)	258.089,64
Total	645.224,10

7. Bangunan

Tabel E.9 Perincian Luas Bangunan Pabrik

No	Bangunan	Luas (m ²)
1	Pos keamanan	50
2	Ruang kontrol	100
3	Gudang	200
4	Kantor	800
5	Musholla	100
6	Kantin	200
7	Poliklinik	50
8	Laboratorium	50
9	Unit proses	10000
10	Bengkel	150
11	K3 & Fire safety	100

12	Area utilitas	500
13	OGS	100
14	Unit penampungan limbah	200
15	Area bahan baku	200
16	Area produk	200
Total		13000

Luas bangunan diperkirakan = 13.000 m²

Harga bangunan diperkirakan = Rp. 3.500.000

Total biaya bangunan = $13.000 \times \frac{\text{Rp.}3.500.000}{\text{Rp.}15.460,30}$
= US 2.943.021,80

8. Tanah

Tabel D. 10 Perincian Luas Tanah

No	Bangunan	Luas (m2)
1	Pos keamanan	50
2	Area parkir	150
3	Kantor	800
4	Musholla	100
5	Poliklinik	50
6	Kantin	200
7	Parkir Truk	150
8	OGS	100
9	Ruang Kontrol	100
10	Gudang	200
11	Bengkel	150
12	Area proses	10000
13	Utilitas	500
14	K3 & fire safety	100
15	Laboratorium	50
16	Penampungan limbah	200
17	Taman	500
18	Area Produk	200
19	Area bahan baku	200
Total		13.800,00

$$\begin{aligned}
 \text{Luas tanah diperkirakan} &= 13.800 \text{ m}^2 \\
 \text{Harga rata-rata tanah diperkirakan} &= \text{Rp. 2.200.000} \\
 \text{Total biaya tanah} &= 13.800 \times \frac{\text{Rp. 2.200.000}}{\text{Rp. 15.460,30}} \\
 &= \text{US 2.845.999,11}
 \end{aligned}$$

9. Utilitas

Biaya utilitas adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses antara lain air, steam, Listrik dan udara tekan. Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh biaya utilitas diperkirakan sebesar 75% PEC untuk pemkaian rata-rata pabrik beroperasi normal (severage service).

$$\begin{aligned}
 \text{Utilitas} &= 75\% \times \text{PEC} \\
 &= 75\% \times \text{US 4.301.493,97} \\
 &= \text{US 3.226.120,48}
 \end{aligned}$$

10. Environmental Cost

Environmental cost adalah biaya yang digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik baik didalam maupun diluar pabrik. Biaya lingkungan diperkirakan sebesar 10-30% PEC Peter & Timmerhaus (1991), dalam hal ini biaya lingkungan sebesar 20% PEC.

$$\begin{aligned}
 \text{Environmental cost} &= 30\% \times \text{PEC} \\
 &= 30\% \times \text{US 4.301.493,97} \\
 &= \text{US 1.290.448,19}
 \end{aligned}$$

Dari data-data diatas didapatkan Physical Plant Cost (PPC) sebagai berikut:

Tabel E.11 Physical Plant Cost (PPC)

Physical Plant Cost	Biaya (US)
PEC	4.301.493,97
Instalasi alat	3.613.309,98
Pemipaan	3.699.284,82
Instrumentasi	1.971.974,09
Insulasi	344.119,52
Listrik	645.224,10
Tanah + Bangunan	5.789.020,91
Utilitas	3.226.120,48

Environment	1.290.448,19
Total	24.880.996,05

b. Engineering and Construction

Engineering and construction adalah biaya untuk design engineering, field supervisor, temporary construction dan inspection. Berdasarkan Aries & Newton (1955), untuk PPC lebih dari USD 5.000.000 maka biaya engineering & construction adalah sebesar 20% PPC.

$$\text{Engineering \& construction} = 20\% \times \text{PPC}$$

$$\begin{aligned} \text{Engineering \& construction} &= 20\% \times \text{US } 24.880.996,05 \\ &= \text{US } 4.976.199,21 \end{aligned}$$

$$\text{Direct plant cost} = \text{US } 54.783.191,31$$

Tabel E. 12 Biaya Engineering and Construction

Biaya Engineering & Construction	Biaya (US)
Engineering & construction	4.976.199,21
Direct plant cost	54.738.191,31
Total	59.714.390,52

c. Contractor's Fee

Contractor's fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor Pembangunan pabrik. Berdasarkan Aries & Newton (1955), contractor's fee diestimasi sebesar 4-10% DPC, diambil 10% dari DPC

$$\begin{aligned} \text{Contractor fee} &= 10\% \times \text{DPC} \\ &= 10\% \times \text{US } 54.738,191.31 \\ &= \text{US } 5.473.819,13 \end{aligned}$$

d. Contingency

Contingency adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya 10%-25% dari DPC, diambil 20% DPC

$$\begin{aligned} \text{Contingency} &= 25\% \times \text{DPC} \\ &= 25\% \times \text{US } 54,738,191.31 \\ &= \text{US } 13.684.547,83 \end{aligned}$$

Tabel E.13 Fixed Capital Investment

Fixed capital investment	Biaya (US\$)
Direct Plant Cost	59.714.390,52
Contractor's fee	5.473.819,13
Contingency	13.684.547,83
Total	78.872.757,48

e. Plant Start Up Cost

Berdasarkan Peter & Timmerhaus (1991), biaya untuk start up pabrik diestimasi sebesar 8-10% FCI, dalam hal ini diambil 10% FCI

$$\begin{aligned} \text{Plant start up} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \text{US } 78.872.757,48 \\ &= \text{US } 7.887.275,75 \end{aligned}$$

f. Interest during construction (IDC)

Bunga bank dihitung 5% pertahun dari FCI selama masa Pembangunan 2 tahun

$$\begin{aligned} \text{IDC} &= 5\% \times \text{FCI} \\ &= 5\% \times \text{US } 78.872.757,48 \times 2 \text{ tahun} \\ &= \text{US } 7.887.275,75 \end{aligned}$$

E.1.2 Working Capital Investment

Working capital investment adalah biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan usaha atau modal dan biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama waktu tertentu.

a. Raw material inventory

Persediaan bahan baku metanol dan NaCl sebagai berikut:

Tabel E.14 Persediaan Bahan Baku

Bahan Baku	Kebutuhan (kg)	Harga (US)	Biaya (US)
Metanol	268038,2064	0.65	125.441.880,60
NaCl	3677,619283	0.07	185.352,01
Total			125.627.232,61

b. Product Inventory

Product inventory adalah biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran. Besarnya diperkirakan selama satu bulan produksi untuk harga manufacturing cost (Aries & Newton, 1955). Biaya sebesar manufacturing cost selama 30 hari.

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= (30/330 \times \text{TMC}) \\ &= (30/330 \times \text{US } 176.805.609,61) \\ &= \text{US } 16.073.237,24\end{aligned}$$

c. Process Inventory

Process inventory besarnya dapat diperkirakan 0,5 dari manufacturing cost untuk waktu hold up tertentu dengan waktu operasi 3 jam (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= (30/330 \times \text{TMC}) / (24 \times 330) \\ &= (30/330 \times \text{US } 176.805.609,61) \\ &= \text{US } 3.348,59\end{aligned}$$

d. Available Cash

Available cash digunakan sebagai persediaan uang untuk membayar buruh, service dan material. Besarnya manufacturing cost selama 30 hari.

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= (30/330 \times \text{TMC}) \\ &= (30/330 \times \text{TMC}) \\ &= (30/330 \times \text{US } 176.805.609,61) \\ &= \text{US } 16.073.237,24\end{aligned}$$

e. Extended Credit

Extended credit adalah persediaan uang yang digunakan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya diperkirakan setara dengan hasil penjualan selama satu bulan produksi (Aries & Newton, 1955). Biaya sebesar hasil penjuallan selama 30 hari.

$$\begin{aligned}\text{Sales} &= \text{Kapasitas} \times \text{Harga jual} \\ &= \text{US } 301.176.470,59 \\ \text{Biaya extended credit} &= (30/330 \times \text{penjualan}) \\ &= (30/330 \times \text{US } 301.176.470,59)\end{aligned}$$

= US 27.379.679,14

Tabel E.15 Working Capital Investment

Working Capital Investment	Biaya (US)
Raw material inventory	125.627.232,61
In process inventory	3.348,59
Product inventory	16.073.237,24
Extended credit	301.176.470,59
Available cash	16.073.237,24
Total	458.953.526,27

Tabel E.16 Capital Investment

Capital Investment	Biaya (US)
Total FCI	78.872.757,48
Plant Start up	7.887.275,75
Interest during construction	7.887.275,75
Total WCI	458.953.526,27
Total	553.600.835,25

E.2 Manufacturing Cost

Manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk memproduksi suatu bahan menjadi produk.

E.2.1 Direct Manufacturing Cost

Merupakan pengeluaran biaya langsung dalam pembuatan suatu produk

a. Raw Material Cost

Tabel E.17 Harga Bahan Baku Per Tahun

Bahan Baku	Kebutuhan (kg)	Harga (US)	Biaya (US)
Metanol	268.038,21	0,650	125.441.880,60
NaCl	3.677,62	0,07	185.352,01
Total			125.627.232,61

b. Labor Cost

Tabel E.18 Labor Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total/Tahun
Karyawan Proses	18	5.500.000,00	1.188.000.000,00
Karyawan Utilitas	18	5.500.000,00	1.188.000.000,00
K.Lab, Maintenance	9	5.500.000,00	594.000.000,00
Cleaning	10	3.000.000,00	360.000.000,00
Total	55	Rp.	3.330.000.000,00
		US	215.390,39

c. Supervise Cost

Tabel E.19 Supervise Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total/Tahun
Supervisor Produksi	1	10.000.000,00	120.000.000,00
Supervisor Riset	1	10.000.000,00	120.000.000,00
Supervisor QC	1	10.000.000,00	120.000.000,00
HR dan Umum	1	10.000.000,00	120.000.000,00
Shift Leader Utilitas	1	7.000.000,00	84.000.000,00
Shift Leader Proses	1	7.000.000,00	84.000.000,00
Shift Leader Lab	1	7.000.000,00	84.000.000,00
		Rp.	732.000.000,00
		US	47.347,08

d. Maintenance Cost

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses, besarnya 2-10% FCI. Ditetapkan 10% FCI (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}
 \text{Maintenance} &= 10\% \times \text{FCI} \\
 &= 10\% \times \text{US } 78.872.757,48 \\
 &= \text{US } 78.887.275,75
 \end{aligned}$$

e. Plant Suplies

Plant supplies ditetapkan sebesar 15% dari maintenance cost per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal.

$$\begin{aligned}
 \text{Plant Suplies} &= 15\% \times \text{biaya maintenance} \\
 \text{Plant Suplies} &= 15\% \times \text{US } 78.887.275,75
 \end{aligned}$$

$$= \text{US } 1.183.091,36$$

f. Royalties and Patent

Besarnya 1-5% dari harga jual produk (Aries & Newton, 1955), diambil 1% dari harga jual produk yaitu US 175.000.000

$$\begin{aligned} \text{Royalties and paten} &= 1\% \times \text{harga jual produk} \\ &= \text{US } 2.544.331,09 \end{aligned}$$

g. Utilitas Cost

Utilitas cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengopeerasian unit-unit pendukung proses seperti pengadaan steam, pengolahan air, penyediaan Listrik dan udara tekan. Pengeluaran pada seksi utilitas dialokasikan untuk membeli Listrik dari PLN, biaya pengolahan air dan generator. biasanya besar biaya utilitas adalah 25-50% dari nilai bangunan dan contingency. Dalam perkiraan ini diambil 30%. (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Utilitas} &= 30\% \times \text{bangunan} + \text{contingency} \\ &= \text{US } 6.651.027,85 \end{aligned}$$

Tabel E.20 Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost	Biaya (US)
Supervisi cost	47.347,08
Maintenance	7.887.275,75
Plant suplies	1.183.091,36
Utilitas	6.651.027,85
Labor cost	215.390,39
Raw material	125.627.232,61
Total	141.611.365,04

E.2.2 Indirect Manufacturing Cost

Indirect manufacturing cost adalah pengeluaran yang dikeluarkan tidak langsung dari suatu pabrik.

a. Payroll Overhead

Payroll overhead meliputi biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, THR, besarnya 15-20% dari labor cost. Dalam hal ini ditetapkan 20% dari labor cost (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Payroll overhead} &= 20\% \times \text{labor cost} \\ &= 20\% \times \text{US } 215.390,39 \\ &= \text{US } 43.078,08\end{aligned}$$

b. Laboratory Cost

Laboratory cost adalah biaya yang diperlukan untuk Analisa laboratorium, besarnya 10-20% dari labor cost ditetapkan 10% dari labor cost (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Laboratory cost} &= 10\% \times \text{labor cost} \\ &= 10\% \times \text{US } 215.390,39 \\ &= \text{US } 21.539,04\end{aligned}$$

c. Pay Overhead

Pay overhead adalah biaya yang dikeluarkan untuk kebutuhan service yang tidak langsung berhubungan dengan unit operasi yaitu pergudangan, biaya Kesehatan, dan bonus produksi. Besarnya 50-100% dari labor cost. Ditetapkan 100% dari labor cost (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Pay overhead} &= 100\% \times \text{labor cost} \\ &= 100\% \times \text{US } 215.390,39 \\ &= \text{US } 215,390.39\end{aligned}$$

d. Packaging Produk and Transportation Cost

Biaya packaging yang dibutuhkan untuk membayar container produk, sedangkan shipping diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli. Packaging ditetpkn 4-36% harga penjualan produk, dalam hal ini ditetapkan 10% dari harga penjualan sedangkan untuk tranfortasi besarnya 1,5% dari harga penjualan (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Packaging Product} &= 10\% \times \text{harga penjualan} \\ &= 10\% \times \text{US } 301.176.470,59\end{aligned}$$

$$= 30.117.647,06$$

Tabel E.21 Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost	Biaya (US)
Payroll Overhead	43.078,08
Laboratory cost	21.539,04
Pay overhead	215390,387
packaging produk	30117647,06
Total	30.397.654,56

E.2.3 Fixed Manufacturing Cost

a. Depresiasi

Depresiasi merupakan harga peralatan dan Gedung karena pemakaian, besarnya 8-10% FCI. Ditetapkan 8% FCI, dengan rumus perhitungan sebagai berikut:

$$\text{Depresiasi} = \frac{P-S}{n}$$

Keterangan:

P : FCI

S : Salvage value (nilai sisa) 8% FCI

n : umur pabrik (30 tahun)

$$\begin{aligned} \text{Depresiasi} &= \frac{P-S}{n} \\ &= \frac{78,872,757.48 - (8\% \times 78,872,757.48)}{30} \\ &= \text{US } 2.418.746,56 \end{aligned}$$

b. Property Taxes

Property taxes adalah pajak yang dibayar oleh Perusahaan, besarnya 1-2% FCI ditetapkan 2% dari FCI.

$$\begin{aligned} \text{Property taxes} &= 2\% \times \text{FCI} \\ &= 2\% \times \text{US } 78,872,757.48 \\ &= \text{US } 1.577.455,15 \end{aligned}$$

c. Asuransi

Pihak asuransi harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, besarnya 1% dari FCI.

$$\begin{aligned} \text{Asuransi} &= 1\% \times \text{FCI} \\ &= 1\% \times \text{US } 78,872,757.48 \\ &= \text{US } 788.727,57 \end{aligned}$$

Tabel E. 22 Fixed Manufacturing Cost

Fixed Manufacturing Cost	Biaya (US)
Depresiasi	2.418.764,56
Property taxes	1.577.455,15
Asuransi	788.727,57
Total	4.784.947,29

Tabel E.23 Total Manufacturing Cost

Manufacturing Cost	Biaya (US)
Direct manufacturing cos (DMC)	141.611.365,04
Indirec Manufacturing Cost	30.397.654,56
fixed manufacturing cost (FMC)	4.784.947,29
	176.793.966,89

E.3 General Expans

a. Administrasi

1. Management Salaries

Tabel E.24 Management Salaries

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Gaji/ Tahun
1	2	3	4
Direktur utama	1	30.000.000.00	360.000.000.00
Sekretaris	1	6.000.000.00	72.000.000.00
Staf ahli	1	7.500.000.00	90.000.000.00
1	2	3	4
Direktur produksi	1	20.000.000.00	240.000.000.00
Direktur umum	1	20.000.000.00	240.000.000.00
Supervisor produksi	1	10.000.000.00	120.000.000.00
Supervisor riset	1	10.000.000.00	120.000.000.00
Supervisor QC	1	10.000.000.00	120.000.000.00
R&D manager	1	10.000.000.00	120.000.000.00
HR dan umum	1	10.000.000.00	120.000.000.00
SL proses	1	7.000.000.00	84.000.000.00
SL pengendalian	1	7.000.000.00	84.000.000.00
SL Lab	1	7.000.000.00	84.000.000.00
SL riset	1	7.000.000.00	84.000.000.00

SL K3 & Lingkungan	1	7.000.000.00	84.000.000.00
SL maintenance	1	7.000.000.00	84.000.000.00
SL utilitas	1	7.000.000.00	84.000.000.00
SPV administrasi	1	8.500.000.00	102.000.000.00
SVP keuangan	1	8.500.000.00	102.000.000.00
SVP SDM	1	8.500.000.00	102.000.000.00
SVP humas	1	8.500.000.00	102.000.000.00
SVP keamanan	1	8.500.000.00	102.000.000.00
SVP marketing	3	8.500.000.00	306.000.000.00
K. proses	18	5.500.000.00	1.188.000.000.00
K. pengendalian	18	5.500.000.00	1.188.000.000.00
K. Lab	3	5.500.000.00	198.000.000.00
K. Riset	2	5.500.000.00	132.000.000.00
K. K3	2	5.500.000.00	132.000.000.00
K. Maintenance	3	5.500.000.00	198.000.000.00
K. utilitas	9	5.500.000.00	594.000.000.00
K. administrasi	3	5.500.000.00	198.000.000.00
K.keuangan	6	5.500.000.00	396.000.000.00
K.SDM	2	5.500.000.00	132.000.000.00
K. humas	2	5.500.000.00	132.000.000.00
Security	3	3.000.000.00	108.000.000.00
K. marketing	4	5.500.000.00	264.000.000.00
Dokter	1	7.000.000.00	84.000.000.00
Medis	3	4.500.000.00	162.000.000.00
Supir	2	3.000.000.00	72.000.000.00
Gudang	6	3.000.000.00	216.000.000.00
CleaningService	10	3.000.000.00	360.000.000.00
Total			8.760.000.000.00

2. Legal Fee and Auditing

Biaya untuk legal fee and auditing disediakan setiap tahun, untuk legal fee and auditing disediakan setiap tahun = (total management salaries + maintenance Cost) x 1% (Peter & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Asuransi} &= 1\% (\text{total management salaries} + \text{maintenance Cost}) \\ &= \text{US } 84.538,88 \end{aligned}$$

3. Peralatan Kantor

4. Peralatan kantor dan komunikasi disediakan stiap tahun = Rp. 70.000.000 = US 4.527,73 (Peter & Timmerhaus, 1991).

b. Sales

Besarnya sales expense bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, market, advertisement dan lain-lain. Secara umum besarnya diperkirakan 5-22% total manufacturing, dalam prancangan ini ditetapkan 13% (Aries & Newton, 1955, hal 186).

$$\begin{aligned} \text{Sales} &= 13\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= 13\% \times \text{US } 176.793.966,89 \\ &= \text{US } 23.384.177,76 \end{aligned}$$

c. Riset

Research and development cost adalah biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 2-14% harga jual dan dalam perancangan ini ditetapkan 9% karena produk dari pabrik sodium methylate ini tergolong jenis produk industrial chemical (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Riset} &= 9\% \times \text{Harga penjualan} \\ &= 9\% \times \text{US } 301.176.470,59 \\ &= 27.105.882,35 \end{aligned}$$

d. Finance

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal. Besarnya 2% dari TCI (Total Cost Investment).

$$\begin{aligned} \text{Finance} &= 2\% \times \text{Total Cost Investment} \\ &= 2\% \times \text{US } 553.598.718,17 \\ &= \text{US } 11.071.974,36 \end{aligned}$$

Tabel E. 25 General Expanse

General Expanse	Biaya (US)
Administration	566.612,55
Sales expense	38.894.672,72
Research & development	27.105.882,35
Finance	11.071.974,36
Total	77.639.141,98

Tabel E. 26 Total Production Cost

Total Production Cost	Biaya (US)
TMC	176.793.966,89

General expense	77.639.141,98
Total	254.433.108,87

E.4 Analisa Kelayakan (Fit and Proper Test)

a. Keuntungan/Profit

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya produksi (production Cost)} &= \text{US } 254.433.108,87 \\
 \text{Penjualan produk} &= \text{US } 301.176.470,59 \\
 \text{Keuntungan sebelum pajak} &= \text{penjualan produk} - \text{biaya produksi} \\
 &= \text{US } 301.176.470,59 - \text{US } \\
 &254.433.108,87 \\
 &= \text{US } 46.743.361,72
 \end{aligned}$$

Pajak di Indonesia untuk wajib pajak badan dalam negeri dan bentuk usaha tetap adalah sebesar 25% dari penghasilan (UU No.36 tahun 2008 tentang pajak penghasilan pasal 17 ayat 2A).

$$\begin{aligned}
 \text{Pajak Pendapatan} &= 25\% \text{ dari keuntungan sebelum pajak} \\
 &= 25\% \times \text{US } 46.743.361,72 \\
 &= \text{US } 11.685.840,43
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan setelah pajak} &= \text{keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak} \\
 \text{Keuntungan setelah pajak} &= \text{US } 46.743.361,72 - \text{US } 11.685.840,43 \\
 &= \text{US } 35.057.521,29
 \end{aligned}$$

b. Return on Investment (ROI)

ROI adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian tetap yang diinvestasikan.

$$\text{Return on Investment (ROI)} = \frac{\text{□□□□□}}{\text{□ □ □□□□□□}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned}
 \text{ROI sebelum pajak} &= \frac{\text{US } 46.743.361,72}{\text{US } 78.872.757,48} \times 100\% \\
 &= 59,26\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ROI setelah pajak} &= \frac{\text{US } 35.057.521,29}{\text{US } 78.872.757,48} \times 100\% \\
 &= 44,45\%
 \end{aligned}$$

c. Pay Out Time (POT)

Jumlah tahun berselang sebelum penerimaan melebihi investasi awal berdasarkan cumulative cash flow dapat digunakan POT pada tahun ke n.

$$\begin{aligned} \text{POT sebelum pajak} &= \frac{\text{FCI}}{\text{Keuntungan + depresiasi}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{US } 78,872,757.48}{(\text{US } 46.743.361,72 + 2.418.764,56)} \times 100\% \\ &= 1,6 \text{ tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POT setelah pajak} &= \frac{\text{US } 35.057.521,29}{(\text{US } 46.743.361,72 + 2.418.764,56)} \times 100\% \\ &= 2,10 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Menurut Aries & Newton (1955), untuk industry kimia dengan resiko tinggi, max acceptable POT sebelum pajak dan setelah pajak maksimal 5 tahun.

d. Percent Profit on Sales

$$\text{POS} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Penjualan}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{POS sebelum pajak} &= \frac{\text{US } 46.743.361,72}{\text{US } 301.176.470,59} \times 100\% \\ &= 15,53\% \end{aligned}$$

$$\text{POS setelah pajak} = \frac{\text{US } 35.057.521,29}{\text{US } 301.176.470,59} \times 100\% = 11,64\%$$

Tabel E.27 Internal Rate of Return

Tahun	Cash Flow	Cummulatif Cash Flow
0	-400924302.37	-400924302.37
1	92.504.825.82	-308419476.55
2	98.248.584.24	-117.666.066.50
3	103.992.342.65	177.079.686.21
4	109.736.101.07	581.561.539.99
5	115.479.859.49	1.101.523.253.27
6	115.479.859.49	1.736.964.826.02
7	115.479.859.49	2.487.886.258.27
8	115.479.859.49	3.354.287.550.01
9	115.479.859.49	4.336.168.701.24
10	115.479.859.49	5.433.529.711.95
11	115.479.859.49	6.646.370.582.16
12	115.479.859.49	7.974.691.311.85
13	115.479.859.49	9.418.491.901.03
14	115.479.859.49	10.977.772.349.70
15	115.479.859.49	12.652.532.657.86
16	115.479.859.49	14.442.772.825.51
17	115.479.859.49	16.348.492.852.65
18	115.479.859.49	18.369.692.739.28
19	115.479.859.49	20.506.372.485.39
20	115.479.859.49	22.758.532.091.00
21	115.479.859.49	25.126.171.556.09
22	115.479.859.49	27.609.290.880.67
23	115.479.859.49	30.207.890.064.74
24	115.479.859.49	32.921.969.108.30
25	115.479.859.49	35.751.528.011.35
26	115.479.859.49	38.696.566.773.89
27	115.479.859.49	41.757.085.395.92
28	115.479.859.49	44.933.083.877.44
29	115.479.859.49	48.224.562.218.44
30	115.479.859.49	51.631.520.418.93

Dari trial and error didapatkan nilai IRR sebesar 64% dengan nilai NVP = 0.

e. Break Even Point (BEP)

Break event point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama dengan break event point kita dapat menentukan Tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapatkan keuntungan. BEP diperoleh dari biaya tetap dibagi dengan margin kontribusi per unitnya. Nilai margin kontribusi per unit diperoleh dari selisih antara harga jual per unit dengan biaya variable per unit.

- Fixed Manufacturing Cost (Fa)
 - Depresiasi = US 2.418.746,56
 - Property Tax = US 1.577.455,15
 - Asuransi = US 788.727,57
 - Total Fa = US 4.784.947,29
 - Variable Cost (Va)
 - Raw Material = US 125.627.232,61
 - Utilitas = US 3.226.120,48
 - Royalty & Patent = US 2.544.331,09
 - Packaging & Transport = US 30.117.647,06
 - Total Va = US 161.515.331,24
 - Regulated Cost (Ra)
 - Labort Cost = US 215.390,39
 - Payroll Overhead = US 43.078,08
 - Supervise = US 47.347,08
 - Laboratorium = US 21.539,04
 - General Expense = US 77.639.141,98
 - Plant Supplies = US 1.183.091,36
 - Plant Overhead = US 215.390,39
 - Maintenance = US 7.887.275,75
 - Total Ra = US 87.252.254,06
- Penjualan produk selama 1 tahun = US 301.176.470,59

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{F_a + 0,3 R_a}{S_a - V_a - 0,7 R_a} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{US } 4.784.947,29 + (0,3 \times \text{US } 87.252.254,06)}{\text{US } 301.176.470,59 - \text{US } 161.515.331,24 - (0,7 \times \text{US } 87.252.254,06)} \times 100\% \\
 &= 39,40\%
 \end{aligned}$$

f. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan, penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi atau bisa juga karena Keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3 R_a}{S_a - V_a - 0,7 R_a} \times 100\% \\
 &= \frac{(0,3 \times \text{US } 87.252.254,06)}{\text{US } 301.176.470,59 - \text{US } 161.515.331,24 - (0,7 \times \text{US } 87.252.254,06)} \times 100\% \\
 &= 33,31\%
 \end{aligned}$$

Tabel E.28 Analisa Kelayakan Pabrik

No	Analisa Kelayakan	Presentase	Batasan	Keterangan
1	POT sebelum pajak	1,6 tahun	Max. 5 tahun	Layak
2	POT setekah pajak	2,10 tahun		Layak
3	IRR	33%	Min. 12%	Layak
4	BEP	39,40%	Max. 60%	Layak
5	SDP	33,31%	<BEP	Layak