

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA METIL KLORIDA
DARI METANOL DAN HIDROGEN KLORIDA DENGAN
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Disusun Oleh:

Nama : Andy Reysa Nugroho
No. Mahasiswa : 19521077

Nama : Sherin Nabilah Husnul Khatimah
No. Mahasiswa : 19521133

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

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK METIL KLORIDA DARI METANOL DAN HIDROGEN KLORIDA KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Andy Reysa Nugroho
No. Mahasiswa : 19521077

Nama : Sherin Nabilah Husnul Khatimah
No. Mahasiswa : 19521133

Yogyakarta, 15 Mei 2024

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



Andy Reysa Nugroho



Sherin Nabilah Husnul Khatimah

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK METIL KLORIDA DARI METANOL DAN HIDROGEN KLORIDA KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama : Andy Reysa Nugroho
No. Mahasiswa : 19521077

Nama : Sherin Nabilah Husnul Khatimah
No. Mahasiswa : 19521133

Yogyakarta, 15 Mei 2024

Pembimbing

الإسلامية
الجامعة
الإندونيسية

Sholeh Ma'mun S.T., M.T., Ph.D.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK METIL KLORIDA DARI METANOL DAN HIDROGEN
KLORIDA KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Andy Reysa Nugroho
No. Mahasiswa : 19521077

Nama : Sherin Nabilah Husnul Khatimah
No. Mahasiswa : 19521133

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

Yogyakarta, 1 Juli 2024

Tim Penguji
Sholeh Ma'mun S.T., M.T., Ph.D.
Ketua Penguji
Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.
Penguji I
Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.
Penguji II



Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Alhamdulillahirabbil'alamin, puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik Metil Klorida dari Metanol dan Hidrogen Klorida dengan Kapasitas 40.000 ton/tahun” ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama perkuliahan, serta sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah Subhanahu wa Ta'ala yang selalu melimpahkan hidayah dan inayahnya.
2. Nabi Muhammad Shalallahu 'Alaihi Wassalam yang atas ajaran beliau lah kita tetap dalam iman dan Islam.
3. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., IPU, ASEAN. Eng selaku

Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

5. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Pak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Pak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam proses penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
8. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
9. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat dan kerja samanya.
10. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan tugas akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Penyusun berusaha semaksimal mungkin dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir ini agar dapat bermanfaat bagi pembaca dan penyusun pada khususnya Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu'alaikum warahmatullah wabarakatuh

Yogyakarta, 20 Februari 2024

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillah Rabbil'alamin

Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya kepadaku. Salawat serta salam senantiasa kujunjung tinggi untuk Nabi besar, Muhammad SAW sebagai suri tauladan untuk kita semua. Karya ini saya persembahkan kepada :

Untuk diri saya sendiri, Sherin Nabilah Husnul Khatimah, terimakasih selama ini sudah berjuang, bertahan dan kuat selama proses perkuliahan dan sampai pada akhirnya ke tahap tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan sebaik mungkin.

Untuk kedua orang tua saya ayah Suprayitno dan bunda Rita Sulaeha serta adik saya Anisa Salsabila Latifa, Lutfi Muhammad Ikhsan dan Ridho Muhamad Fadhil, saya yang selalu memberikan do'a, dorongan motivasi dan memberikan kebahagiaan dan kekuatan yang tak terhingga. Terimakasih telah berjuang dan berkorban untuk saya hingga saya bisa mencapai di tahap ini.

Andy Reysa Nugroho sebagai patner pra rancangan pabrik yang selama ini seperti DPR yang hanya banyak bicara dan alasan tanpa adanya aksi dalam mengerjakan pra rancangan pabrik ini.

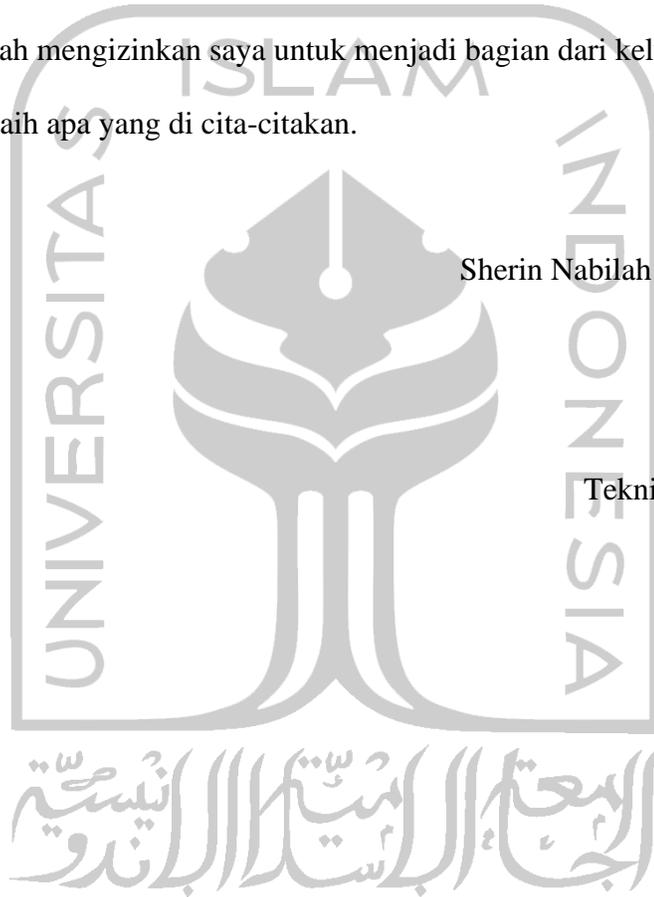
Ratri Madya Palupi sebagai sahabat yang membantu memberikan semangat kepada saya dalam proses pengerjaan tugas akhir ini.

Dosen pembimbing kami bapak Sholeh Ma'mun S.T., M.T., Ph.D terimakasih selalu memberikan semangat, arahan, nasehat dan pembelajaran selama ini sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan baik.

Untuk teman-teman seperjuangan Teknik Kimia UII 2019, almamater tercinta, yang andil besar dalam membentuk karakter pribadi menjadi jauh lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang di cita-citakan.

Sherin Nabilah Husnul Khatimah

Teknik Kimia UII 2019



LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillah Rabbil'alamin

Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya kepadaku. Salawat serta salam senantiasa kujunjung tinggi untuk Nabi besar, Muhammad SAW sebagai suri tauladan untuk kita semua. Karya ini saya persembahkan kepada :

Untuk diri saya sendiri, Andy Reysa Nugroho, terimakasih selama ini sudah berjuang, bertahan dan kuat selama proses perkuliahan dan sampai pada akhirnya ke tahap tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan sebaik mungkin.

Untuk kedua orang tua saya serta saudara dan juga sahabat, saya yang selalu memberikan do'a, dorongan motivasi dan memberikan kebahagiaan dan kekuatan yang tak terhingga. Terimakasih telah berjuang dan berkorban untuk saya hingga saya bisa mencapai di tahap ini.

Sherin Nabilah Husnul Khatimah sebagai patner pra rancangan pabrik yang selama ini terus ikut berjuang, juga selalu membantu dalam proses pengerjaan dan penyusunan pra rancangan pabrik ini.

Dosen pembimbing kami bapak Sholeh Ma'mun S.T., M.T., Ph.D terimakasih selalu memberikan semangat, arahan, nasehat dan pembelajaran selama ini sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan baik.

Untuk teman-teman seperjuangan Teknik Kimia UII 2019, almamater tercinta, yang andil besar dalam membentuk karakter pribadi menjadi jauh lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang di cita-citakan.



Andy Reysa Nugroho

Teknik Kimia UII 2019

DAFTAR ISI

| | |
|--------------------------------------------------------------------------------|------|
| LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL | ii |
| LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING | iii |
| LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI | iv |
| KATA PENGANTAR | v |
| LEMBAR PERSEMBAHAN | vii |
| DAFTAR ISI | xi |
| DAFTAR TABEL | xiii |
| DAFTAR GAMBAR | xvi |
| DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN | xvii |
| ABSTRAK | xix |
| ABSTRAC | xx |
| BAB I PENDAHULUAN | 1 |
| 1.1 Latar Belakang | 1 |
| 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik | 2 |
| 1.3 Tinjauan Pustaka | 7 |
| 1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika | 11 |
| BAB II PERANCANGAN PRODUK | 14 |
| 2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku dan Bahan Pendukung | 14 |
| 2.2 Spesifikasi <i>Safety Data</i> Bahan Baku, Produk dan Bahan Pembantu | 15 |
| 2.3 Pengendalian Kualitas | 16 |
| BAB III PERANCANGAN PROSES | 19 |
| 3.1 Diagram Alir Proses dan Material | 19 |
| 3.2 Uraian Proses | 19 |
| 3.3 Spesifikasi Alat | 25 |
| 3.4 Neraca Massa | 40 |
| 3.4.1 Neraca Massa Alat | 40 |
| 3.4.2 Neraca Massa Total | 40 |
| 3.5 Neraca Panas Reaktor (R-01) | 41 |
| 3.5.1 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01) | 42 |
| 3.5.2 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01) | 42 |
| 3.5.3 Neraca Panas Absorber (ABS) | 43 |
| BAB IV PERANCANGAN PABRIK | 45 |
| 4.1 Lokasi Pabrik | 45 |
| 4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>) | 48 |
| 4.3 Tata Letak Peralatan Proses | 50 |

| | |
|----------------------------------------------|------------|
| 4.3.1 Alir Proses dan Material | 54 |
| 4.3.2 Perawatan (<i>Maintenance</i>)..... | 55 |
| 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan | 55 |
| 4.5 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji..... | 63 |
| BAB V UTILITAS..... | 65 |
| 5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air | 66 |
| 5.2 Unit Pembangkit Steam..... | 77 |
| 5.3 Unit Pembangkit Listrik..... | 79 |
| 5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar | 81 |
| 5.5 Unit Penyedia Udara Tekanan | 81 |
| 5.6 Spesifikasi Alat Utilitas..... | 82 |
| BAB VI EVALUASI EKONOMI | 89 |
| 6.1 Evaluasi Ekonomi | 89 |
| 6.2 Dasar Perhitungan | 89 |
| 6.3 Penafsiran Harga Alat | 90 |
| 6.4 Analisa Perhitungan Biaya..... | 94 |
| 6.5 Analisa Keuntungan..... | 99 |
| 6.6 Analisa Resiko Pabrik..... | 101 |
| BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN..... | 107 |
| 7.1 Kesimpulan | 107 |
| 7.2 Saran..... | 109 |
| DAFTAR PUSTAKA | 110 |
| LAMPIRAN A | 113 |
| Reaktor | 113 |
| LAMPIRAN B | 137 |
| PEFD..... | 137 |
| LAMPIRAN C | 138 |
| Kartu Konsultasi | 138 |

DAFTAR TABEL

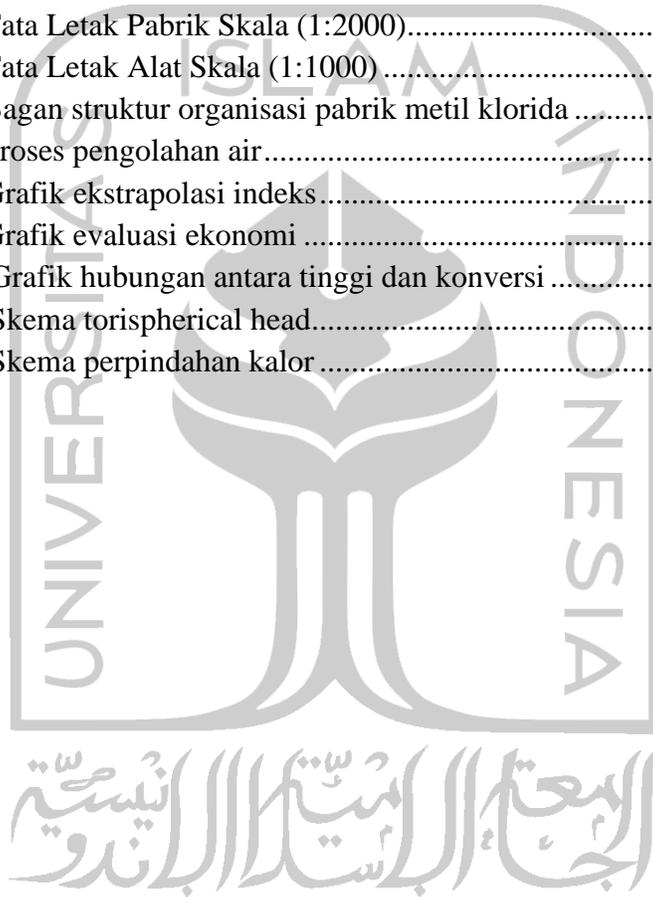
| | |
|---------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabel 1.1 Impor metil klorida dari tahun 2018-2022 | 3 |
| Tabel 1.2 Perkiraan jumlah impor metil klorida dari tahun 2023-2028..... | 4 |
| Tabel 1.3 Ekspor metil klorida dari tahun 2018-2022 | 5 |
| Tabel 1.4 Perkiraan Jumlah ekspor Metil klorida dari tahun 2023-2028..... | 6 |
| Tabel 1.5 Kapasitas Global Metil Klorida | 6 |
| Tabel 1.6 Perbandingan Proses | 10 |
| Tabel 1.7 Nilai (ΔH_f) masing-masing komponen..... | 11 |
| Tabel 1.8 Data kinetika reaksi..... | 13 |
| Tabel 2.1 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung | 14 |
| Tabel 2.2 <i>Safety Data</i> bahan baku, produk dan bahan pembantu | 15 |
| Tabel 3.1 Spesifikasi Menara Destilasi..... | 25 |
| Tabel 3.2 Spesifikasi Separator..... | 26 |
| Tabel 3.3 Spesifikasi Kondensor | 27 |
| Tabel 3.4 Spesifikasi Kondensor Parsial..... | 27 |
| Tabel 3.5 Spesifikasi Akumulator..... | 28 |
| Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan bahan baku..... | 29 |
| Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk | 29 |
| Tabel 3.8 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-01)..... | 30 |
| Tabel 3.9 Spesifikasi Reboiler (RB-01)..... | 31 |
| Tabel 3.10 Spesifikasi Heater (HE-01)..... | 33 |
| Tabel 3.11 Spesifikasi Heater (HE-02)..... | 33 |
| Tabel 3.12 Spesifikasi Heater (HE-03)..... | 34 |
| Tabel 3.13 Spesifikasi Vaporizer (V-01) | 35 |
| Tabel 3.14 Spesifikasi Vaporizer (V-02)..... | 35 |
| Tabel 3.15 Spesifikasi Akumulator (AC) | 36 |
| Tabel 3.16 Spesifikasi <i>Waste Heat Boiler</i> (WHB-01)..... | 36 |
| Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Transportasi | 38 |
| Tabel 3.18 Neraca Massa Separator (S-01)..... | 40 |
| Tabel 3.19 Neraca Massa Separator (S-02)..... | 40 |
| Tabel 3.20 Neraca Massa Separator (S-03)..... | 40 |
| Tabel 3.21 Neraca Massa Reaktor (R-01)..... | 40 |
| Tabel 3.22 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-01) | 41 |
| Tabel 3.23 Neraca Massa Absorber (ABS-01) | 41 |
| Tabel 3.24 Neraca Massa Total..... | 41 |
| Tabel 3.25 Neraca panas reaktor | 41 |
| Tabel 3.26 Neraca panas menara destilasi (MD-01)..... | 42 |

| | |
|-------------------------------------------------------------------|----|
| Tabel 3.27 Neraca panas <i>heat exchanger</i> (HE-01) | 42 |
| Tabel 3.28 Neraca panas <i>heat exchanger</i> (HE-02) | 42 |
| Tabel 3.29 Neraca panas <i>heat exchanger</i> (HE-03) | 42 |
| Tabel 3.30 Neraca panas <i>absorber</i> (ABS-01)..... | 43 |
| Tabel 3.31 Kebutuhan bahan baku..... | 44 |
| Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik | 49 |
| Tabel 4.2 Jadwal kerja masing-masing regu | 63 |
| Tabel 4.3 Gaji Karyawan | 64 |
| Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin | 75 |
| Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pembangkit Steam..... | 78 |
| Tabel 5.3 Kebutuhan Listrik Alat Proses | 79 |
| Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas..... | 80 |
| Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Pabrik | 80 |
| Tabel 5.6 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal..... | 82 |
| Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Pencampur Cepat | 82 |
| Tabel 5.8 Spesifikasi Clarifier..... | 82 |
| Tabel 5.9 Spesifikasi Saringan Pasir | 83 |
| Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Air Bersih | 83 |
| Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Air Minum | 83 |
| Tabel 5.12 Spesifikasi Cooling Tower | 84 |
| Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Penukar Kation..... | 84 |
| Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Penukar Anion..... | 84 |
| Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki HCl | 85 |
| Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki CH ₃ OH | 85 |
| Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki Umpan Boiler | 86 |
| Tabel 5.18 Spesifikasi Kondensat | 86 |
| Tabel 5.19 Spesifikasi Kompresor Udara | 86 |
| Tabel 5.20 Spesifikasi Tangki Silika | 87 |
| Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Udara Tekan..... | 87 |
| Tabel 5.22 Spesifikasi Pompa Utilitas | 88 |
| Tabel 6. 1 Indeks dari Chemical Engineering plant cost index..... | 90 |
| Tabel 6.2 Harga indeks regresi linear pada berbagai tahun | 92 |
| Tabel 6.3 Harga Alat Proses..... | 93 |
| Tabel 6.4 Harga Alat Utilitas | 93 |
| Tabel 6.5 Physical plant cost (PPC)..... | 95 |
| Tabel 6.6 Direct Plant Cost (DPC)..... | 95 |
| Tabel 6.7 Fixed Capital Investment (FCI) | 95 |

| | |
|-------------------------------------------------------|-----|
| Tabel 6.8 Working Capital Investment (WCI)..... | 96 |
| Tabel 6.9 Direct manufacturing cost (DMC) | 97 |
| Tabel 6.10 Indirect manufacturing cost (IMC) | 97 |
| Tabel 6.11 Harga Bahan Baku | 98 |
| Tabel 6.12 Harga Bahan Baku Pendukung | 98 |
| Tabel 6.13 Fixed Manufacturing Cost (FMC) | 98 |
| Tabel 6.14 Total Manufacturing Cost (TMC)..... | 98 |
| Tabel 6.15 General expense (GE) | 98 |
| Tabel 6.16 Total Production Cost (TPC) | 99 |
| Tabel 6.17 Annual fixed manufacturing cost (Fa) | 102 |
| Tabel 6.18 Annual regulated expenses (Ra) | 102 |
| Tabel 6.19 Annual variable value (Va)..... | 103 |
| Tabel 6.20 Annual sales value (Sa)..... | 103 |
| Tabel 6.21 Cash Flow | 104 |
| Tabel 6.22 Future Value..... | 105 |
| Tabel 6.23 Kesimpulan Data..... | 107 |
| Tabel A.1 Data sifat fisis bahan | 113 |
| Tabel A.2 Kapasitas panas fase gas | 114 |
| Tabel A.3 Kapasitas panas fase cair..... | 114 |
| Tabel A.4 Viskositas fase gas | 114 |
| Tabel A.5 Viskositas fase cair..... | 115 |
| Tabel A.6 Konduktivitas termal fase gas | 115 |
| Tabel A.7 Konduktivitas termal fase cair | 116 |
| Tabel A.8 Rapat massa fase cair | 116 |
| Tabel A.9 Tegangan muka | 116 |
| Tabel A.10 Tekanan fase uap..... | 117 |
| Tabel A.11 Neraca Massa Reaktor..... | 117 |
| Tabel A.12 Penyelesaian persamaan matematis | 127 |
| Tabel A.13 Neraca Massa Reaktor..... | 129 |
| Tabel A.14 Spesifikasi Reaktor..... | 130 |
| Tabel A.15 Kecepatan panas masuk | 136 |
| Tabel A.16 Kecepatan panas keluar..... | 136 |

DAFTAR GAMBAR

| | |
|----------------------------------------------------------------------|-----|
| Gambar 1.1 Impor Metil Klorida dari tahun 2018 s.d 2022..... | 3 |
| Gambar 1.2 Grafik Ekspor Metil Klorida dari tahun 2018 s.d 2022..... | 5 |
| Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif | 23 |
| Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif | 24 |
| Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik | 45 |
| Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Skala (1:2000)..... | 50 |
| Gambar 4.3 Tata Letak Alat Skala (1:1000) | 53 |
| Gambar 4.4 Bagan struktur organisasi pabrik metil klorida | 57 |
| Gambar 4.5 Proses pengolahan air..... | 76 |
| Gambar 6.1 Grafik ekstrapolasi indeks..... | 91 |
| Gambar 6.2 Grafik evaluasi ekonomi | 106 |
| Gambar A.1 Grafik hubungan antara tinggi dan konversi | 129 |
| Gambar A.2 Skema torispherical head..... | 132 |
| Gambar A.3 Skema perpindahan kalor | 134 |



DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

| | |
|--------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------|
| Σ : Jumlah | hio : Koefisien perpindahan panas, Btu/j.ft.oF |
| a : Jari-jari dalam reaktor, m | HP : Power motor, Hp |
| A : Luas perpindahan panas, ft ² , in ² , m ² | ID : Diameter dalam, in, m, ft |
| AC : Akumulator | ID : Inside diameter, in |
| A _j : Luas permukaan dinding reaktor, m ² | IMC : Indirect Manufacturing Cost |
| BEP : Break Event Point, % | J : Lebar baffle, m, in, ft |
| BM : Berat Molekul, Kg/kmol | L : Tinggi, m, in, ft |
| C : Faktor korosi, in | LC : Level kontrol |
| CD : Condensor | Le : Panjang elbow, ft |
| CL : Cooler | LI : Level Indikator |
| C _p : Kapasitas panas, Btu/lb °F, Kkal/Kg °C | M : Massa, kg |
| D : Diameter luar (in) | m : massa, Kg |
| D : Diameter, m | M : Mixer |
| DMC : Direct Manufacturing Cost | MD : Menara Distilasi |
| Dopt : Diameter optimal, m | Nre : Reynold Number |
| DPC : Direct Plant Cost | Nt : Jumlah tube |
| E : Effisiensi pengelasan | N _x : Nilai index tahun x |
| E _a : Harga alat dengan kapasitas diketahui | N _y : Nilai index tahun y |
| E _b : Harga alat dengan kapasitas dicari | OD : Diameter luar, m, in, ft |
| E _x : Harga alat untuk tahun x | OD : Outside diameter, in |
| E _y : Harga alat untuk tahun y | P : Power motor, Hp |
| ε : Effisiensi sambungan | P : Tekanan, psia |
| Fa : Fixed Expense | P = Tekanan, atm |
| FC : Flow Controller | PEC : Purchased Equipment Cost |
| FCI : Fixed Capital investment | P-n : Pompa |
| FV : Kecepatan volumetrik, m ³ /jam, L/jam | POT : Pay Out Time, tahun |
| Fv : Laju alir, m ³ /jam | Q : Panas, Btu/j, Kkal/j, KJ/j |
| g : Gravitasi, m ² /s | R : Jari-jari, in |
| GE : General Expense | r : Jari-jari, m |
| gpm : Gallon per menit | R : Reaktor FBMR |
| H : Tinggi, m | Ra : Regulated Expencc |
| HE : Heater | Rb : Reboiler |
| hi : Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j.ft.oF | RC : Ratio Controller |
| | Re : Bilangan Reynold |
| | Ro : Radius luar (in) |
| | ROI : Return Of Investment, % |

Sa : Sales Expense
 Sch : Shchedule
 SDP : Shut down Point, %
 Sf : Straight flang
 Sg : Spesific gravity
 T – n : Tangki
 T : Suhu, °C , °F, °K
 T : Temperatur, °C
 t : Waktu, detik, menit, jam
 Tb : Titik didih, °C
 TC : Temperatur Controller
 Tc : Titik kritis, °C
 th : Tebal dinding head, in
 Ts : Ketebalan dinding (in)
 ts : Tebal dinding Shell, in
 Vh : Volume head, m³
 Vs : Volume shell, m³
 Vt : Volume total, m³
 WC : Working Capital

x : Konversi
 X : Konversi, %
 Zl : Tinggi cairan, in, m, ft
 ΔP : Pressure drop, psi
 ΔT : Beda suhu
 η : Effisiensi pompa
 M : Viskositas, cP
 μ : Viskositas, Cp
 P : Densitas, kg/ m³
 ρ : Densitas, Kg/ m³



ABSTRAK

Kebutuhan metil klorida di Indonesia akan terus meningkat seiring dengan perkembangan zaman industri kimia. Metil klorida merupakan salah satu senyawa klorometana yang banyak digunakan dalam proses industri seperti solven pada industri cat maupun penghilang vernish, bahan dalam pembuatan vahan adhesives, bahan pembuatan aerosol dan banyak digunakan pada proses lainnya. Pada pabrik metil klorida ini didirikan dengan kapasitas 40.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari dengan bahan baku berupa metanol 99% dan hidrogen klorida 37%. Pabrik metil klorida ini di rencanakan bontang Kalimantan Timur karena telah tersedianya sarana penunjang dengan baik.

Proses pembuatan metil klorida ini menggunakan reaktor *Fixed Bed Multitube Reactor* (FBMR) dengan kondisi operasi : temperatur 300°C dan tekanan 8 atm dengan katalisator silika-alumina gel. Reaksi bersifat eksotermis dan proses berlangsung secara *irreversible* dengan perbandingan antara metil klorida dan air adalah 1:3. Proses pembuatan metil klorida berlangsung dalam 3 tahap yaitu : tahap penyimpanan bahan baku, tahap reaksi dan tahap pemisahan dan pemurnian produk. Dengan konversi produk utama metil klorida 80%.

Untuk kebutuhan utilitas, pabrik membutuhkan air sebanyak 428,406 kg/jam. Kebutuhan listrik diperoleh dari PLN serta generator sebagai cadangan. Dalam perancangan ini menyediakan unit kebutuhan air, steam, listrik, bahan bakar, pengolahan limbah, laboratorium dan pengolahan air. Dari analisa ekonomi, pabrik ini memerlukan *Fixed Capital Investment* sebanyak Rp. 597.831.661 dan *Working Capital* sebesar Rp. 260.083.789. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak sebesar Rp. 140.404.053. Keuntungan yang diperoleh setelah pajak sebesar Rp. 103.196.979. *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 21,508% dan *Return On Investment* (ROI) setelah pajak 15,808%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 4,65 tahun dan *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak 6,33 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 51,112%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 23,835% serta *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 28,096%.

Dengan demikian apabila ditinjau dari segi ekonomi maka pabrik metil klorida dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini menguntungkan dan layak untuk didirikan.

Kata kunci : metil klorida, metanol, hidrogen klorida, *fixed bed multitube reactor*, alumina.

ABSTRACT

The need for methyl chloride in Indonesia will continue to increase along with developments in the chemical industry. Methyl chloride is a chloromethane compound which is widely used in industrial processes such as a solvent in the paint industry and varnish remover, an ingredient in making vahan adhesives, an ingredient in making aerosols and is widely used in other processes. This methyl chloride factory was established with a capacity of 40,000 tons/year which operates for 330 days with raw materials in the form of 99% methanol and 37% hydrogen chloride. This methyl chloride factory is planned in Bontang, East Kalimantan because good supporting facilities are available.

The process of making methyl chloride uses a Fixed Bed Multitube Reactor (FBMR) with operating conditions: temperature 300°C and pressure 8 atm with a silica-alumina gel catalyst. The reaction is exothermic and the process takes place irreversibly with a ratio of methyl chloride to water of 1:3. The process of making methyl chloride takes place in 3 stages, namely: the raw material storage stage, the reaction stage and the product separation and purification stage. With the main product conversion of 80% methyl chloride.

For utility needs, the factory requires 428,406 kg/hour of water. Electricity needs are obtained from PLN and generators as backup. In this design, units for water, steam, electricity, fuel, waste processing, laboratory and water treatment are provided. From economic analysis, this factory requires Fixed Capital Investment of Rp. 597,831,661 and Working Capital of Rp. 260,083,789. The profit obtained before tax was IDR. 140,404,053. Profits after tax amounting to Rp. 103,196,979. Return On Investment (ROI) before tax is 21.508% and Return On Investment (ROI) after tax is 15.808%. Pay Out Time (POT) before tax is 4.65 years and Pay Out Time (POT) after tax is 6.33 years. Break Even Point (BEP) was 51.112%, Shut Down Point (SDP) was 23.835% and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) was 28.096%.

Thus, if viewed from an economic perspective, this methyl chloride factory with a capacity of 40,000 tons/year is profitable and feasible to establish.

Key words: methyl chloride, methanol, hydrogen chloride, fixed bed multitube reactor, alumina.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Metil klorida merupakan salah satu senyawa klorometana dengan gugus molekul CH_2Cl_2 . Senyawa klorometana ini diproduksi dari reaksi klorinasi antara metil klorida (CH_3Cl) dan klorin (Cl_2) dalam fase gas pada suhu tinggi (Harvey & Pitsch, 2000). Metil klorida merupakan cairan berat yang tidak berwarna dan berbau halus. Metil klorida bersifat mudah melarutkan zat serta memiliki nilai *solubility* yang tinggi sehingga sangat sesuai untuk digunakan sebagai pelarut dalam proses ekstraksi (Mcketta, 1979). Oleh karena sifatnya ini, metil klorida menjadi bahan yang digunakan secara luas pada proses industri. Metil klorida merupakan salah satu bahan penting yang dibutuhkan dalam industri silikon, bahan obat-obatan untuk pertanian, bahan dalam industri karet sintesis, sebagai bahan baku pembuatan dalam pabrik *methyl cellulose*, pembuatan aditif bahan bakar (Tetra Ethyl Lead), serta dapat digunakan sebagai bahan dalam industri pembersih lantai. (Kirk and Othmer, 1977).

Metil Klorida yang dihasilkan di Amerika Serikat sebanyak 92% digunakan sebagai *feedstock* dalam pembuatan bahan lanjutan metil klorosilane. Metil klorosilane digunakan dalam produksi fluida silikon, elastomer, dan resin, namun paling besar digunakan sebagai fluida silikon, yaitu sebagai bahan pembantu seperti agent antifoaming, agent pelepasan, dan pelumas ringan. Metil klorida juga digunakan dalam bidang kimia untuk produk konsumsi seperti kosmetik, *auto polishes*, pelitur *furniture*, dan lapisan kertas (OxyChem Technical Information, 2009). Metil Klorida juga digunakan dalam sintesis berbagai senyawa, dan sebagai pengekstrak untuk lemak, minyak, dan

resin. Metil klorida juga telah digunakan sebagai bahan pembakar dalam aerosol dan sebagai *refrigerant* (Spevak et al, 1976).

Di Indonesia, dengan perkembangan teknologi proses dalam industri kimia, memacu pertumbuhan industri-industri kimia (bahan pembantu proses utama), sehingga kebutuhan klorometana sebagai salah satu bahan kimia terpenting juga meningkat sejalan dengan pertumbuhan industri tersebut. Pendirian pabrik metil klorida pada tahun 2028 dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan metil klorida di Indonesia juga kebutuhan dalam negeri, mengurangi jumlah impor dan meningkatkan ekspor, menambah devisa negara dan akan membuka kesempatan terciptanya lapangan pekerjaan serta mendorong berdirinya pabrik-pabrik yang menggunakan metil klorida seperti pabrik polimer silikon, metil selulosa, dan *butyl rubber* sebagai bahan baku utama di dalam prosesnya.

1.2 Penentuan Kapasitas Perancangan Pabrik

Dalam perencanaan kapasitas perancangan pabrik metil klorida ada beberapa pertimbangan diantaranya adalah *supply* dan *demand*. *Supply* dipengaruhi oleh nilai kapasitas impor dan produksi sedangkan *demand* dipengaruhi oleh nilai ekspor dan konsumsi. Pada setiap tahun Indonesia melakukan ekspor dan impor metil klorida untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun luar negeri. Hal ini dapat dijadikan potensi dengan adanya pabrik metil klorida di Indonesia. Data potensi dapat dilihat pada Badan Pusat Statistik dari nilai ekspor dan impor tiap tahunnya. Berikut ini nilai ekspor dan impor metil klorida dalam rentan waktu 2018 hingga 2022 dapat dilihat pada Tabel 1.1

1.2.1 Supply

a. Impor

Supply suatu produk dari pemenuhan kebutuhan metil klorida di Indonesia selama ini dipenuhi oleh kegiatan impor. Data Badan

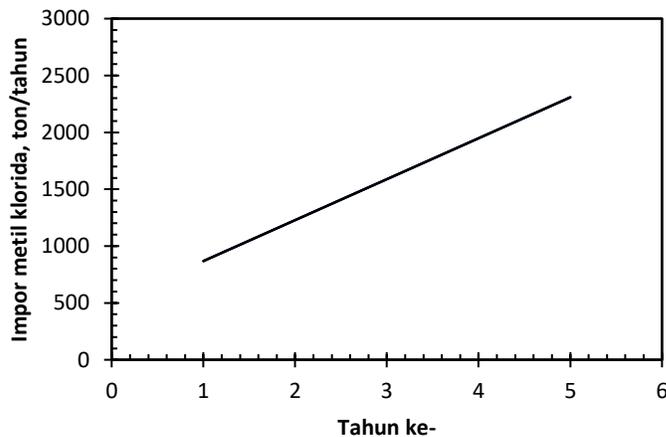
Pusat Statistik menunjukkan bahwa nilai kebutuhan metil klorida di Indonesia dari tahun 2018 s.d 2022 ditunjukkan pada Tabel 1.1

Tabel 1.1 Impor metil klorida dari tahun 2018-2022

| Tahun | Berat Impor (Ton/tahun) |
|--------------|--------------------------------|
| 2018 | 1.365 |
| 2019 | 870 |
| 2020 | 1.161 |
| 2021 | 1.892 |
| 2022 | 2.653 |

Sumber : Badan Pusat Statistik

Berdasarkan data di atas, dapat diketahui bahwa industri di Indonesia masih membutuhkan metil klorida dari luar negeri untuk memenuhi kebutuhan bahan baku dalam usahanya. Dari data impor yang tersaji dalam Tabel 1.1.



Gambar 1.1 Impor Metil Klorida dari tahun 2018 s.d 2022

Dengan menggunakan persamaan garis lurus pada grafik $y = ax + b$
Keterangan: y = kebutuhan metil klorida, ton/tahun

x = tahun ke- i

b = intersep

a = gradien garis miring

Berdasarkan Gambar 1.2, dapat diketahui bahwa kebutuhan metil klorida di Indonesia cenderung tidak stabil. Berdasarkan grafik tersebut jumlah impor tertinggi metil klorida pada tahun 2022, akan tetapi kebutuhan metil klorida pada tahun 2018 lebih besar daripada tahun 2019, hal ini membuktikan bahwa metil klorida merupakan salah satu bahan kimia yang diperlukan di Indonesia. Dengan grafik tersebut didapatkan persamaan garis:

$$y = 359,95x + 508,26 \quad (1.1)$$

Dengan menggunakan persamaan tersebut didapatkan perkiraan kebutuhan metil klorida di Indonesia untuk beberapa tahun mendatang adalah seperti pada Tabel 1.2 berikut:

Tabel 1.2 Perkiraan jumlah impor metil klorida dari tahun 2023-2028

| Tahun | Berat Impor (Ton/tahun) |
|--------------|--------------------------------|
| 2023 | 2.308,01 |
| 2024 | 2.667,96 |
| 2025 | 3.027,91 |
| 2026 | 3.387,86 |
| 2027 | 3.747,81 |
| 2028 | 4.107,76 |

1.2.2 Demand

a. Ekspor

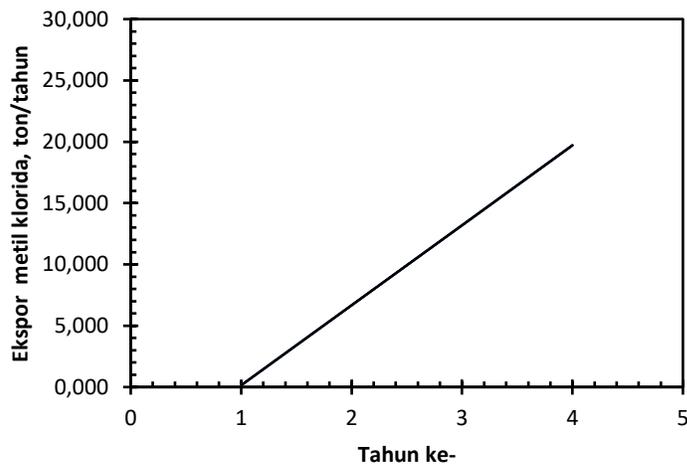
Demand suatu produk diperoleh dari produksi dalam negeri dan impor produk tersebut. Data Badan Pusat Statistik menunjukkan bahwa nilai kebutuhan metil klorida di Indonesia dari tahun 2018 s.d 2022 ditunjukkan pada Tabel 1.3

Tabel 1.3 Ekspor metil klorida dari tahun 2018-2022

| Tahun | Berat Empor (Ton/tahun) |
|-------|-------------------------|
| 2018 | 4,047 |
| 2019 | 6,835 |
| 2020 | 1,164 |
| 2022 | 27,673 |

Sumber : bps.go.id.

Peningkatan kebutuhan metil klorida dari tahun ke tahun dapat dilihat pada Gambar 1.2 dibawah ini.



Gambar 1.2 Grafik Ekspor Metil Klorida dari tahun 2018 s.d 2022

Dengan menggunakan persamaan garis lurus pada grafik $y = ax + b$

Keterangan: y = kebutuhan metil klorida, ton/tahun

x = tahun ke- i

b = intersep

a = gradien garis miring

Berdasarkan Gambar 1.2, dapat diketahui bahwa kebutuhan metil klorida di Indonesia cenderung tidak stabil. Berdasarkan grafik tersebut jumlah impor tertinggi metil klorida pada tahun 2022, akan tetapi kebutuhan metil klorida pada tahun 2016 lebih besar daripada

tahun 2020, hal ini membuktikan bahwa metil klorida merupakan salah satu bahan kimia yang diperlukan di Indonesia. Dengan grafik tersebut didapatkan persamaan garis:

$$y = 6,5207x - 6,372 \quad (1.2)$$

Dengan menggunakan persamaan tersebut didapatkan perkiraan kebutuhan metil klorida di Indonesia untuk beberapa tahun mendatang adalah seperti pada Tabel 1.4 berikut:

Tabel 1.4 Perkiraan Jumlah ekspor Metil klorida dari tahun 2023-2028

| Tahun | Berat Ekspor (Ton/tahun) |
|-------|--------------------------|
| 2023 | 26,2315 |
| 2024 | 32,7522 |
| 2025 | 39,2729 |
| 2026 | 45,7936 |
| 2027 | 52,3143 |
| 2028 | 58,8350 |

2.1 Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Kapasitas pabrik harus disesuaikan dengan kapasitas minimum pabrik yang telah berdiri terlebih dahulu karena pabrik tersebut lebih dulu memiliki analisis ekonomi terkait dengan kapasitas yang sesuai dan memberikan keuntungan. Daftar pabrik metil klorida yang telah berdiri di luar negeri dapat dilihat pada Tabel 1.5

Tabel 1.5 Kapasitas Global Metil Klorida

| No | Pabrik | Kapasitas (Ton/tahun) |
|----|---------------------------|-----------------------|
| 1 | Down Chemical, Freeport | 39.000 |
| 2 | Down Chemical, Plaquemine | 118.000 |
| 3 | Down Corning, Carrolton | 205.000 |
| 4 | Down Corning, Midland | 91.000 |
| 5 | Ge Plastics, Waterford | 75.000 |
| 6 | Vulcan Chemical, Giesmar | 77.000 |
| 7 | Vulcan Chemical, Wichita | 41.000 |

Sumber : www.icis.com

Dari tabel 1.4 di atas dapat diketahui kapasitas minimal pabrik yang telah beroperasi adalah Down Chemical, Freeport dengan kapasitas 39.000 ton/tahun. Kapasitas pabrik yang didirikan harus berada diatas kapasitas minimal atau paling tidak sama dengan pabrik yang telah berdiri. Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan diatas dimana perkiraan kebutuhan metil klorida di Indonesia pada tahun 2028 sebesar 58,8350 ton/tahun, sedangkan pabrik yang telah berdiri dengan kapasitas minimal adalah perusahaan *Down Chemical* berlokasi di *Freeport* dengan kapasitas 39.000 ton/tahun. Atas dasar pertimbangan-pertimbangan tersebut, maka dirancang pabrik metil klorida dengan kapasitas sebesar 40.000 ton/tahun, dengan demikian dapat memenuhi kebutuhan keseluruhan metil klorida di Indonesia dan sisanya akan di ekspor ke luar negeri untuk menambah devisa negara Indonesia. Pabrik metil klorida kapasitas 40.000 ton/tahun direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2028.

1.3. Tinjauan Pustaka

Untuk memenuhi kualitas produk yang sesuai dengan perancangan ini, maka mekanisme pembuatan metil klorida dirancang dengan beberapa variabel utama, yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, serta pengendalian kualitas.

1.3.1 Metil Klorida

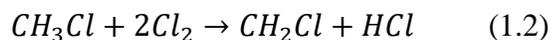
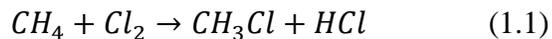
Metil klorida atau disebut klorometana merupakan senyawa organik yang mengandung gugus klorida dengan rumus CH_3Cl , mempunyai sifat-sifat antara lain berupa zat cair tidak berwarna yang mudah menguap, berbau khas, larut dalam air, titik didih 249 K sehingga disimpan dalam tekanan 12 atm , dan densitas 353 g/l. (Perry and Green, 1984).

Macam-macam proses pembuatan Methyl Chloride secara komersial yang dikembangkan saat ini adalah :

1. Proses klorinasi dengan bahan baku metana

Pada proses klorinasi metana, *methyl chloride* bukan merupakan produk tunggal, karena terbentuk produk lain seperti karbon tetra klorida dan kloroform. Pada klorinasi metana digunakan klorin dan metana sebagai bahan baku dalam fase gas. Reaksi berjalan secara eksoterm dengan suhu reaksi 400-500°C dan tekanan 12 atm, sehingga sangat diperlukan pengontrolan suhu (Kirk Othmer, Vol 5, 1997). Suhu yang lebih tinggi dapat menyebabkan *methyl chloride* terurai menjadi metilen dan HCl. Reaksi pada suhu tinggi dapat menyebabkan terjadinya polimerisasi dan dapat merusak katalisator. Kesulitan lain yang dihadapi adalah mengganti katalisator yang sudah tidak aktif lagi serta pendingin yang cukup untuk mempertahankan suhu (Mc. Ketta, 1990).

Reaksi klorinasi metana :



Proses klorinasi metana memerlukan tekanan yang tinggi di atas tekanan atmosferis dan menghendaki kemurnian metana tinggi, sehingga diperlukan alat *cryogenic* destilasi untuk treatment gas alam. Kebutuhan investasi peralatan ini cukup mahal dan yield proses klorinasi metana yaitu sekitar 80- 85% (Kirk Othmer , Vol 5, 1997).

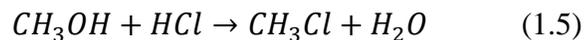
Keuntungan proses metana klorida :

- a. Bahan baku klorin cenderung memiliki impuritas air tinggi.
- b. Proses dapat dilakukan dalam fase cair atau gas

Kelemahan proses metana klorida :

- a. Bahan baku mahal
 - b. Yield produk lebih rendah
 - c. Kondisi operasi lebih tinggi
 - d. Metil klorida sebagai produk utama, tanpa ada produk samping
2. Proses Hidroklorinasi dengan bahan baku metanol dan hidrogen klorida

Proses hidroklorinasi merupakan proses dimana atom halogen yang berasal dari asam klorida bergabung dengan suatu senyawa organik. Dimana metil klorida dihasilkan oleh reaksi antara CH_3OH dan HCl dengan bantuan katalis. Uap metanol dan HCl diumpankan secara equimolar.



Metanol asam klorida metil klorida air Campuran gas kemudian dimasukkan ke dalam reaktor batch jenis fixed bed multitube pada suhu $300^\circ C$ dan tekanan 8 atm. Yield yang diperoleh cukup tinggi yaitu: 99% methanol menjadi metil klorida, dengan menggunakan katalis gamma alumina yang kemudian dipisahkan antara pengotor dan produknya yaitu metil klorida kemudian dimurnikan (Thyagarajan, M.S.,et all,1966).

Adapun keuntungan Proses Hidroklorinasi Metanol:

- a. Kemurnian bahan baku dipasaran tinggi
- b. Kondisi Operasi rendah
- c. Yield produk metil klorida tinggi
- d. Produk samping memiliki nilai kecil

Kelemahan Proses Hidroklorinasi Metanol:

- a. Korosif akibat adanya HCl dalam H_2O

Perbandingan macam-macam proses pembuatan metil klorida dapat dilihat pada Tabel 1.6.

Tabel 1.6 Perbandingan Proses

| No | Aspek Pemanding | Klorinasi Metana | Hidroklorinasi Metanol dan Asam Klorida |
|----|-----------------|-----------------------|-----------------------------------------|
| 1. | Jenis Reaksi | Banyak reaksi samping | Reaksi tunggal |
| 2. | Bahan Baku | CH_4 dan Cl_2 | HCl dan CH_3OH |
| 3. | Tekanan Operasi | 12 atm | 8 atm |
| 4. | Suhu | 400°C – 500°C | 300°C – 350°C |
| 5. | Konversi | 90% | 95% |
| 6. | Yield Proses | 80%-85% | 90%-99% |
| 7. | Katalis | $FeCl_3$ | Al_2O_3 |
| | Sumber | (Kirk & Othmer,1997) | (Fait & Keyes, 1955) |

Berdasarkan perbandingan proses (Tabel 1.6) Proses hidroklorinasi metanol dan asam klorida dipilih dengan alasan sebagai berikut :

1. Raw material mudah didapat di dalam negeri sehingga kelangsungan akan penyediaan bahan baku terjamin.
2. Konversi dan kemurnian lebih tinggi yaitu mencapai 98%.
3. Suhu dan tekanan lebih rendah yaitu 300°C dan 8 atm agar tidak menyebabkan katalisator mudah rusak dan menyebabkan metil klorida terurai menjadi metilen dan asam klorida (Mc. Ketta,1990).
4. Proses hidroklorinasi metanol dan asam klorida lebih stabil dibandingkan klorinasi metana.
5. Kondisi operasi proses relatif lebih rendah sehingga mudah dalam pengontrolan alat dan hemat energi.
6. Produk yang dihasilkan mempunyai kemurnian yang tinggi sehingga dapat dijual dengan harga tinggi pula.
7. Pabrik metil klorida yang sudah berdiri terutama di Amerika banyak menggunakan proses hidroklorinasi metanol.

1.3.2 Konsep Reaksi

Proses pembuatan metil klorida dari metanol dan asam klorida dengan katalisator gamma alumina (Al_2O_3) dilakukan melalui hidroklorinasi dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi hidroklorinasi metanol dengan asam klorida merupakan reaksi orde 2. Reaksi hidroklorinasi metanol berlangsung di dalam reaktor fixed bed multitube pada temperatur 100 – 300°C dan tekanan 8 atm. Reaksi dalam reaktor bersifat eksotermis, sehingga untuk mengontrol temperatur diperlukan dowtherm A sebagai media pendingin (Tyagarajan, M.S., et al, 1966).

1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis dan arah reaksi (*reversible/irreversible*). Penentuan panas reaksi berjalan secara endotermis atau eksotermis dapat diketahui dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f) pada tekanan atm dan suhu.

Nilai (ΔH_f) masing-masing komponen pada suhu. dapat dilihat pada Tabel 1.7 sebagai berikut.

Tabel 1.7 Nilai (ΔH_f) masing-masing komponen

| Komponen | $(\Delta H_f)kJ/mol$ | $(\Delta G_f)kJ/mol$ |
|--------------------|----------------------|----------------------|
| CH ₃ OH | -201,17 | -162,51 |
| HCl | -92,3 | -95,30 |
| CH ₃ Cl | -86,32 | -62,89 |
| H ₂ O | -241,8 | -228,60 |

(Sumber : Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}\Delta H_{o_r} &= \Delta H_f \text{Produk} - \Delta H_f \text{Reaktan} \\ \Delta H_{o_r} &= ((\Delta H_f \text{CH}_3\text{Cl} + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{CH}_3\text{OH} + \Delta H_f \text{HCl})) \\ \Delta H_{o_r} &= ((-86,320) + (-241,800)) - ((-201,170) + (-92,300)) \\ \Delta H_{o_r} &= ((-328,12) - (-293,47)) \\ \Delta H_{o_r} &= -34,65 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_{o_r} &= -34,650 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Reaksi pembuatan metil klorida adalah reaksi eksotermis, selama reaksi dibebaskan panas. Hal ini ditunjukkan oleh harga entalpi yang negatif, yaitu sebesar -34.650 J/mol. Karena harga ΔH_r bernilai negatif, sehingga reaksi bersifat eksotermis.

Untuk mengetahui apakah reaksi berlangsung secara *irreversible* atau *reversible* dapat dilihat dari harga K (konstanta kesetimbangan reaksi) dengan data ΔG_{o_f} Gibbs Energi adalah :

$$\begin{aligned}\Delta G_{o_f} &= \Delta G_f \text{Produk} - \Delta G_f \text{Reaktan} \\ \Delta G_{o_f} &= ((\Delta G_f \text{CH}_3\text{Cl} + \Delta G_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G_f \text{CH}_3\text{OH} + \Delta G_f \text{HCl})) \\ \Delta G_{o_f} &= ((-62,89) + (-228,60)) - ((-162,51) + (-95,3)) \\ \Delta G_{o_f} &= ((-291,49) - (-257,81)) \\ \Delta G_{o_f} &= -33,68 \text{ kJ/mol} \\ \Delta G_{o_f} &= -33,680 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Dari nilai ΔG_{o_f} sebesar -33,68 kJ/mol tersebut kemudian nilai K (konstanta kesetimbangan reaksi) dapat reaksi tidak terjadi bolak balik (*irreversible*) Karena delta G < 0 kJoule/mol.

ditentukan berdasarkan persamaan berikut :

$$\Delta G = -RT \ln K \quad (1.7)$$

(Smith dan Van Ness, 1987)

$$\begin{aligned}K_{298} &= e^{\frac{-\Delta G}{RT}} \\ K_{298} &= e^{\frac{(33.680)}{(8,314 \times 298)}}\end{aligned}$$

$$K_{298} = e^{\frac{(33.680)}{(2.477,6)}}$$

$$K_{298} = 8,013 \times 10^5$$

$$\ln \frac{K}{K_0} = \frac{\Delta H}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right)$$

Suhu reaksi rata-rata adalah 573 K. Harga K pada suhu 573K adalah :

$$\ln \frac{K_{573}}{K_{298}} = \frac{\Delta H_{298}}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right)$$

$$K_{573} = K_{298} \exp \left[\frac{-\Delta H_{298}}{R} \left[\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right] \right]$$

$$K_{573} = 8,013 \times 10^5 \exp \left[\frac{-34.650}{8,314} \left[\frac{1}{573} - \frac{1}{298} \right] \right]$$

$$K_{573} = 6,588 \times 10^8$$

(Levenspiel, 1999)

Nilai konstanta kesetimbangan sangat besar, sehingga reaksi berjalan searah (*irreversible*).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi hidroklorinasi metanol merupakan reaksi orde dua, dengan persamaan kecepatan reaksi:

$$-r_A = k \cdot Pa^2 \quad (1.8)$$

Dengan, Pa = tekanan parsial CH₃OH Dilihat dari segi kinetika, kecepatan reaksi hidroklorinasi metanol akan bertambah cepat dengan kenaikan temperatur. Berdasarkan persamaan Arrhenius :

$$k = A \cdot e^{-\frac{E}{RT}} \quad (1.9)$$

Atau

$$\ln k = \ln A - \frac{E}{RT} \quad (1.10)$$

Keterangan :

k = konstanta kecepatan reaksi

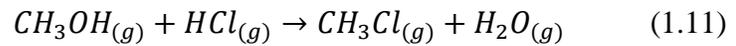
A = faktor frekuensi tumbukan

E = energi aktivasi (19,178 kalori/mol)

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

T = temperatur operasi (573,15 K)

Harga konstanta reaksi adalah sebagai berikut:



Data kinetika reaksi :

Tabel 1.8 Data kinetika reaksi

| | | |
|---|---------------------|---------------|
| A | $2,615 \times 10^3$ | 1/h |
| E | 18,860 | cal./gram mol |
| R | 1,987 | kal/mol K |

Konstanta kecepatan reaksi :

$$K = 2,615 \times 10^3 e^{-18.860/RT} \quad (1.12)$$

Dengan menggunakan persamaan k tersebut, didapatkan nilai k :

$$k = 0,5268 \text{ kmol/h.m}^3 \quad (1.13)$$

(Tyagarajan.M.S., et all, 1966)

BAB II
PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Tabel 2.1 Spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung

| Sifat Fisis | Produk | Bahan Baku | | Bahan Pendukung | |
|-----------------------------------------|---------------|-----------------|------------------|---------------------|---------------------|
| | Metil klorida | Metanol | Asam klorida | Alumunium | Air |
| Rumus molekul | CH_3Cl | CH_3OH | HCl | Al_2O_3 | H_2O |
| Kenampakan | Cairan bening | Cairan bening | Gas tak berwarna | Padatan warna putih | Cairan tak berwarna |
| Berat molekul, g/mol | 50,488 | 32,042 | 36,46 | 101,96 | 18 |
| Titik lebur, °C | -97,7 | -97,8 | -114,2 | 2072 | 0 |
| Titik didih, °C | -24,2 | 64,7 | -85,05 | 2977 | 100 |
| Suhu kritis, °C | 143,1 | 240 | -118,15 | | 647,3 |
| Densitas, g/cm^3 | 0,921 | 0,787 | 1,18 | 3,95-4,1 | 1,027 |
| Tekanan kritis, atm | 65,9 | 8096 | 82,5 | 1 | 218,2 |
| Kelarutan, g/100 ml air | 0,9 | Larut dalam air | 67,3 | Tidak larut | Larut |
| Kemurnian, % | 99,9 | 99,3 | 100 | 97 | 100 |
| ΔH_f (liquid) pada 25 °C, J/mol | -86,320 | -201,170 | -92,312 | - | -241.800 |
| ΔG_f (liquid) pada 25 °C, J/mol | -62,890 | -162,620 | -95,303 | - | -228.600 |
| Viscosity, 20 °C, cp | 0,244 | 0,544-0,59 | 0,0156 | - | 0,82 |

(Sumber : Yaws,1999)

Tabel 2.2 *Safety Data* bahan baku, produk dan bahan pembantu dalam proses

| Senyawa | Sifat Bahan | Efek Pada Tubuh | Pencegahan |
|--------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| CH ₃ OH | <ul style="list-style-type: none"> • Tidak berbau • Mudah Menyala • Mudah terbakar dan meledak • Flammable Limits %-v: LEL5, UEL15 | <ul style="list-style-type: none"> • Luka bakar jika terjadi kontak fisik. • Tidak efek kontak mata yang telah dilaporkan. • Tertelan bukanlah rute yang teramati paparan bahan berbahaya gas. | <ul style="list-style-type: none"> • Hindari kontak dengan sumber api, seperti api rokok, dll. • Letakkan di tempat dengan ventilasi cukup. • Selalu pastikan tabung gas tertutup/tidak bocor. • Pastikan keran selang terbuka saat gas dialirkan. |
| HCl | <ul style="list-style-type: none"> • Berbau Pedih • Mudah terbakar | <ul style="list-style-type: none"> • Korosi kulit • Kerusakan Mata • Iritasi saluran pernafasan | <ul style="list-style-type: none"> • Hindari menghirup debu/ asap/ gas/ kabut/ uap/ semburan. • Gunakan hanya di luar ruangan atau di tempat yang berventilasi baik. • Hindarkan pelepasan ke lingkungan. • Kenakan sarung tangan pelindung/ pakaian pelindung/ pelindung mata/ pelindung wajah/ perlindungan pendengaran |
| Al ₂ O ₃ | <ul style="list-style-type: none"> • Tidak Berbau • Tidak Berwarna • Bentuk Cair • Tidak Mudah terbakar | aman | aman |
| CH ₃ Cl | <ul style="list-style-type: none"> • Berisi gas bertekanan tinggi dan cairan dingin dapat menyebabkan ledakan, terbakar atau cedera | <ul style="list-style-type: none"> • Konsentrasi tinggi menyebabkan asphyxiant, kontak dengan cairan dapat menyebabkan frostbite (terbakar hebat dan kerusakan jaringan badan) | <ul style="list-style-type: none"> • Lakukan monitoring dengan alarm untuk mengindikasikan kondisi tidak aman. Gunakan alat monitoring yang memadai untuk memastikan konsentrasi oksigen dan karbondioksida berada dalam level yang aman |

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) meliputi pengendalian kualitas bahan baku, proses, dan produk, semuanya termasuk dalam jaminan kualitas. Sebuah produk dikatakan bermutu tinggi jika nilai kualitas dan kuantitasnya luar biasa. Sumber daya mentah, prosedur, perencanaan, bahan pembantu, dan produk yang luar biasa, semuanya berkontribusi pada kualitas yang unggul. Dapat diambil kesimpulan bahwa pengendalian kualitas merupakan suatu perlakuan untuk mempertahankan serta meningkatkan kualitas produk agar layak dipasarkan kepada konsumen. Pengendalian kualitas pada pabrik metil klorida dari metanol dan asam klorida ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses, dan pengendalian kualitas produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengontrol kondisi operasi bahan baku agar produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta tepat waktu sesuai jadwal. Oleh sebab itu dibutuhkan pengujian terhadap kualitas bahan baku pada pabrik metana dari air limbah penyamakan kulit ini, dilakukan beberapa kontrol bahan baku berupa kandungan metanol dan hidrogen klorida. Selain itu dilakukan juga pengujian kualitas terhadap bahan-bahan pembantu yaitu katalis gamma alumina dengan dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat di proses di dalam pabrik. Uji yang dilakukan antara lain uji densitas, viskositas, kadar komposisi komponen, dan kemurnian bahan baku.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian proses produksi dilakukan agar dapat mengetahui analisa produk sesuai atau tidak dengan yang diharapkan. Maka jika terdapat kesalahan pada proses produksi dapat diketahui dan diatasi dengan cepat. Selain itu, pengendalian waktu produksi juga dibutuhkan untuk mengefisiensikan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

Adapun alat-alat kontrol yang digunakan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi suhu dan tekanan. Pengaturan alat kontrol yang diatur dalam kondisi tertentu diantaranya :

1. *Temperature Controller* (TC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat dan bila terjadi perubahan maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu serta dapat melakukan pengendalian.
2. *Level Indicator Controller* (LI), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat.
3. *Pressure Controller* (PC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
4. *Flow Controller* (FC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
5. *Level Controller* (LC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Waktu Produksi

Pengendalian waktu dibutuhkan agar waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung dapat diminimalkan.

2.4.4 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk mengontrol produk yang diinginkan, Kualitas produk harus terjaga kualitasnya dengan cara pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* agar layak dipasarkan kepada konsumen. Adanya penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku buruk, operasi dan kerusakan alat. Dari hasil monitor, analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan dapat diketahui apabila terjadi penyimpangan. Untuk mengetahui apakah produk sudah sesuai dengan standar, maka dilakukan pengujian terhadap produk seperti pengujian densitas, viskositas, komposisi komponen produk dan kemurnian produk.

2.4.5 Pengendalian Kuantitas

Pada pengendalian kuantitas perlu adanya pengecekan mesin, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain, ketersediaan bahan baku serta ketelitian operator. Apabila terjadi kesalahan, perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi dengan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material

Diagram alir kualitatif akan digunakan untuk pemahaman alur bahan baku dan produk dalam proses, sementara diagram alir kuantitatif akan digunakan untuk memberikan gambaran detail tentang jumlah bahan, energi, dan parameter kunci lainnya yang terlibat dalam operasi pabrik. Dengan pemahaman yang kuat tentang konsep ini, pabrik dapat dirancang dengan lebih baik dan operasinya dapat dioptimalkan.

3.2 Uraian Proses

Proses pembentukan metil klorida dari metanol dan asam klorida dilakukan dengan tahap-tahap sebagai berikut ini :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemisahan dan pemurnian produk

Uraian proses dibagi 3 tahap secara lengkap adalah sebagai berikut ini:

1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku untuk pembuatan metil klorida merupakan metanol dan asam klorida. Hidrogen Klorida (HCl 37%) dari tangki penyimpanan (T-01) pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C dipompa menjadi 8 atm kemudian diuapkan menggunakan vaporizer (V-01) dengan jenis selongsong dan tabung yang bekerja pada tekanan 8 atm dan suhu 30°C hasil penguapannya diumpankan ke alat separator (SP-01) untuk memisahkan gas hidrogen klorida (HCl). Kemudian hasil bawah berupa liquid yang tidak teruapkan dari separator di-recycle kembali ke vaporizer (V-01) sedangkan hasil atas berupa uap dari separator dipanaskan di heater (HE-01), dengan suhu umpan masuk 30°C dan

keluar dari heater (HE-01), suhu meningkat menjadi 300°C dengan tekanan 8 atm.

Kemudian bahan baku metanol (CH₃OH 98%) dari tangki penyimpanan (T-02) pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C dipompa dengan kondisi suhu 30 °C dan tekanan 8 atm, juga diumpankan ke vaporizer (V-02) untuk diuapkan pada kondisi operasi 30 °C dan tekanan 8 atm. Setelah itu gas metanol yang telah terbentuk dipisahkan menggunakan separator (SP-02). Kemudian hasil bawah berupa liquid yang tidak teruapkan dari separator di-recycle kembali ke vaporizer (V-02) sedangkan hasil atas berupa uap dari separator dipanaskan di heater (HE-02) dari suhu masuk 30 °C dan tekanan 8 atm menjadi suhu 300 °C dan tekanan nya tetap 8 atm. Kedua bahan baku dengan komposisi reaktan berbanding 1:3, kemudian diumpankan ke reaktor (R-01) dengan jenis reaktor *fixed bed multitube* dan menggunakan katalis padat berupa gamma alumina (Al₂O₃). Reaksi yang terjadi di reaktor berada pada kondisi operasi 300 °C dan tekanan 8 atm.

2. Tahap Reaksi dalam Reaktor

Umpan masuk reaktor meliputi gas campuran methanol (CH₃OH 98%), asam klorida (HCl 37%), dan air (H₂O 63%) yang keluar dari heater (HE-01) dan heater (HE-02). Reaksi hidroklorinasi metanol dan hidrogen klorida dijalankan dalam reaktor *fixed bed multitube* (R-01) yang bekerja secara adiabatik, pada kondisi masuk suhu 300°C dan tekanan 8 atm sedangkan kondisi keluarnya adalah suhu 367,7°C dan tekanan 7,75 atm. Di dalam reaktor terjadi reaksi hidroklorinasi metanol yang menghasilkan produk metil klorida dan HCl dengan konversi 95%, dengan katalis alumina gel (Al₂O₃). Reaksi bersifat eksotermis, sehingga diperlukan diperlukan pendingin *Waste Heat Boiler* (WHB-01) untuk mengontrol reaksi dengan cara mendinginkan komponen kimia dan menguapkan air.

3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Dalam reaktor terjadi reaksi antara metanol (CH_3OH) dan hidrogen klorida (HCl) menjadi metil klorida (CH_3Cl) dan metanol (CH_3OH) reaksi bersifat eksotermis. Maka, untuk mempertahankan kisaran suhu operasi reaktor (R-01) dilengkapi dengan sistem pemanas yang dialirkan diluar pipa. Produk yang keluar dari reaktor (R-01) berupa hidrogen klorida (HCl) sisa, metil klorida (CH_3Cl), metanol (CH_3OH) serta air (H_2O). Selanjutnya diturunkan suhunya hingga suhu $160^\circ C$ menggunakan alat *wash heat boiler* WHB-01 kemudian mendinginkan gas keluar reaktor (R-01) dengan media pendingin air yang menguap pada suhu $150^\circ C$. Kemudian kondensor parsial (CDP-01) untuk menghubungkan metanol (CH_3OH) dan air (H_2O) sedangkan hidrogen klorida (HCl) merupakan bahan yang tidak diembunkan untuk itu membutuhkan alat kondensor parsial (CDP-01) dari suhu masuk $160^\circ C$ dan tekanan 7,75 atm sedangkan suhu keluar $90,7^\circ C$ dan tekanan 3 atm dipisahkan separator (SP-03). terpisahnya hasil atas dibutuhkan udara untuk bereaksi dan juga untuk menyerap agar tidak terjadi kerusakan seperti terpecah, tervakum, dan terjadi ledakan. Gas hidrogen klorida (HCl) keluar dari atas separator dialirkan menuju absorber (AB-01) yang kemudian di pisahkan gas sisa hidrogen klorida dan air dipisahkan dan dibuang. Sedangkan cairan yang keluar dari bawah separator (SP-03) berupa metil klorida, metanol dan air yang alirkan menuju heater (HE-03) untuk memanaskan gas yang berasal dari separator (SP-03) kemudian menuju dihubungkan oleh menara destilasi (MD-01) untuk memurnikan metil klorida (CH_3Cl) dan metanol (CH_3OH) yang akan keluar sebagai hasil atas dan di dinginkan kemudian disimpan dalam tangki produk. Menara destilasi (MD-01) berfungsi sebagai memisahkan metanol dan air dalam menara destilasi (MD-01) menara ini menghasilkan metil klorida sebagai hasil atas yang akan disimpan pada tangki penampung produk sedangkan hasil bawah berupa air (H_2O), metanol (CH_3OH) dan metil klorida (CH_3Cl) yang

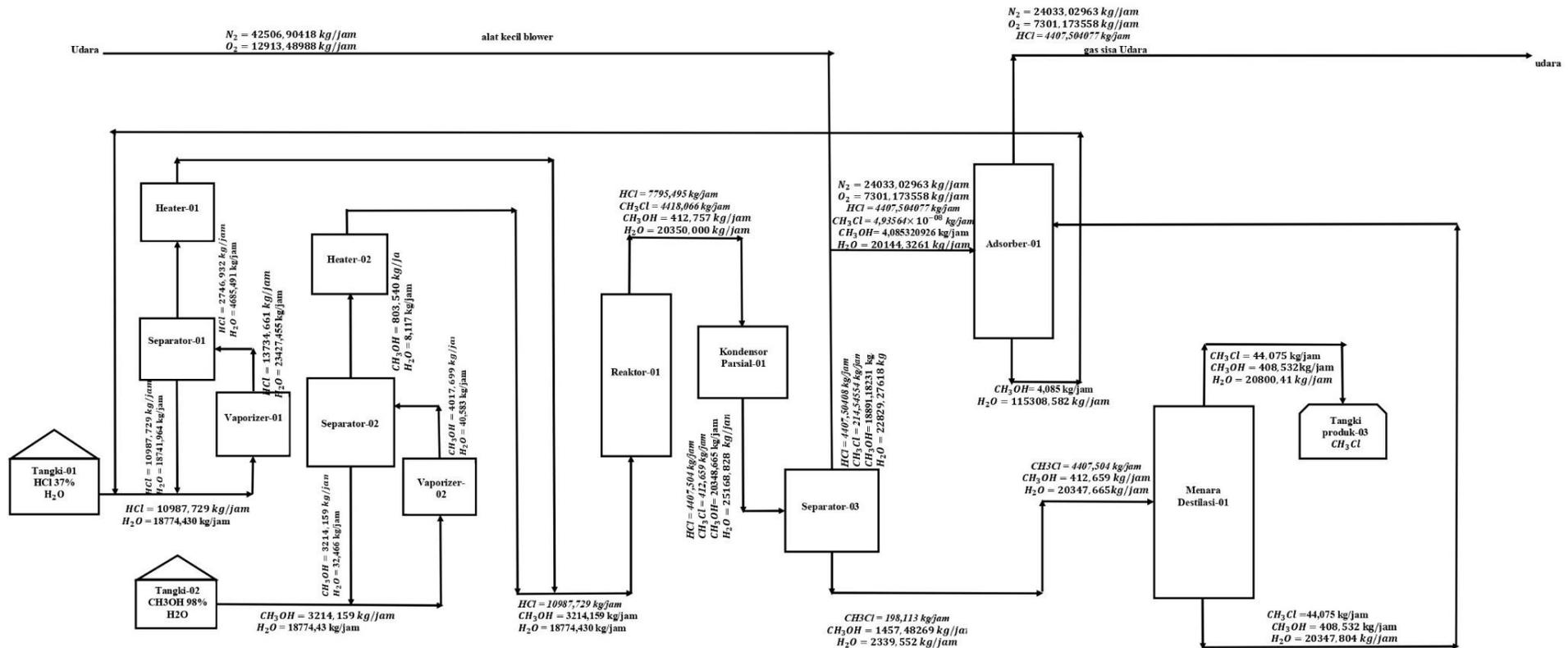
kemudian menguapkan cairan dari menara destilasi (MD-01) dengan menggunakan reboiler (RB-01) dan pompa (P-06) kemudian didinginkan menggunakan alat *cooler* (CL-01) selanjutnya menggunakan alat absorber (ABS-01) sebagai media penyerap hasil atas berupa gas sisa penguapan air (H_2O) akan dibuang melalui lingkungan udara sedangkan hasil bawah berupa asam klorida (HCl) didaur ulang kembali (*Recycle*).

4. Diagram Alir Kuantitatif

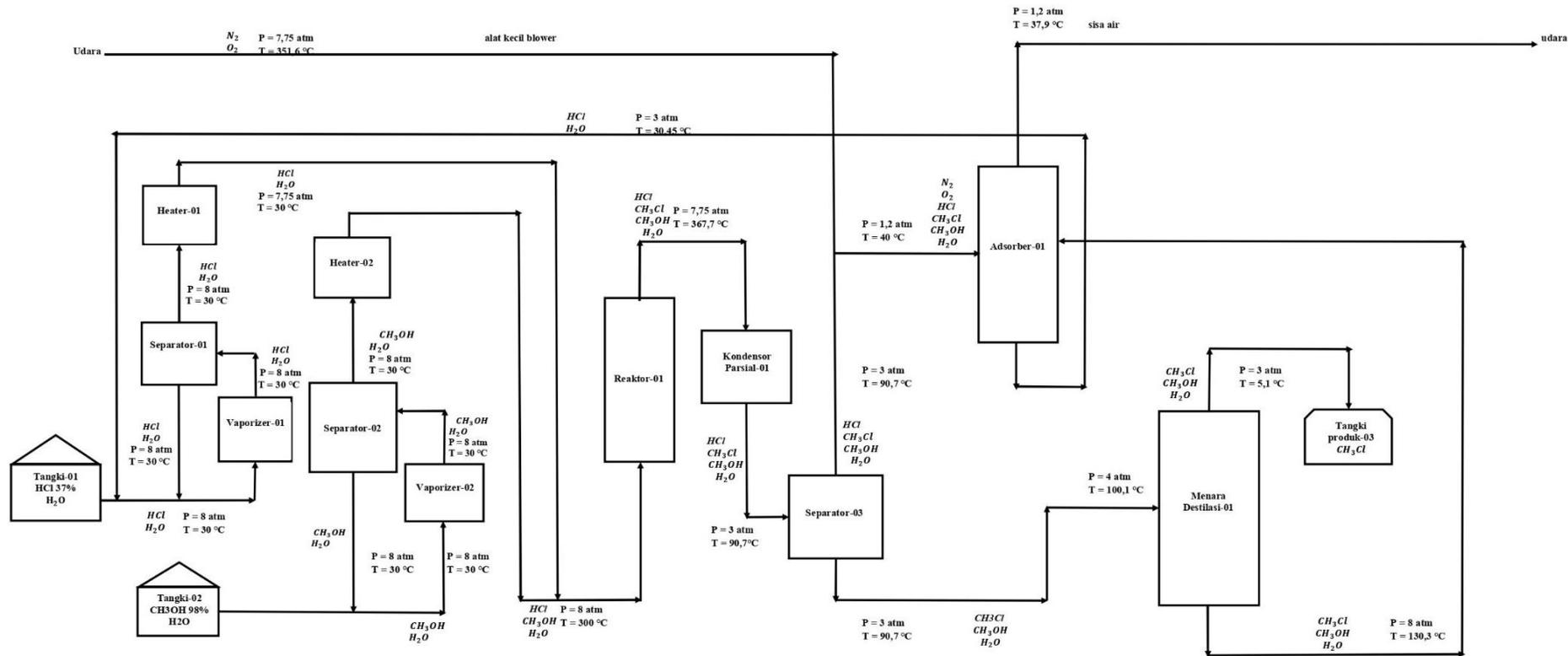
Diagram alir kuantitatif adalah susunan blok yang menggambarkan proses pembuatan metil klorida dari metanol dengan asam klorida, dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir beserta laju alirnya (dalam kg/jam), seperti dilihat pada gambar 3.1.

5. Diagram Alir Kualitatif

Diagram alir kualitatif adalah susunan blok yang menggambarkan proses pembentukan metil klorida dari metanol dengan asam klorida, yang dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir dan tiap blok mewakili alat tertentu yang dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir dan tiap blok mewakili alat tertentu yang dilengkapi data kondisi operasi (P dalam atm dan T dalam C), seperti pada gambar 3.2



Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

a. Menara Destilasi (MD)

Tabel 3.1 Spesifikasi menara destilasi

| Spesifikasi Alat | Menara Destilasi (MD-01) |
|-------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Fungsi | Memisahkan campuran CH_3Cl , CH_3OH dan H_2O hasil dari separator (SP-03). Hasilnya cairan akan dialirkan menuju menara destilasi (MD-02) sedangkan hasil uap akan dialirkan menuju tangki produk (T-03). |
| Jenis | Menara destilasi dengan <i>sieve tray</i> |
| Material | Carbon Steel SA 283 Grade C |
| Harga | \$ 178.203 |
| Puncak menara destilasi | |
| Tekanan | 6,5 bar |
| Suhu embun | 341,76 K |
| Suhu didih | 351,62 K |
| Umpan menara destilasi | |
| Tekanan | 6,6 bar |
| Suhu didih | 351,76 K |
| Dasar menara destilasi | |
| Tekanan | 4,1 bar |
| Suhu didih | 416,8 K |
| Spesifikasi alat | |
| Jumlah plate minimum | 3 |
| Reflux minimum | 0,0126 |
| Reflux operasi | 0,1291 |
| Jumlah plate ideal | 10 |

| | |
|---------------------|-------------|
| Jumlah plate aktual | 20 |
| Diameter menara | 1 m |
| Tinggi menara | 9,771 m |
| Bahan konstruksi | Baja karbon |

b. Separator (SP)

Tabel 3.2 Spesifikasi Separator

| Spesifikasi Alat | Separator (SP-01) | Separator (SP-02) | Separator (SP-03) |
|------------------|-----------------------------------------------|--------------------------------------------------------------|---------------------------------------------------------|
| Fungsi | Memisahkan uap-cair HCl dari vaporizer (V-01) | Memisahkan uap-cair CH ₃ OH dari vaporizer (V-02) | Memisahkan asam klorida, metil klorida, metanol dan air |
| Jenis | Vertikal separator | Vertikal separator | Vertikal separator |
| Bahan | Baja karbon | Baja karbon | Baja karbon |
| Fase | Cair dan uap | Cair dan uap | Cair dan uap |
| Jumlah | 1 | 1 | 1 |
| Suhu | 303,15K | 303,15K | 313K |
| Tekanan | 8 bar | 8,106 bar | 6,7 bar |
| Diameter | 2,4 m | 6,1 m | 2,4m |
| Volume | 0,3 m ³ | 0,2 m ³ | 0,77 m ³ |
| Tebal | 3,16 inch | 3,16 inch | 3,16 inch |
| Tinggi | 7,2 m | 18,3 m | 7,2 m |
| Harga | \$ 14.256 | \$ 15.682 | \$ 21,384 |

3.3.3 Spesifikasi Alat Pendukung

a. Kondensor

Tabel 3.3 Spesifikasi Kondensor (CD-01)

| Spesifikasi Alat | Kondensor (CD-01) | |
|--------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------|
| Fungsi | Mengembunkan uap CH ₃ Cl, CH ₃ OH dan H ₂ O dari puncak menara destilasi (MD-01) | |
| Jenis | Penukar kalor selongsong dan tabung | |
| Bahan Konstruksi | Baja Karbon | |
| Jumlah | 1 | |
| Kondisi Operasi | | |
| | Masuk | Keluar |
| Suhu, °C | 18,4 | 13,1 |
| Tekanan, bar | 4 | |
| <i>Mechanical Design</i> | | |
| Ho | 0,158 kJ/m ² .s.K | |
| Hio | 2,887 kJ/m ² .s.K | |
| Uc | 0,150 kJ/m ² .s.K | |
| Ud | 0,7000 kJ/m ² .s.K | |
| Rd Terhitung | 13,781 m ² .s.K/kJ | |
| Rd Minimum | 0,882 m ² .s.K/kJ | |
| Pressure Drop Shell | 2,951 Pa | |
| Pressure Drop Tube | 22,3 Pa | |
| | Shell | Tube |
| ID | 0,1575584976 kJ/m ² .s.K | 2,88638 kJ/m ² .s.K |
| Uc | 0,150 kJ/m ² .s.K | |
| Ud | 0,7000 kJ/m ² .s.K | |
| Rd | 13,781 m ² .s.K/kJ | |
| Rdmin | 0,882 m ² .s.K/kJ | |
| ΔP | 2,951 bar | 22,211 bar |
| ΔP max | 2,2211x10 ⁻⁰⁴ bar | 0,011 bar |
| Harga | \$ 57.025 | |

b. Kondensor Parsial

Tabel 3.4 Spesifikasi Kondensor Parsial (CDP-01)

| Spesifikasi Alat | Kondensor Parsial (CDP-01) | |
|------------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------|--|
| Fungsi | Mengembunkan gas CH ₃ Cl, CH ₃ OH dan H ₂ O dari gas HCl | |
| Jenis | Penukar kalor selongsong dan tabung | |
| Bahan Konstruksi | Baja Karbon | |
| Jumlah | 1 | |
| Kondisi Operasi | | |

| | Masuk | Keluar |
|----------------------------|--------------------------------|-------------------------------|
| Suhu | 160 °C | |
| Tekanan | 3 atm | |
| Mechanical Design | | |
| Ho | 0,297 kJ/m ² .s.K | Ho |
| Hio | 17,787 kJ/m ² .s.K | Hio |
| Uc | 0,886 kJ/m ² .s.K | Uc |
| Ud | 0,868 kJ/m ² .s.K | Ud |
| Rd Terhitung | 0,024 m ² .s.K/kJ | Rd Terhitung |
| Rd Minimum | 0,177 m ² .s.K/kJ | Rd Minimum |
| Pressure Drop Shell | 2,34906 x10 ⁻⁰⁵ bar | Pressure Drop Shell |
| Pressure Drop Tube | 0,037 bar | Pressure Drop Tube |
| | Shell | Tube |
| ID | 0,297 kJ/m ² .s.K | 17,787 kJ/m ² .s.K |
| Uc | 0,886 kJ/m ² .s.K | |
| Ud | 0,868 kJ/m ² .s.K | |
| Rd | 0,024 m ² .s.K/kJ | |
| Rdmin | 0,177 m ² .s.K/kJ | |
| ΔP | 2,349 x10 ⁻⁰⁵ bar | 0,037 bar |
| ΔP max | 0,345 bar | 0,610 bar |
| Harga | \$ 55.599 | |

c. Akumulator

Tabel 3.5 Spesifikasi Akumulator

| Spesifikasi Alat | Tangki akumulator (AC-01) |
|-------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Fungsi | Menampung sementara cairan hasil Condensor -01 (CD-01) yang kemudian akan dialirkan menuju tangki produk. |
| Jenis | <i>Horizontal Cyliner Tank</i> |
| Bahan | <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i> |
| Suhu | 286,125 K |
| Tekanan | 4 bar |
| Diameter Tangki | 1 m |
| Volume | 46,280 gallon |

| | |
|--------------------|----------|
| Tebal <i>Shell</i> | 0,006 m |
| Tebal head | 0,006 m |
| Panjang Tangki | 3 m |
| Jumlah | 1 |
| Harga | \$ 1,283 |

3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

a. Tangki penyimpanan bahan baku

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku

| Spesifikasi | Tangki Penyimpanan (T-01) | Tangki Penyimpanan (T-02) |
|--------------------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Fungsi | Menyimpan asam klorida | Menyimpan metanol |
| Lama penyimpanan | 15 hari | 15 hari |
| Fase | Cair | Cair |
| Jumlah tangki | 1 | 1 |
| Kondisi Operasi | | |
| Suhu (°C) | 30 | 30 |
| Tekanan (atm) | 1 | 1 |
| Spesifikasi | | |
| Bahan Konstruksi | Baja karbon | Baja karbon |
| Volume Bahan (m³) | 5337 | 6610 |
| Volume Tangki (m³) | 6405 | 7932 |
| Diameter (m) | 12,192 | 12,2 |
| Tinggi (m) | 7,3152 | 47,316 |
| Harga | \$ 114.050 | \$ 114.50 |

3.3.5 Tangki Penyimpanan Produk

Tabel 3.7 Tangki Penyimpanan Produk

| Spesifikasi Alat | Tangki Penyimpanan Produk (T-03) |
|-------------------------|----------------------------------|
| Fungsi | Menampung CH ₃ OH |
| Lama penyimpanan | 15 hari |
| Fase | cair |
| Jumlah tangki | 1 |
| Jenis tangki | Tangki Silinder horizontal |
| Bahan | Baja karbon |

| | |
|--------------------------|-------------|
| Fase | Cair |
| Jumlah | 1 |
| Kondisi Operasi | |
| Suhu (°C) | 30 |
| Tekanan (atm) | 1,9 |
| Spesifikasi | |
| Bahan Konstruksi | Baja Karbon |
| Volume Bahan (m³) | 1743 |
| Volume (m³) | 2092 |
| Diameter (m) | 10 |
| Panjang Tangki | 29,1 m |
| Harga | \$ 99.793 |

3.3.3.2 Cooler

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat *Cooler*

| Spesifikasi Alat | Cooler (CL-01) | |
|--------------------------|-------------------------------------------------------------------|---------------|
| Fungsi | Mendinginkan hasil bawah Menara Destilasi (MD-01) menuju absorber | |
| Jenis | Penukar kalor selongsong dan tabung | |
| Bahan | Baja Karbon | |
| Jumlah | 1 | |
| Kondisi Operasi | | |
| Kondisi | Shell | Tube |
| Fluida | Fluida Panas | Fluida Dingin |
| Jenis Fluida | Panas | Dingin |
| | Masuk | Keluar |
| Suhu | 96,847°C | 37,881°C |
| Tekanan | 1,456 bar | |
| Mechanical Design | | |
| Ho | 24,504 kJ/m ² .s.K | |

| | | |
|---------------------|-------------------------------|------------------------------|
| Hio | 11,060 kJ/m ² .s.K | |
| Uc | 7,621 kJ/m ² .s.K | |
| Ud | 0,568 kJ/m ² .s.K | |
| Rd Terhitung | 1,632 m ² .s.K/kJ | |
| Rd minimum | 0,529 m ² .s.K/kJ | |
| Pressure Drop Shell | 0,25 bar | |
| Pressure Drop Tube | 0,04 bar | |
| | Shell | Tube |
| ID | 24,504 kJ/m ² .s.K | 11,060kJ/m ² .s.K |
| Uc | 7,621 kJ/m ² .s.K | |
| Ud | 0,568 kJ/m ² .s.K | |
| Rd | 1,632 m ² .s.K/kJ | |
| Rdmin | 0,529 m ² .s.K/kJ | |
| Δp | 0,244 bar | 0,0344 bar |
| ΔP max | 0,345 bar | 0,6893 bar |
| Harga | \$ 49.897 | |

3.3.3.3 Reboiler

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat *Reboiler* (RB-01)

| Spesifikasi Alat | <i>Reboiler</i> (RB-01) |
|------------------|-----------------------------------------------------------------------|
| Fungsi | Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari Menara Destilasi (MD-01) |
| Jenis | Ketel Reboiler |
| Bahan | Baja Karbon |
| Jumlah | 1 |
| Kondisi Operasi | |

| Kondisi | Shell | Tube |
|--------------------------|--------------------------------|---------------|
| Fluida | Fluida Panas | Fluida Dingin |
| Jenis Fluida | Panas | Dingin |
| | Masuk | Keluar |
| Suhu | 116,7 °C | 143,6°C |
| Tekanan | 4,3 bar | |
| <i>Mechanical Design</i> | | |
| Ho | 11058 kJ/m ² .s.K | |
| Hio | 8,000 kJ/m ² .s.K | |
| Uc | 7,5 kJ/m ² .s.K | |
| Ud | 11,194 kJ/m ² .s.K | |
| Rd Terhitung | 0,04447 m ² .s.K/kJ | |
| Rd minimum | 0,529 m ² .s.K/kJ | |
| Pressure Drop Shell | 4,289706459 bar | |
| Pressure Drop Tube | 0,020849416 bar | |
| | Shell | Tube |
| ID | 11058 | 8,000 |
| Uc | 7,474 kJ/m ² .s.K | |
| Ud | 11,194 kJ/m ² .s.K | |
| Rd | 0,04447 m ² .s.K/kJ | |
| Rdmin | 0,529 m ² .s.K/kJ | |
| Δp | 4,2898 bar | 0,0209 bar |
| ΔP max | 3,40136x10 ⁻⁰⁴ bar | 0,3402 bar |

| | |
|-------|-----------|
| Harga | \$ 25.661 |
|-------|-----------|

3.3.3.4 Heater

Tabel 3.10 Spesifikasi Heater (HE-01)

| Spesifikasi Alat | Heater (HE-01) | |
|--------------------------|-------------------------------------------------------------------|---------------------------------|
| Fungsi | Memanaskan gas yang berasal dari separator (SP-01) menuju reaktor | |
| Jenis | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | |
| Bahan Konstruksi | Baja Karbon | |
| Jumlah | 1 | |
| Kondisi Operasi | | |
| Kondisi | Shell | Tube |
| Fluida | Fluida Dingin | Fluida Panas |
| Jenis Fluida | Fluida Dingin | Fluida Panas |
| | Dingin | Panas |
| | Masuk | Keluar |
| Suhu | 30°C | 140°C |
| Tekanan | 8 bar | |
| <i>Mechanical Design</i> | | |
| | <i>Shell</i> | <i>Tube</i> |
| ID | 100,775 kJ/m ² .s.K | 8,507 kJ/m ² .s.K |
| Uc | 3,448 kJ/m ² .s.K | |
| Ud | 0,280 kJ/m ² .s.K | |
| Rd | 3,448 m ² .s.K | |
| Rdmin | 0,529 m ² .s.K/kJ | |
| Dp | 0,00126 bar | 9,50476 x10 ^{-0,5} bar |
| Dp max | 0,3447 bar | 0,345 bar |
| Harga | \$ 15.682 | |

Tabel 3.11 Spesifikasi Heater (HE-02)

| Spesifikasi Alat | Heater (HE-02) | |
|------------------|-------------------------------------------------------------------|--------------|
| Fungsi | Memanaskan gas yang berasal dari separator (SP-02) menuju reaktor | |
| Jenis | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | |
| Bahan Konstruksi | Baja Karbon | |
| Jumlah | 1 | |
| Kondisi Operasi | | |
| Kondisi | Shell | Tube |
| Fluida | Fluida Dingin | Fluida Panas |

| Jenis Fluida | Fluida Dingin | Fluida Panas |
|--------------------------|--------------------------------|--------------------------------|
| | Dingin | Panas |
| | Masuk | Keluar |
| Suhu | 30°C | 140°C |
| Tekanan | 8,106 bar | |
| <i>Mechanical Design</i> | | |
| | <i>Shell</i> | <i>Tube</i> |
| ID | 12,7479 kJ/m ² .s.K | 8,50650 kJ/m ² .s.K |
| Uc | 31,25 kJ/m ² .s.K | |
| Ud | 0,032 kJ/m ² .s.K | |
| Rd | 31,247 m ² .s.K | |
| Rdmin | 0,529 m ² .s.K/kJ | |
| Dp | 1,1 x10 ^{-0,5} bar | 2,1403 x10 ^{-0,6} bar |
| Dp max | 0,3446 bar | 0,345 bar |
| Harga | \$ 17.107 | |

Tabel 3.12 Spesifikasi Heater (HE-03)

| Spesifikasi Alat | Heater (HE-03) | |
|--------------------------|-------------------------------------------------------------------|-------------------------------|
| Fungsi | Memanaskan gas yang berasal dari separator (SP-03) menuju reaktor | |
| Jenis | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> | |
| Bahan Konstruksi | Baja Karbon | |
| Jumlah | 1 | |
| Kondisi Operasi | | |
| Kondisi | Shell | Tube |
| Fluida | Fluida Dingin | Fluida Panas |
| Jenis Fluida | Fluida Dingin | Fluida Panas |
| | Dingin | Panas |
| | Masuk | Keluar |
| Suhu | 90,69°C | 85,47°C |
| Tekanan | 2,6 bar | |
| <i>Mechanical Design</i> | | |
| | <i>Shell</i> | <i>Tube</i> |
| ID | 1887 kJ/m ² .s.K | 8,507 kJ/m ² .s.K |
| Uc | 13,14 kJ/m ² .s.K | |
| Ud | 0,0755 kJ/m ² .s.K | |
| Rd | 13,14 m ² .s.K | |
| Rdmin | 0,529 m ² .s.K/kJ | |
| Dp | 0,140 bar | 1,156 x10 ^{-0,4} bar |
| Dp max | 0,345 bar | 0,346bar |
| Harga | \$ 18.533 | |

Tabel 3.13 Spesifikasi Vaporizer (V-01)

| Spesifikasi Alat | Vaporizer (V-01) | |
|------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--------------|
| Fungsi | Menguapkan dan memanaskan HCl dan H ₂ O sebanyak 10987,72858 kg/jam pada tekanan 8 bar dengan media pemanas steam jenuh pada suhu 303,15 K yang berasal dari Tangki Penyimpanan (T-01) menuju ke separator (SP-01) | |
| Jenis | Alat penukar kalor selongsong dan tabung | |
| Bahan Konstruksi | Baja Karbon | |
| Jumlah | 1 | |
| Beban Panas | 30819104 kJ/jam | |
| Media Pemanas | 14581 kg/jam | |
| OD | 0,8 in | |
| ID | 0,6 in | |
| Luas permukaan | 0,06 m ² /m | |
| Panjang Tabung | 1,829 m | |
| Kondisi Operasi | | |
| Kondisi | Shell | Tube |
| Fluida | Fluida Dingin | Fluida Panas |
| Jenis Fluida | HCl dan H ₂ O | Steam |
| | Dingin | Panas |
| | Masuk | Keluar |
| Suhu | 30°C | |
| Tekanan | 8,106 bar | |
| Harga | \$ 21.384 | |

Tabel 3.14 Spesifikasi Vaporizer (V-02)

| Spesifikasi Alat | Vaporizer (V-02) | |
|------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|--|
| Fungsi | Menguapkan dan memanaskan HCl dan CH ₃ OH sebanyak 3214,58895 kg/jam pada tekanan 8,106 bar dengan media pemanas steam jenuh pada suhu 303,15 K yang berasal dari Tangki Penyimpanan (T-02) menuju ke separator (SP-02) | |
| Jenis | Alat penukar kalor selongsong dan tabung | |
| Bahan Konstruksi | Baja Karbon | |
| Jumlah | 1 | |
| Beban Panas | 3888568 kJ/jam | |

| | | |
|-----------------|--------------------------|--------------|
| Media Pemanas | 1840 kg/jam | |
| OD | 0,75 in | |
| ID | 0,584 in | |
| Luas permukaan | 0,0598 m ² /m | |
| Panjang Tabung | 7,316 m | |
| Kondisi Operasi | | |
| Kondisi | Shell | Tube |
| Fluida | Fluida Dingin | Fluida Panas |
| Jenis Fluida | HCl dan H ₂ O | Steam |
| | Dingin | Panas |
| | Masuk | Keluar |
| Suhu | 30°C | |
| Tekanan | 8,106 bar | |
| Harga | \$ 15.682 | |

Tabel 3.15 Spesifikasi Akumulator (AC-01)

| | |
|-------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Spesifikasi Alat | Akumulator (AC-01) |
| Fungsi | Menampung embunan yang berasal dari kondensor (CD-01) yang berupa campuran metil klorida, metanol dan air |
| Jenis | Tangki silinder horizontal |
| Bahan konstruksi | Baja Karbon |
| Temperature | 13,066°C |
| Tekanan | 4 bar |
| Volume Akumulator | 278,2 gallon |
| Panjang Shell | 3 m |
| Diameter Shell | 1m |
| Volume Embunan | 0,878 m ³ |
| Kecepatan Volume | 5,257 m ³ /jam |
| Jumlah | 1 |
| Harga | \$ 1.283 |

Tabel 3.16 Spesifikasi Alat *Waste Heat Boiler* (WHB-01)

| | | |
|------------------|-------------------------------------------------------------------------------------------------|--------|
| Spesifikasi Alat | Heat Boiler (WHB-01) | |
| Fungsi | Mendinginkan gas keluar dari reaktor dengan media pendingin air yang menguap pada suhu 423.15 K | |
| Jenis | Ketel Boiler | |
| Bahan Konstruksi | Baja Karbon | |
| Jumlah | 1 | |
| Kondisi Operasi | | |
| Kondisi | Shell | Tube |
| Jenis Fluida | Panas | Dingin |

| | | | | |
|-------------------|------------------------------|-----------------------------|----------|----------|
| | Masuk | Keluar | Masuk | Keluar |
| Suhu | 30°C | 150°C | 367,73°C | 159,85°C |
| Tekanan | 4,76 bar | | 7,8 bar | |
| Mechanical Design | | | | |
| | Shell | | Tube | |
| h | ho | 6,702 kJ/ m ² .s | hio | 1,507 |
| Uc | 1,230 kJ/ m ² .s | | | |
| Ud | 0,5 m ² .s.K/kJ | | | |
| Rd | 1,202 m ² .s.K/kJ | | | |
| Rdmin | 0,529 m ² .s.K/kJ | | | |
| ΔP | 0,693 bar | | | |
| ΔP max | 3,547 bar | | | |
| Harga | \$ 85.537 | | | |

3.3.6 Spesifikasi Alat Transportasi
a. Alat Transportasi

Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Transportasi

| Spesifikasi | Pompa | | | | | |
|-------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------|-------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------|
| Kode | P-01 | P-02 | P-03 | P-04 | P-05 | P-06 |
| Fungsi | Memompa bahan baku asam klorida dari tangki unit pembelian ke tangki penyimpanan (T-01) | Memompa asam klorida dari tangki penyimpanan ke vaporizer (V-01) | Memompa bahan baku metanol dari tangki unit pembelian ke tangki penyimpanan (T-02) | Memompa metanol dari tangki penyimpanan ke vaporizer (V-02) | Memompa embunan dari separator (SP-03) ke puncak menara dan hasil menara destilasi (MD-01) | Memompa asam klorida dari absorber menuju ke recyle. |
| Bahan Konstruksi | <i>Commercial Steel</i> | | | | | |
| Suhu Fluida,K | 303,2 | 303,15 | 303,15 | 303,15 | 363,84 | 311,1 |
| Viskositas (kg/m.s) | $5,1878 \times 10^{-04}$ | $8,1503 \times 10^{-04}$ | $5,1120 \times 10^{-04}$ | $7,6972 \times 10^{-04}$ | $2,7967 \times 10^{-04}$ | $6,9169 \times 10^{-04}$ |
| Kapasitas (m ³ /s) | 0,014 | 0,00510 | 0,014 | 0,0062 | 0,0076 | 0,006 |
| <i>Pump head</i> (m) | 13,98 | 77,305 | 13,99 | 72,826 | 43,878 | 222,5 |
| ID (m) | 0,136 | 0,078 | 0,136 | 0,0909 | 0,0828 | 0,032 |
| OD (m) | 0,1413 | 0,089 | 0,142 | 0,102 | 0,0889 | 0,042 |
| Luas aliran, m ² | 0,015 | 0,0048 | 0,015 | 0,0065 | 0,0054 | 0,00083 |
| NPSH (m) | 123,2 | 9,78 | 2,038 | 10,156 | 5,82 | 81,81 |
| Efisiensi pompa | 70% | 62% | 70% | 61% | 46% | 46% |
| Efisiensi motor | 80% | 87% | 80% | 88% | 80% | 80% |
| Kecepatan spesifikasi (rpm) | 475 | 2850 | 475 | 2850 | 2850 | 2850 |
| Jenis pompa | <i>Centrifugal Pump</i> | | | | | |
| Daya motor (HP) | 3,247 | 8,546 | 2,759 | 11,869 | 11,56 | 50,61 |

| Impellers | Radial Flow Impellers |
|-----------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|
| Jumlah | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| Harga | \$ 2.138 | \$ 2.566 | \$ 2.851 | \$ 1.426 | \$ 7.128 | \$ 1.426 |

3.4 Neraca Massa Alat

Tabel 3.18 Neraca Massa Separator (S-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|-----------------------|----------------|-----------------|-----------------|
| | Arus(5) | Top arus (6) | Bottom arus (4) |
| <i>HCl</i> | 394 | 2.872 | 11.487 |
| <i>H₂O</i> | 1.357 | 4.890 | 19.558 |
| Total | 1.750 | 7.762 | 31.045 |

Tabel 3.19 Neraca Massa Separator (S-02)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|-------------------------|----------------|-----------------|-----------------|
| | Arus (10) | Top arus (11) | Bottom arus (9) |
| <i>CH₃OH</i> | 4.201 | 841 | 3.361 |
| <i>H₂O</i> | 42 | 8 | 34 |
| Total | 4.243 | 849 | 3.394 |

Tabel 3.20 Neraca Massa Separator (S-03)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|-------------------------|----------------|-----------------|------------------|
| | Arus (13) | Top arus (14) | Bottom arus (15) |
| <i>HCl</i> | 8.150 | 8.150 | 4.608 |
| <i>CH₃Cl</i> | 4.619 | 12 | 432 |
| <i>CH₃OH</i> | 432 | 0,2 | 21.238 |
| <i>H₂O</i> | 21.239 | 1,4 | 26.277 |
| Total | 34.439 | 8162 | 26.277 |

Tabel 3.21 Neraca Massa Reaktor (R-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) |
|-------------------------|----------------|-----------------|
| | Arus (12) | Arus (13) |
| <i>HCl</i> | 11.487 | 8.150 |
| <i>CH₃Cl</i> | 00,00 | 4.619 |
| <i>CH₃OH</i> | 3.361 | 432 |
| <i>H₂O</i> | 19.592 | 21.239 |
| Total | 34.439 | 34.439 |

Tabel 3.22 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|----------|----------------|-----------------|-----------------|
| | Arus (16) | Arus atas (17) | Arus bawah (18) |
| CH_3Cl | 4.619 | 4.614 | 0,099 |
| CH_3OH | 432 | 432 | 0,000 |
| H_2O | 21.239 | 5,051 | 1179 |
| Total | 26.290 | 5.051 | 1.179 |

Tabel 3.23 Neraca Massa Absorber (ABS-01)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|----------|----------------|-----------------|-----------------|
| | Arus (14) | Arus atas (19) | Arus bawah (18) |
| N_2 | 44.437 | 44.437 | 0 |
| O_2 | 13.500 | 13.500 | 0 |
| HCl | 8.150 | 0 | 8.150 |
| H_2O | 1.179 | 0 | 13.876 |
| Total | 67.264 | 57.936 | 22.026 |

Tabel 3.24 Neraca Massa Total

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) |
|----------|----------------|----------|-----------------|
| | Arus (1) | Arus (2) | Arus (14) |
| HCl | 11.487 | 0 | 0,0 |
| CH_3Cl | 0 | 0 | 5.210 |
| CH_3OH | 0 | 3.361 | 488 |
| H_2O | 19.558 | 34 | 5,8 |
| Total | 31.045 | 3.394 | 5.703 |

3.5 Neraca Panas Reaktor

Tabel 3.25 Neraca panas reaktor

| Komponen | Masuk (kJ/jam) | Keluar (kJ/jam) |
|----------|----------------|-----------------|
| | Arus (10) | Arus (11) |
| HCl | 2.540.673 | 2.256.224 |
| CH_3Cl | 0,00 | 1.585.165 |
| CH_3OH | 1.492.594 | 245.172 |
| H_2O | 10.318.064 | 14.048.147 |
| Total | 14.351.329 | 18.134.707 |

3.5.1 Neraca Panas Menara Destilasi

Tabel 3.26 Neraca panas menara destilasi (MD-01)

| Komponen | Masuk (kJ/jam) | Keluar (kJ/jam) |
|----------|----------------|-----------------|
| | Arus (13) | Arus (14) |
| CH_3Cl | 22.872 | 43.707 |
| CH_3OH | 3.646 | 6.967 |
| H_2O | 240.626 | 459.830 |
| Total | 267.142 | 510.502 |

3.5.2 Neraca Panas Heat Exchanger

Tabel 3.27 Neraca panas *heat exchanger* (HE-01)

| Komponen | Masuk (kJ/jam) | Keluar (kJ/jam) |
|----------|----------------|-----------------|
| | Arus (6) | Arus (10) |
| HCl | 45.888 | 1.055.402 |
| H_2O | 184.219 | 4.237.034 |
| Total | 230.106 | 5.292.435 |

Tabel 3.28 Neraca panas *heat exchanger* (HE-02)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) |
|----------|----------------|-----------------|
| | Arus (9) | Arus (10) |
| CH_3OH | 6.273 | 144.270 |
| H_2O | 80 | 1.839 |
| Total | 6.353 | 146.108 |

Tabel 3.29 Neraca panas *heat exchanger* (HE-03)

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) |
|----------|----------------|-----------------|
| | Arus (13) | Arus (13) |
| CH_3Cl | 595.620 | 548.347 |
| CH_3OH | 76.789 | 70.695 |
| H_2O | 5.828.424 | 5.365.835 |
| Total | 6.500.832 | 5.984.875 |

3.13 Neraca Panas Absorber

Tabel 3.30 Neraca panas *absorber* (ABS-01)

| Komponen | Masuk (kJ/jam) | Keluar (kJ/jam) | |
|----------|----------------|-----------------|------------------|
| | Arus (12) | Arus Top (19) | Arus Bottom (20) |
| N_2 | 599.890 | 594.405 | 0,0 |
| O_2 | 161.383 | 159.906 | 0,0 |
| HCl | 84.452 | 83.680 | 0,0 |
| H_2O | 2.458.334 | 0,0 | 47.606.133 |
| Total | 330.286 | 837.989 | 47.606.133 |

3.3 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan. Pertama adalah faktor eksternal yang berkaitan dengan kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan. Kedua adalah faktor internal yang berkaitan dengan kemampuan pabrik.

1. Kemampuan pabrik pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor berikut:
 - a. Material (bahan baku) Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.
 - b. Tenaga kerja kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan pada karyawan agar kemampuan mereka meningkat.
 - c. Peralatan ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif, yaitu kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada kurun waktu tertentu, dan kemampuan mesin itu sendiri.

Perencanaan target produksi:

- a. Tahun pertama ditargetkan sudah beroperasi hingga 80% kapasitas produksi total.
- b. Tahun kedua ditargetkan sudah dapat beroperasi sampai 100% kapasitas produksi total sampai tahun kedelapan.
- c. Tahun kedelapan hingga tahun kesepuluh produksi agak menurun karena umur peralatan yang menua. Pada dua tahun ini sudah direncanakan untuk mendirikan pabrik baru sebagai pengembangan. Meskipun demikian, hal tersebut tetap didasarkan pada pertimbangan perekonomian dan pasar

2. Kemampuan pasar

Dapat dibagi dua kemungkinan:

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.

- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Ada tiga kemungkinan yang bisa dipilih:

- a. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- b. Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya. Mencari daerah pemasaran lain.

3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku metanol diperoleh dari pabrik metanol milik PT. Kaltim Methanol Indonesia yang berlokasi di Kalimantan Timur, sedangkan bahan baku HCl di peroleh dari PT Bintang Mitra Semestaraya sebagai distributor HCl yang ada di Kalimantan Timur dari PT Sulfindo Adiusaha yang berada di Semarang.

Tabel 3.31 Kebutuhan bahan baku

| Nama Industri | Komponen | Kebutuhan Bahan Baku (ton/tahun) | Rerata Ketersediaan Bahan Baku(ton/tahun) |
|---------------|----------------------|----------------------------------|-------------------------------------------|
| PT Kaltim | Metanol (CH_3OH) | 660.000 | 2.000.000 |
| PT Asahimas | Asam Klorida(HCl) | 82.000 | |

Dari tabel di atas, dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku metanol dan HCl dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

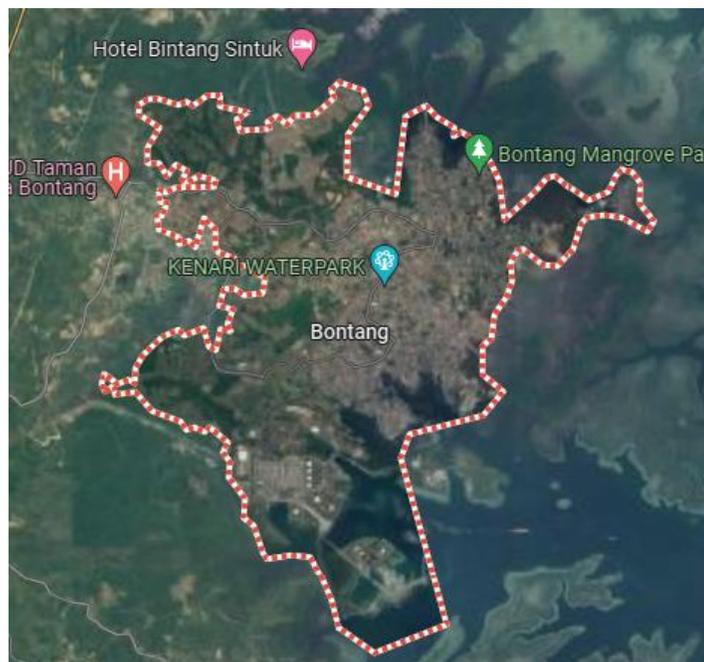
3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses, maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan merupakan faktor-faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Penentuan lokasi suatu pabrik adalah hal yang terpenting dalam suatu industri. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang mesti dipertimbangkan misalnya biaya produksi dan distribusi yang dibutuhkan bisa seminimal mungkin serta dapat dilakukan pengembangan yang baik pada suatu saat nanti.



Gambar 4.1 Lokasi Pendirian Pabrik

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik metil klorida ini berlokasi di daerah Bontang, Kalimantan Timur. Faktor-faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku adalah salah satu faktor penting dari suatu industri. Ketersediaan bahan baku ini dipengaruhi oleh penentuan lokasi pabrik, sehingga lokasi pabrik haruslah berada dekat dengan sumber daya bahan baku,

atau minimal jarak lokasi pabrik dengan sumber bahan baku dapat dijangkau dengan sarana transportasi yang memadai.

Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik metil klorida didirikan dekat penghasil utama bahan baku metanol, yaitu pabrik metanol milik PT. Kaltim Methanol Industry, Kalimantan Timur yang memproduksi 660.000 ton/tahun dan PT Bintang Mitra Semestaraya Tbk sebagai distributor HCl yang ada di Kalimantan Timur dari PT Sulfindo Adiusaha. Karena kedua bahan baku utama berada di Indonesia jadi tidak diperlukan impor dari luar negeri, dengan itu bisa menghemat anggaran biaya penyediaan bahan baku.

2. Pemasaran Produk

Lokasi pabrik diusahakan cukup dekat dengan lokasi pemasaran atau paling tidak tersedia sarana transportasi yang cukup untuk mengangkut produk ke konsumen. Pemasaran produk diutamakan dipasarkan ke industri-industri di Indonesia yang membutuhkan metil klorida untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, sisanya akan di ekspor ke luar negeri untuk menambah devisa negara Indonesia. Negara-negara yang membutuhkan metil klorida antara lain Prancis, Canada, Mexico, dan India.

3. Utilitas

Faktor utilitas yaitu terdiri dari ketersediaan air dan sumber energi. Lokasi pendirian pabrik harus berada di tempat yang memiliki ketersediaan sumber air bersih yang cukup dan memiliki sumber energi (listrik) yang cukup juga untuk operasional pabrik. Sedangkan bahan bakar sebagai sumber energi dapat diperoleh dengan membeli dari Pertamina dan untuk listrik didapat dari PLN dan penyediaan generator sebagai cadangan energi. Hal ini dikarenakan air dan listrik merupakan faktor penting dalam sebuah perindustrian, karena menyangkut kepentingan orang banyak.

4. Transportasi

Sarana transportasi yang dimiliki Kalimantan Timur meliputi transportasi darat. Kalimantan Timur juga memiliki pelabuhan yang cukup besar, sehingga diharapkan suplai pasokan bahan baku dan pemasaran hasil produk baik untuk negeri maupun luar negeri dapat berjalan dengan lancar.

5. Tenaga Kerja

Ketersediaan tenaga kerja juga salah satu faktor dimana lokasi suatu pabrik akan didirikan. Tenaga kerja yang memiliki kualitas kerja yang baik akan sangat berpengaruh terhadap kelangsungan proses produksi pada suatu pabrik. Tenaga kerja dapat dipenuhi dari sumber daya manusia yang ditinjau dari aspek pendidikan yang memadai, pemerataan tenaga kerja, serta pemberian ongkos atau gaji cukup memadai yang disesuaikan dengan tingkat pendidikan,

keterampilan, tanggung jawab yang diberikan, dan lain-lain. Dengan didirikannya pabrik metil klorida ini akan berdampak terbukanya lapangan kerja baru di Bontang, Kalimantan Timur baik untuk tenaga kerja ahli maupun tidak. Dengan ini pengangguran dapat dikurangi, serta pemerataan kesempatan kerja dan kekuatan ekonomi Indonesia akan lebih meningkat. Tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan luar daerah.

6. Letak Daerah

Suatu pabrik harus mempertimbangkan letak daerah pabrik tersebut, karena hal ini berkaitan dengan kehidupan masyarakat yang ada di sekitaran pabrik nanti. Jadi letak pabrik harus berada jauh dari lingkungan masyarakat, supaya terhindar dari kebisingan kegiatan pabrik, dan limbah kimia yang berbahaya.

7. Faktor Keamanan

Lokasi pabrik juga harus mempertimbangan faktor keamanan, baik itu keamanan dari segi geografis maupun keamanan dari segi sosial politik. Dari segi geografis lokasi pabrik haruslah berada di kawasan yang memiliki tekstur tanah yang kuat dan datar, angin yang stabil, tidak berada di daerah rawan gempa, dan jauh dari ancaman bencana alam yang lainnya. Kemudian dari segi sosial politik, kawasan pabrik haruslah berada pada lokasi yang aman dari ancaman peperangan atau kawasan konflik, dan tidak terjadi kerusuhan di lingkungan sekitar pabrik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka lokasi pabrik Dipilih di daerah Bontang , Kalimantan Timur. Dipilihnya Bontang, sebagai lokasi pendirian pabrik dengan pertimbangan :

Di Bontang terdapat industri yang menghasilkan metanol dan HCl sebagai bahan baku, yaitu PT. Kaltim Methanol Industri sebagai produsen Metanol dan PT Bintang Mitra Semestaraya sebagai distributor HCl yang ada di Kalimantan Timur dari PT Sulfindo Adiusaha yang berada di Semarang. Bontang yang merupakan kawasan industri kimia dan masih memiliki banyak lahan kosong serta cukup jauh dari pemukiman masyarakat. Terdapat pelabuhan yang cukup besar sebagai sarana transportasi untuk mendatangkan bahan baku ataupun untuk proses distribusi produk metil klorida ke pabrik-pabrik yang membutuhkan.

8. Faktor Penunjang lain

Kebijakan pemerintah di seluruh Indonesia mempunyai misi untuk mensejahterakan kehidupan masyarakat salah satunya dengan memajukan dalam sektor perekonomian. Dengan berdirinya pabrik metil klorida di kawasan Bontang, Kalimantan Timur diharapkan dapat meningkatkan perekonomian masyarakat sekitar juga mengurangi pengangguran. Tentu hal ini akan

mendapat dukungan dari pemerintah untuk proses mendirikan pabrik tersebut dengan mempermudah perizinan dan lain-lainnya. Dari data diatas dapat disimpulkan bahwa Bontang, Kalimantan Timur sesuai jika didirikan pabrik Metil Klorida di Indonesia.

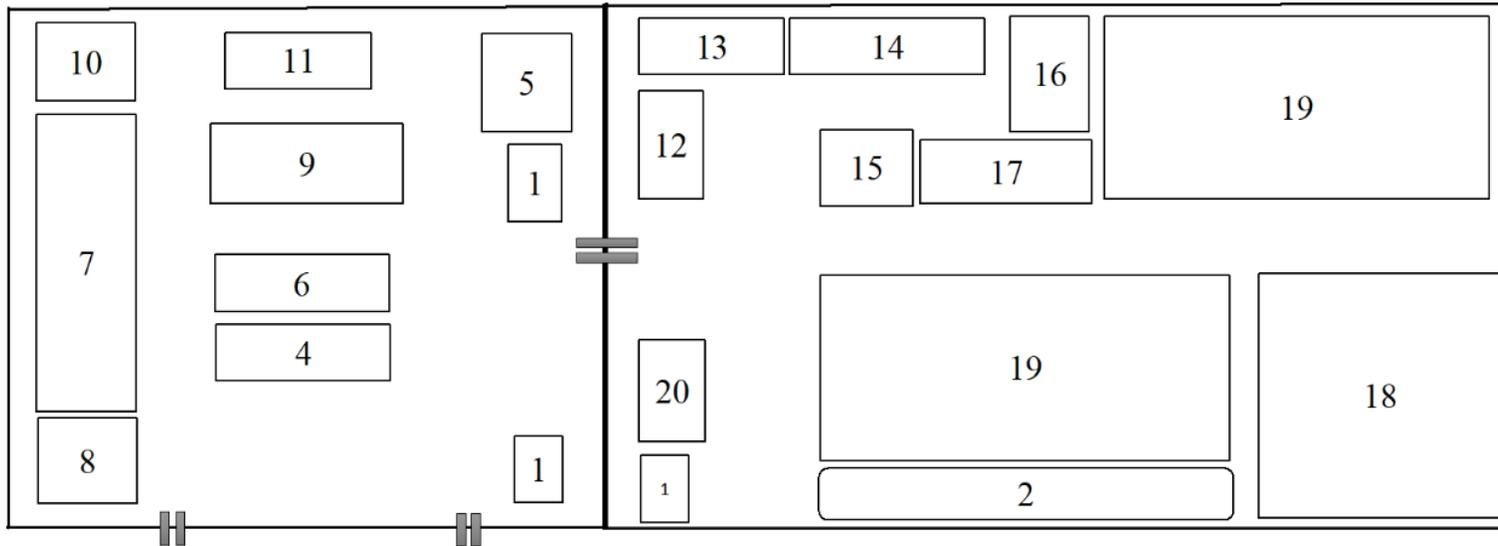
4.2 Tata Letak Pabrik

Sistem tata letak pabrik meliputi area proses, sumber tenaga, kantor, bengkel, gudang, unit pengolahan limbah, dan sebagainya. Hal-hal yang harus diperhatikan sebagai berikut :

1. Setiap alat dikelompokkan dalam unit-unit alat proses sesuai dengan prosesnya masing-masing, sehingga apabila terjadi kecelakaan pada suatu alat, kecelakaan tersebut tidak merambat ke alat yang lainnya. Kemudian setiap unit alat dikelompokkan dalam suatu blok/kelompok yang dibatasi oleh jalan.
2. Setiap unit minimal dapat dicapai melalui dua jalan dalam pabrik, agar memudahkan perawatan dan pengelolaannya.
3. Jarak antara unit proses dan jalan cukup lebar, agar kendaraan agar melintas tidak mengenai unit proses.
4. Antara dua alat harus memiliki jarak yang cukup jauh, minimal sama dengan diameter alat yang besar, hal ini memudahkan dalam perawatan dan pembersihan.
5. Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari alat-alat di unit proses, sehingga unit proses bisa bekerja dengan aman.
6. Susunan pabrik harus diperhitungkan untuk distribusi air dan bahan lain secara lancar, cepat, dan ekonomis, serta tidak mengganggu proses produksi.
7. Susunan peralatan harus memiliki ruang safety untuk memungkinkan adanya perluasan dan pengembangan pabrik di masa yang akan datang.

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

| Lokasi | Panjang (m) | Lebar (m) | Luas (m²) |
|----------------------------|--------------------|------------------|-----------------------------|
| Kantor Utama | 55 | 14 | 770 |
| Pos Keamanan/Satpam | 8 | 4 | 42 |
| Mess | 18 | 36 | 684 |
| Parkir Tamu | 16 | 22 | 352 |
| Parkir Truk | 30 | 12 | 360 |
| Ruang timbang truk | 20 | 6 | 120 |
| Kantor teknik dan produksi | 25 | 14 | 350 |
| Klinik | 12 | 10 | 120 |
| Masjid | 12 | 12 | 144 |
| Kantin | 14 | 12 | 168 |
| Bengkel | 20 | 24 | 480 |
| Unit pemadam kebakaran | 20 | 14 | 280 |
| Gudang alat | 30 | 10 | 300 |
| Laboratorium | 22 | 16 | 352 |
| Utilitas | 24 | 10 | 240 |
| Area proses | 90 | 35 | 3150 |
| Control room | 20 | 10 | 200 |
| Control utilitas | 14 | 10 | 140 |
| Jalan dan tanam | 60 | 40 | 2400 |
| Perluasan pabrik | 150 | 20 | 3000 |
| Luas Tanah | | | 13652 |
| Luas Bangunan | | | 8206 |
| Total | 660 | 331 | 13652 |



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Skala (1:2000)

Keterangan gambar :

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Satpam | 11. Mess |
| 2. Taman | 12. Gudang alat |
| 3. Klinik | 13. Parkir Truk |
| 4. Kantor Utama | 14. Ruang Timbang Truk |
| 5. Kantin | 15. Kontrol Room |
| 6. Kantor Teknik dan produksi | 16. Kontrol Utilitas |
| 7. Parkir Tamu dan Karyawan | 17. Unit Utilitas |
| 8. Masjid | 18. Perluasan Pabrik |
| 9. Laboratorium | 19. Area Proses |
| 10. Bengkel | 20. Unit Pemadam Kebakaran |

4.3 Tata Letak Peralatan Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari pengumpulan udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan bercampurnya bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja maka dari itu perlu diperhatikan sirkulasi angin di area pabrik. Cahaya Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi, supaya pengawasan pada setiap proses dapat terawasi dengan baik, karena ketika pencahayaan tidak cukup maka resiko kecelakaan kerja akan semakin tinggi. Lalu lintas manusia Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat, mudah dan aman. Jika terjadi gangguan alat proses maka butuh akses cepat untuk memperbaikinya, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi, supaya pengawasan pada setiap proses dapat terawasi dengan baik, karena ketika pencahayaan tidak cukup maka resiko kecelakaan kerja akan semakin tinggi.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan layout peralatan proses, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi

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

6. Jarak antar alat proses

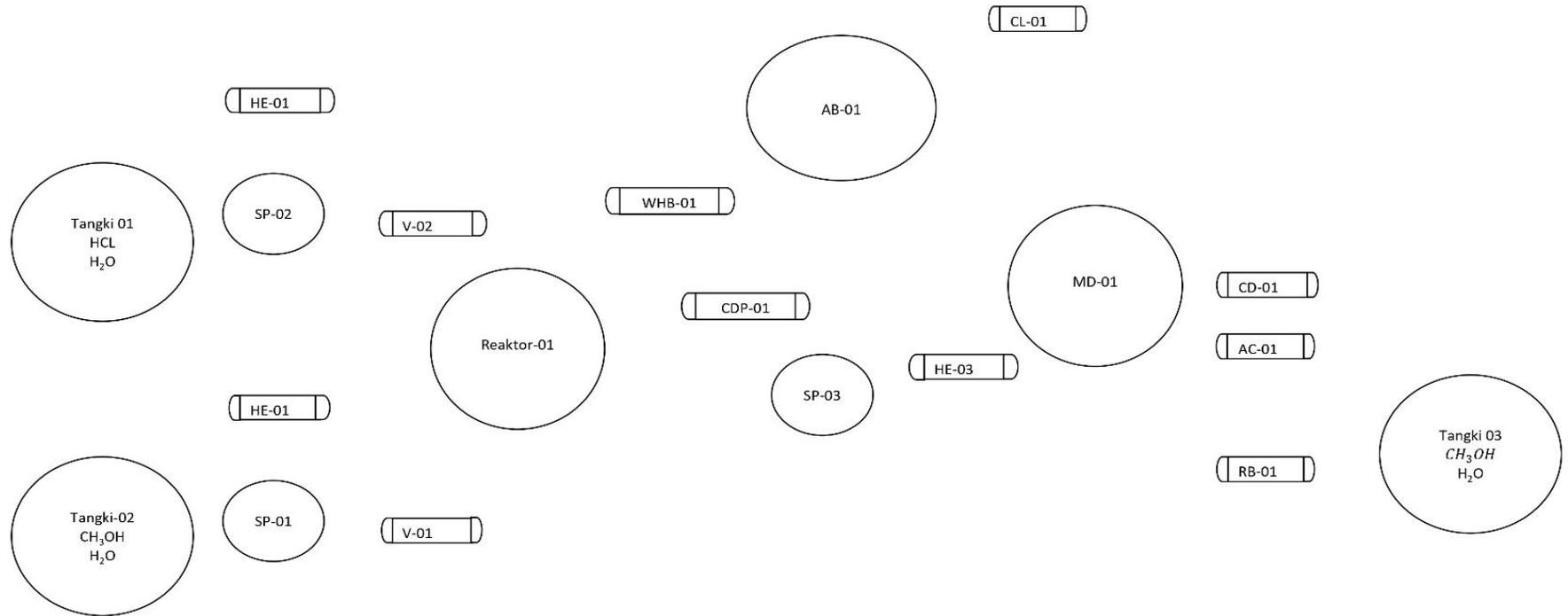
Untuk antar alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya. Perlu adanya perlakuan khusus untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi, seperti dipisahkan dari alat proses lainnya. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya, dan kerugian yang ditimbulkan lebih sedikit.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- c. Biaya material *handling* menjadi rendah, sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

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



Keterangan gambar :

T-01 = tangki penyimpanan asam klorida dan air
 T-02 = tangki penyimpanan metanol dan air
 SP-01 = Separator-01
 SP-02 = Separator-02
 T-03 = Tangki Penyimpanan Produk Samping
 T-04 = Tangki Penyimpanan Produk Utama

HE-01 = Heater-01
 HE-02 = Heater-02
 V-01 = Vaporizer-01
 V-02 = Vaporizer-02
 R-01 = Reaktor-01
 WHB-01 = Waste Heat Boiler-01

CDP-01 = Kondensor Parsial-01
 SP-03 = Separator-03
 HE-03 = Heater-03
 MD-01 = Menara Destilasi-01
 CD-01 = Kondensor-01
 AC-01 = Akumulator-01

RB-01 = Reboiler-01
 MD-02 = Menara Destilasi-02
 CD-02 = Kondensor-02
 AC-02 = Akumulator-02

Gambar 4.3 Tata Letak Alat Skala (1:1000)

4.3.1 Alir Proses dan Material

Pembuatan metil klorida secara garis besar dapat dijelaskan sebagai berikut:

- a. Bahan baku yang berupa hydrogen klorida (HCl) sebesar 11487 kg/jam dan air (H₂O) sebesar 19592 kg/jam, metanol (CH₃OH) sebesar 3361 kg/jam, serta air (H₂O) sebesar 19592 kg/jam, dimasukkan ke dalam reaktor untuk direaksikan dengan memakai katalis Al₂O₃ 510,6 kg. Reaktor yang dipakai adalah *fixed bed multitubulator reactor* dilengkapi dengan pendingin. Reaksi yang terjadi adalah eksotermis dengan suhu 300°C dan tekanan 8 atm.
- b. Bahan keluar reaktor berupa CH₃Cl 4619 kg/jam, CH₃OH 431,490 kg/jam, HCl 223,3 kg/jam, H₂O 1178,63297 kg/jam dialirkan ke separator (SP-03). Hasil bawah (SP-03) dialirkan ke menara distilasi (MD-01) untuk proses pemisahan metil klorida (CH₃Cl) sebesar 4608 kg/jam, metanol (CH₃OH) sebesar 431,387 kg/jam dan air (H₂O) sebesar 21238 kg/jam dengan kadar produk 99,5% sedangkan hasil atas dari (SP-03) dialirkan menuju absorber (AB-01) yang berfungsi menyerap komponen yang berasal dari separator (SP-03) dengan media penyerap air. Komponen berupa nitrogen (N₂) sebesar 24034 kg/jam, oksigen (O₂) sebesar 7302 kg/jam, asam klorida (HCl) sebesar 4407,504077 kg/jam, metil klorida (CH₃Cl) sebesar $4,93564 \times 10^{-8}$ kg/jam, metanol (CH₃OH) sebesar 4,0854 kg/jam dan air (H₂O) sebesar 20145.
- c. Setelah dari menara distilasi 01 (MD-01), hasil atas yang berupa metil klorida (CH₃Cl) sebesar 4614 kg/jam, metanol (CH₃OH) sebesar 431,490 kg/jam dan air (H₂O) sebesar 5,051 kg/jam. kemurnian 99,5% dengan suhu 303,15 K, kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan produk (TP-03). Sedangkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) yang masih banyak mengandung komponen metil klorida CH₃Cl sebesar 0,0915 kg/jam, dan air (H₂O) air 1178,444 kg/jam dialirkan menuju absorber (ABS).
- d. Hasil atas absorber (ABS) dialirkan keluar menuju udara yang komponen bahan terdapat nitrogen (N₂) sebesar 44437 kg/jam, oksigen (O₂) sebesar 13499,6 kg/jam dan asam klorida (HCl) sebesar 8150 kg/jam dan air (H₂O) sebesar 1178,4 kg/jam. Sedangkan untuk hasil bawah absorber (ABS) di recyle kembali yang komponennya berupa asam klorida (H₂Cl) sebesar 8150 kg/jam dan air (H₂O) sebesar 115708 kg/jam.

4.3.2 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga saran atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

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

- a. Over Haul 1 x 1 tahun Merupakan perbaikan dan pengecekan serta levelling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, penggantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.
- b. Repairing Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

- a. Umur Alat Semakin tua umur alat maka semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.
- b. Bahan Baku Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.
- c. Tenaga Manusia Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik.

4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi adalah salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan. Struktur organisasi terdiri dari tiga macam yaitu :

1. Line System

Sistem ini digunakan pada perusahaan kecil dimana pemilik perusahaan sebagai pemegang komando tertinggi dan memberi perintah secara langsung kepada bawahannya.

2. Line and Staff System

Sistem ini digunakan pada sebagian besar perusahaan. Garis wewenang lebih sederhana, praktis dan tegas. Seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

3. *Functional System*

Sistem ini menempatkan setiap karyawan pada bidangnya masing-masing sesuai keahlian. Wewenang karyawan terbatas pada bidang keahliannya. Biasanya struktur ini digunakan pada perusahaan besar dan kompleks.

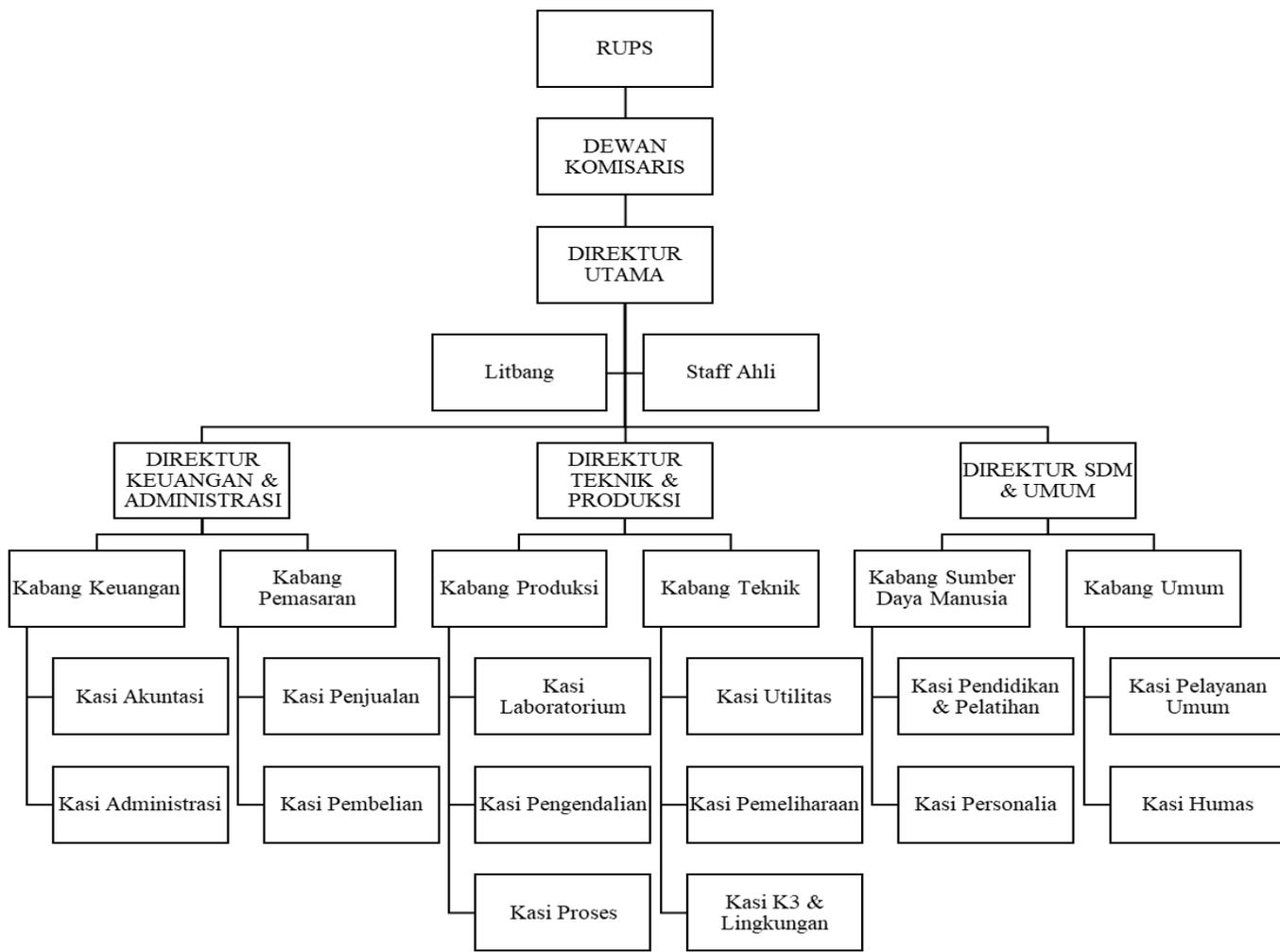
Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan azas-azas, antara lain : pendelegasian wewenang, perumusan tujuan perusahaan dengan jelas, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem kontrol atas kerja yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel (Widjaja, 2003).

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka dipilih organisasi kerja berdasarkan sistem *line and staff*. Pada sistem ini, garis wewenang lebih sederhana, praktis dan tegas. Untuk kelancaran produksi, perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Menurut Djoko (2003), ada 2 kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi kerja berdasarkan sistem garis dan staf ini, yaitu :

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

Struktur organisasi Prarancangan Pabrik Metil Klorida dari Metanol dan Asam Klorida disajikan pada Gambar 1.1 berikut :



Gambar 4.4 Bagan Struktur Organisasi Pabrik Metil Klorida

4.5 Tugas dan Wewenang

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Adapun tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah sebagai berikut:

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

2. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya suatu perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan.

Tugas-tugas Direktur Utama meliputi beberapa hal sebagai berikut:

- a. Menentukan sasaran akhir (final goal) bagi perusahaan dan merumuskan kebijakan-kebijakan sehingga organisasi dapat mencapai goal tersebut.
- b. Menentukan strategi perusahaan.
- c. Memilih dan mengangkat manajer direktur.
- d. Menentukan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
- e. Mengevaluasi hasil kerja manager direktur selama kurun waktu tertentu dan menentukan kebijakan-kebijakan untuk pengambilan keputusan langkah langkah pembetulan.
- f. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
- g. Memberikan pertimbangan-pertimbangan penting dalam rangka pengambilan keputusan, yang mempunyai dampak terhadap seluruh kehidupan perusahaan.
- h. Mengkoordinasi kerja sama dengan direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum serta personalia.
- i. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.

Direktur utama diwajibkan memiliki Pendidikan yang relevan dengan tugas dan perusahaan, yaitu dari jurusan Teknik, ekonomi, maupun hukum. Direktur utama hanya berjumlah satu orang.

3. Wakil Direktur Utama

Wakil direktur utama adalah pimpinan tertinggi organisasi yang memegang komando, memimpin seluruh anggota organisasi untuk mengarah ke objek maupun sasaran yang dituju. Tugas-tugasnya adalah :

- a. Berdasarkan sasaran akhir (final goal) yang telah ditentukan, menyusun pemecahan baik dikaitkan dengan fungsi maupun waktunya, dari strategi perusahaan yang merupakan rencana jangka panjang, disusun rencana jangka menengah dan pendek.
- b. Merumuskan bersama-sama manager fungsional, mengenai kebijakan-kebijakan tentang operasional perusahaan.
- c. Menjalankan dan memimpin kegiatan-kegiatan perusahaan sehari-hari, terutama mengkoordinasi kegiatan fungsi-fungsi yang ada di dalam perusahaan seperti produksi, pemasaran, finansial, personal, akuntansi.
- d. Mengendalikan perusahaan apakah rencana jangka menengah dan pendek telah dapat dicapai dan selanjutnya memutuskan tindakan koreksi yang diperlukan agar semakin hari semakin dapat dilaksanakan kegiatan-kegiatan untuk mencapai tujuan secara efektif dan efisiensi.

4. Sekretaris

Sekretaris adalah karyawan perusahaan yang menjalankan fungsi pelayanan (asisten) khususnya kepada manajer direktur dan manager-manager fungsional. Tugas-tugasnya adalah :

- a. Melaksanakan kegiatan-kegiatan produksi dengan jalan memimpin dan mengkoordinasikan para bawahannya dalam rangka pencapaian tujuan produksi yang telah ditetapkan.
- b. Melayani hubungan (komunikasi) baik yang melalui surat maupun komunikasi langsung.
- c. Mengendalikan kegiatan operasional produksi dengan mengadakan evaluasi terhadap hasil kegiatan produksi diikuti dengan pengambilan tindakan perbaikan yang diperlukan.
- d. Ikut melaksanakan dan memupuk kelompok di antara para manager fungsional.

- e. Memelihara kelancaran proses produksi dan mengembangkan rencana rencana teknik produksi untuk produksi yang dijual.

5. Staff dan Litbang Ahli

a. *Staff* Ahli

Staf ahli dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu dewan direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing- masing. Tugas dan wewenang Staf ahli antara lain:

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

b. Penelitian dan Pengembangan (Litbang).

6. Direktur

Tugas direktur adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada direktur utama, terdiri dari direktur teknik dan produksi serta direktur umum dan keuangan. Tugas direktur teknik dan produksi antara lain bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi dan teknik, mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya. Tugas direktur teknik umum dan keuangan antara lain bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan, bidang umum dan pemasaran serta mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

7. Kepala Bagian

Tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan serta membawahi seksi-seksi dalam lingkungan bagiannya. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur.

8. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada direktur umum dan keuangan dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala bagian umum membawahi seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan. Tugas seksi personalia adalah membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya. Tugas seksi humas adalah mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar. Tugas seksi keamanan adalah menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan dan mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan kedalam lingkungan perusahaan.

9. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada direktur umum dan keuangan dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi seksi pembelian dan pemasaran. Tugas seksi pembelian adalah melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan dan mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang. Tugas seksi pemasaran adalah merencanakan strategi penjualan hasil strategi dan mengatur distribusi barang dari gudang.

10. Kepala Bagian Keuangan

Kepala Bagian Keuangan bertanggung jawab kepada direktur utama dan keuangan dalam bidang keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi seksi administrasi dan kas. Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan catatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, dan pembukuan serta masalah pajak. Tugas seksi kas adalah mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan, menghitung uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

11. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi bagian proses, seksi pengendalian proses, dan seksi laboratorium. Tugas seksi proses adalah menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang

berwenang, mengawasi jalannya proses dan produksi. Tugas seksi pengendalian proses adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada. Tugas seksi laboratorium adalah mengawasi dan menganalisa produk, serta mengawasi hal-hal tentang buangan produk.

12. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan, dan utilitas, mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian teknik membawahi seksi pemeliharaan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik. Tugas seksi utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses air, steam, dan tenaga kerja.

13. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah memimpin setiap kegiatan pabrik di bidangnya masing-masing dan bertanggung jawab kepada bidangnya masing-masing. Pendidikan nya adalah sarjana dari jurusan yang relevan dengan bidangnya masing-masing. Jumlah total dari kepala seksi adalah 19 orang. Kepala seksi memiliki 2 staff per seksi yang berpendidikan SMK atau D3 sesuai bidangnya masing-masing.

Kepala shift

Tugas : memimpin tim yang menjalankan kerja dengan sistem shift.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia.

Jumlah : 8 orang (2 tim x 4 waktu)

Staf :

- Shift Utilitas beranggota 5 orang/shift
- Shift Pabrik Utama 5 orang/shift.

Jam kerja karyawan di dalam pabrik dibagi sebagai berikut :

1. Bukan shift

Hari Senin sampai Jumat pukul 08.00-16.00 WIB

Hari Sabtu dan Minggu libur.

2. Shift

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan non-shift (harian) dan karyawan shift.

a. Jam kerja karyawan non-shift dibagi menjadi :

Senin-kamis

Jam kerja : 07.00-12.00 dan 13.00-16.00

Istirahat : 12.00-13.00

Jumat

Jam kerja : 07.00-11.30 dan 13.30-17.00

Istirahat : 11.00-13.30

Hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan shift dibagi menjadi:

- Shift Pagi : 07.00-15.00 WIB.
- Shift Sore : 15.00-23.00 WIB.
- Shift Malam : 23.00-07.00 WIB.

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift. Masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel 4.1

Penjadwalan kerja setiap shift dalam 14 hari kerja, adalah sebagai berikut ini :

Tabel 4.2 Jadwal kerja masing-masing regu

| Hari | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
|------|---|---|---|---|---|---|---|---|---|----|----|----|----|----|
| 1 | A | A | B | B | C | C | D | A | A | B | B | C | C | D |
| 2 | B | B | C | C | D | A | A | B | B | C | C | D | A | A |
| 3 | C | C | D | A | A | B | B | C | C | D | A | A | B | B |
| 4 | D | A | A | B | B | C | C | D | A | A | B | B | C | C |

Keterangan :

A = Shift Pagi

B = Shift Siang

C = Shift Malam

D = Libur

4.5 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

A. Sistem Kepegawaian

Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut :

1. Karyawan Tetap

karyawan tetap adalah karyawan yang diikat oleh perjanjian kerja untuk waktu tidak tertentu. Untuk calon karyawan tetap, perusahaan dapat mensyaratkan adanya masa percobaan paling lambat 3 bulan.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang dipekerjakan untuk pekerjaan tertentu yang berubah-ubah dalam hal waktu dan volume pekerjaan serta pembayaran upah didasarkan pada kehadiran.

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah Karyawan borongan yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

B. Sistem Gaji

a. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian Gaji

gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

gaji lembur ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan.

Tabel 4.3 Gaji Karyawan

| Jabatan | Jumlah | Gaji per Bulan (Rp) | Total Gaji (Rp) |
|------------------------------|---------------|----------------------------|------------------------|
| Direktur Utama | 1 | 65.000.000 | 65.000.000 |
| Direktur Teknik dan Produksi | 1 | 55.000.000 | 55.000.000 |
| Direktur Keuangan dan Umum | 1 | 50.000.000 | 50.000.000 |
| Kepala Bagian | 7 | 35.000.000 | 245.000.000 |
| Kepala produksi | 1 | 18.000.000 | 18.000.000 |
| Kepala Seksi | 15 | 30.000.000 | 450.000.000 |
| Karyawan Proses | 45 | 12.000.000 | 540.000.000 |
| Waka seksi | 2 | 15.000.000 | 15.000.000 |
| Laboran | 10 | 15.500.000 | 155.000.000 |
| HSE | 6 | 15.000.000 | 90.000.000 |
| Karyawan lain | 43 | 14.000.000 | 602.000.000 |
| Satpam | 15 | 4.500.000 | 67.500.000 |
| Sekretaris | 4 | 7.000.000 | 28.000.000 |
| Medis | 6 | 10.000.000 | 60.000.000 |
| Paramedis | 5 | 8.000.000 | 40.000.000 |
| Sopir | 6 | 5.000.000 | 30.000.000 |
| <i>Cleaning Service</i> | 15 | 5.000.000 | 75.000.000 |
| Total | 180 | 344.000.000 | 3.137.500.000 |

BAB V

UTILITAS

Unit pendukung proses atau yang lebih sering dikenal sebagai utilitas merupakan salah satu unit yang penting dalam suatu proses produksi di pabrik. Sarana penunjang utilitas sangat diperlukan demi mendukung kelancaran proses produksi. Unit utilitas menyediakan bahan-bahan dan alat penggerak peralatan yang ada dalam proses produksi pabrik. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi di dalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Fungsi menyediakan bahan baku dan penunjang untuk kebutuhan sistem produksi diseluruh pabrik. Penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit ini berfungsi sebagai menyediakan dan mengolah air bersih untuk dapat memenuhi kebutuhan air di pabrik.

2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit ini berfungsi sebagai alat untuk menyediakan steam sebagai alat media pemanas pada alat proses yang membutuhkan pemanas.

3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan listrik untuk menggerakkan alat proses, alat utilitas, alat elektronika, AC, penerangan untuk pabrik dan kebutuhan operasional lainnya.

4. Unit Penyedia Udara Tekanan (*Instrument Air Steam*)

5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar bagi alat-alat ataupun kendaraan yang beroperasi di pabrik.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana, pengolahan ini meliputi penyaringan, demineralisasi dan daerasi. Dalam perancangan pabrik metil klorida ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai mahakam yang berada di kawasan kutai kartanegara. Pemilihan lokasi ini sebagai sumber air didasarkan atas pertimbangan sebagai berikut ini :

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik

Air dan pendingin yang diperlukana di lingkungan pabrik antara lain :

a. Air Pendingin

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

1. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
2. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
3. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
4. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengana adanya perubahan temperature pendingin.

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin adalah kesadahan yang dapat menyebabkan kerak dan oksigen terlarut yang dapat menimbulkan korosi.

b. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*) dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Adapun syarat air umpan boiler, yaitu :

1. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam *boiler* disebabkan air mengandung larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan $NH_3 \cdot O_2$ masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

2. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*Scale Forming*)

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

3. Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada *boiler* karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

c. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu :

1. Syarat fisika, meliputi suhu di bawah suhu udara, warna harus jernih, tidak berasa dan tidak berbau.

2. Syarat kimia, meliputi tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air serta tidak mengandung bakteri.

d. *Downtherm*

Downtherm digunakan sebagai media pendingin pada alat proses yang digunakan reaktor. Jika menggunakan air sebagai pendingin yang sifat fisik dan kimianya lebih ringan dan dapat bertahan pada suhu tinggi dan tekanan tinggi. Oleh karena itu dipilih *downtherm* sebagai pendingin yang terdiri dari metanol, asam klorida, metil klorida dan air. Senyawa ini memiliki tekanan uap yang sama sehingga campuran dapat ditangani. *Downtherm* adalah cairan yang dapat digunakan dalam fase cair, temperatur yang digunakan $290^\circ C$. Keluaran reaktor

dengan temperatur 290,1821°C. Kisaran aplikasi normal adalah 60°F sampai 750°F (15 – 400) °C dan kisaran tekanan adalah 1 atm – 152,2 psig (10,6 bar). Fluida ini stabil tidak mudah terurai pada suhu tinggi, dan dapat digunakan secara efektif baik dalam fase cair atau fase uap. Viskositasnya rendah sepanjang rentang operasi pada perpindahan panas yang efisien sehingga tidak ada masalah dalam pemompaan . Fluida ini noncorrosive untuk logam biasa dan paduan.

(msdssearch.dow.com)

5.1.1 Unit Pengolahan Air

Proses pengolahan air pada pabrik metil klorida terdapat beberapa tahapan yaitu sebagai berikut :

a. Penghisapan (*Screener*)

Air yang diambil dari sungai perlu adanya pemompaan yang selanjutnya air tersebut dialirkan menuju alat penyaringan untuk menghilangkan partikel kotoran yang cukup besar. Pemisahan dilakukan dengan cara melewatkan air sungai melalui kisi-kisi besi, dengan tujuan agar air sungai bersih dari kotoran-kotoran fisik, berupa kayu, sampah dan lain-lain.

b. Penyaringan (*Screening*)

Sebelum air dari sungai akan digunakan sebagai air bersih, maka pada proses ini air disaring untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya. Pada tahap screening partikel yang berukuran padat dan besar akan tersaring secara langsung tanpa menggunakan bahan kimia. Sementara untuk partikel-partikel yang kecil masih akan terbawa bersama air yang kemudian akan diolah ke tahap pengolahan air berikutnya. Tujuan penyaringan yaitu untuk memisahkan kotoran yang besar agar tidak terikut ke pengolahan selanjutnya sehingga pada sisi pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas agar meminimalisir alat screen menjadi kotor.

c. Bak Pengendap (BAK-01)

Air sungai setelah melalui filter dialirkan ke bak pengendap awal. Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari sungai dengan proses sedimentasi. Kotoran kasar yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi. Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran kasar yang mudah mengendap karena ukurannya yg masih cukup besar tetapi lolos dari penyaring awal (*screen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

d. Bak Pencampur Cepat (RMT)

Proses ini merupakan proses penggumpalan dan pengurangan kesadahan yang disebabkan karena adanya penambahan zat kimia yang disebut koagulan ke dalam air sehingga menyebabkan partikel-partikel tersebut akan menjadi lebih stabil atau netral dan membentuk endapan. Koagulan yang digunakan biasanya adalah tawas atau aluminium sulfat ($Al_2(SO_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa.

e. *Clarifier* (C-01)

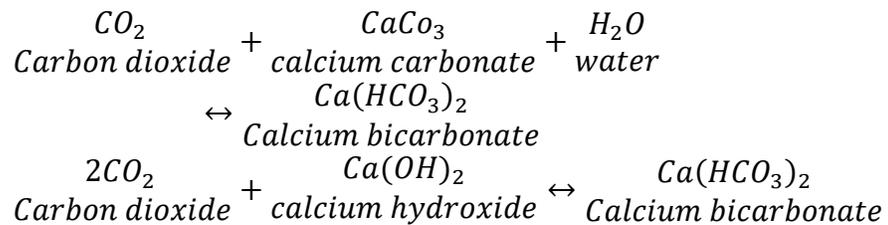
Air setelah melewati bak penggumpal air dialirkan ke *Clarifier* untuk memisahkan atau mengendapkan gumpalan gumpalan dari bak pencampur cepat. Air baku yang telah dialirkan kedalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan agitator. Air keluar *clarifier* dari bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge (flok)* yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blow down* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

Air dari bak pengendapan dipompa menuju *clarifier* untuk mengendapkan kotoran tersuspensi melalui penambahan bahan kimia tertentu. Penambahan ini akan menyebabkan terjadinya endapan yang disebut *flok*. Bahan kimia yang digunakan pada proses ini adalah $Al_2(SO_4).18H_2O$ atau lebih dikenal dengan tawas, dengan fungsi sebagai koagulan kemudian dipisahkan dalam *clarifier*. Selain sifat fisik, masalah yang terdapat pada air

sungai adalah sifat-sifat kimianya. Hal ini dikarenakan air sungai tersebut mengandung zat-zat yang terlarut didalamnya, yang dengan sendirinya akan mempengaruhi sifat fisis dan kimia air sungai tersebut.

Sifat kimia yang sering menjadi masalah adalah kesadahan, yang terdiri dari :

1. Kesadahan sementara, yaitu yang mengandung bekarbonat untuk pemanasan atau bisa juga di tambah dengan CaOH_2 menjadi $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ yang mengendap dalam air. Yang berupa $\text{CaSO}_4 + \text{Na}_2\text{CO}_3$ menjadi Ca_2CO_2 yang mengendap dan Na_2SO_4 .
2. Kesadahan tetap, yaitu air mengandung senyawa-senyawa (karbonat) CaSO_4 , MgSO_4 , MgSO_3 . Untuk menghilangkan kesadahan tetap, digunakan Na_2CO_3 . Pada proses pembentukan flok melalui penambahan tawas, selain menyebabkan terjadinya endapan, juga membentuk gas CO_2 yang sebenarnya harus dihindarkan keberadaannya di dalam tangki atau alat proses. Gas CO_2 akan dibebaskan dari air sehingga gas ini tidak mengganggu dalam proses dan dalam tangki itu sendiri.



f. Saringan Pasir (SF)

Setelah keluar dari clarifier air kemudian dialirkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan, penyaringan dan pengendapan secara bertahap ini bertujuan untuk memastikan bahwa air benar benar bersih dari pengotor sehingga aman digunakan untuk proses produksi maupun kegiatan pabrik lainnya. Air dari clarifier dimasukkan ke dalam *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir dan kerikil untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Pada tahap ini air dilewatkan melalui penyaring yang berbentuk semacam bed yang terisi pasir dan kerikil. Air yang keluar dari sand filter ditampung di dalam

bak penampung air bersih. Setelah melalui bagian ini, air siap didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya. Untuk keperluan kantor, perumahan, poliklinik maka air bersih yang ada dalam bak penampung unit air minum ditambahkan gas *chlorine* untuk membunuh kuman. Sedangkan air yang digunakan untuk air proses dan air pendingin reaktor dapat langsung dialirkan dari bak penampung menuju proses.

g. Bak Air Bersih (BAB)

Air yang sudah melalui tahap filtrasi sudah bisa disebut dengan air bersih. Kemudian air keluaran proses filtrasi akan ditampung dalam bak penampungan air bersih. Dalam hal ini air bersih yang ditampung langsung dapat digunakan sebagai air layanan umum (*service water*). Kegunaan air bersih ini juga dapat digunakan untuk *domestic water*, air pendingin, dan *Boiler Feed Water*, namun air harus di disinfektanisasi terlebih dahulu menggunakan resin untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , dimana tujuan penghilangan mineral-mineral tersebut untuk menghasilkan air demin yang melalui proses demineralisasi. Air bersih dari *sand filter* atau *filtered water* kemudian ditampung di dalam tangki penampungan sementara. Air bersih ini akan didistribusikan dan diolah lebih lanjut sehingga dapat digunakan sebagai air domestik (*domestic water*), air layanan umum (*service water*), air pendingin (*cooling water*), air umpan boiler (*boiler feed water*), dan air proses (*process water*).

h. Bak Air Minum (BAM)

Agar dapat digunakan sebagai air minum pada perkantoran ataupun perumahan, air bersih harus melalui proses klorinasi. Proses ini merupakan proses penambahan klorin dalam bentuk kaporit pada air yang berfungsi untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, serta mikroorganisme lainnya sehingga air layak dikonsumsi dan digunakan. Air yang telah mengalami proses klorinasi selanjutnya akan ditampung di dalam tangki penyimpanan air bersih.

i. *Cooling Tower* (CT-01)

Cooling tower adalah alat yang digunakan untuk menghasilkan air dingin yang dapat digunakan sebagai pendingin pada alat-alat proses. Proses yang terjadi pada cooling tower adalah pengolahan air menjadi air dingin menggunakan udara sebagai media pendinginnya. Initial water ke cooling tower berasal dari *filtered water storage tank* dengan suhu sekitar 45°C yang dialirkan ke atas *cooling tower* melalui distributor. Air akan mengalami 84 evaporasi, sehingga air akan dialirkan ke bawah melalui lubang saluran (*swirl*). Bersamaan dengan proses ini, terjadi pelepasan panas laten, sehingga sebagian air akan menguap ke atmosfer. Untuk itu, dibutuhkan make-up water sebagai kompensasi terjadinya *evaporation loss*. *Makeup water* juga berasal dari *filtered water storage tank*. Air yang mengalami evaporasi di *cooling tower* akan sama jumlahnya dengan *flow makeup water* yang masuk, sehingga kesetimbangan perpindahan panas antara udara dan air akan tetap stabil. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan akan turun menjadi 30°C.

j. Demineralisasi

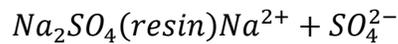
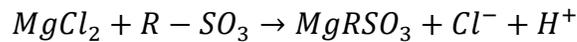
Untuk umpan boiler dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Untuk itu dilakukan proses demineralisasi yang bertujuan untuk menyiapkan air yang digunakan untuk *Boiler Feed Water* dan air pendingin serta air ini harus murni dan bebas dari mineral yang terlarut didalamnya. Proses demineralisasi sendiri dapat dilakukan dengan alat yang terdiri dari penukaran anion (*anion exchanger*) dan kation (*cation exchanger*).

1. Tangki Penukar Kation (*Cation exchanger*) dan Tangki NaCl (TNaCl)

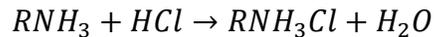
Cation exchanger merupakan resin penukar kation-kation. Untuk *cation exchanger* berupa resin yang sering dimana pengganti kation-kation yang dikandung dalam air akan diganti dengan ion H^+ atau Na^+ karena

disini menggunakan ion H^+ , sehingga keluaran dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi :



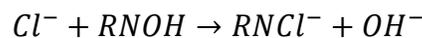
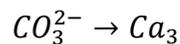
Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam klorida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



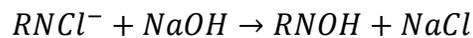
2. Tangki Penukar Anion (*Anion Exchanger*) dan Tangki NaOH (TNaOH)

Merupakan proses pengikatan ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. *Anion exchanger* memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, *anion exchanger* digantikan dengan ion OH^- .

Reaksi :



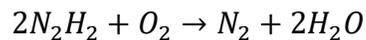
Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Berikut adalah reaksi yang terjadi :



k. Tangki Umpan Boiler (TBFW)

Tangki Umpan Boiler (TBFW) ini bertujuan untuk menyimpan umpan boiler jenis tangki ini silinder horizontal yang dilengkapi dengan daerator dan membebaskan air umpan boiler dari oksigen (O_2). Deaerasi adalah proses

pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O_2) dan karbondioksida (CO_2). Air yang telah mengalami demineralisasi dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan hidrazim (N_2H_2) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler. Air yang telah mengalami demineralisasi (*kation exchanger and anion exchanger*) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk (terutama) boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



Hasil yang diinginkan :

| | |
|-----------|----------------|
| pH | : 9,0-9,6 |
| Kekeruhan | : < 0,1 ppm |
| Hidrasin | : 0,02-0,2 ppm |
| Tipe | : Rascing ring |
| Jenis | : Stone ware |
| Ukuran | : 0,25 in |

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

5.1.2 Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi. Namun terdapat beberapa syarat kandungan zat yang tidak diperbolehkan ada dalam air pendingin, seperti:

- Besi, karena dapat menyebabkan korosi
- Silika, karena dapat menyebabkan kerak

- c. Oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi

Pada pabrik metil klorida ini air make up yang dibutuhkan sebesar 12,5% dari massa air pendingin yang diperlukan maka kebutuhan air make up untuk pendingin sebesar 86833 kg/jam dan air make up untuk boiler sebesar 10% massa air make up untuk steam sebesar 428,3952 kg/jam.

Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin

| Nama Alat | Jumlah (kg/jam) |
|----------------------------|-----------------|
| Kondensor Parsial (CDP-01) | 587591,6 |
| Kondensor Parsial (CD-01) | 82064,82 |
| Pendingin (CL-01) | 25011,49 |
| Jumlah | 694667,9 |

5.7 Proses Pengolahan Air

Managemen penggunaan air

- a. Air untuk kantor dan perumahan

Air untuk kantor dan perumahan dipakai sekali, langsung dibuang ke pengolahan limbah.

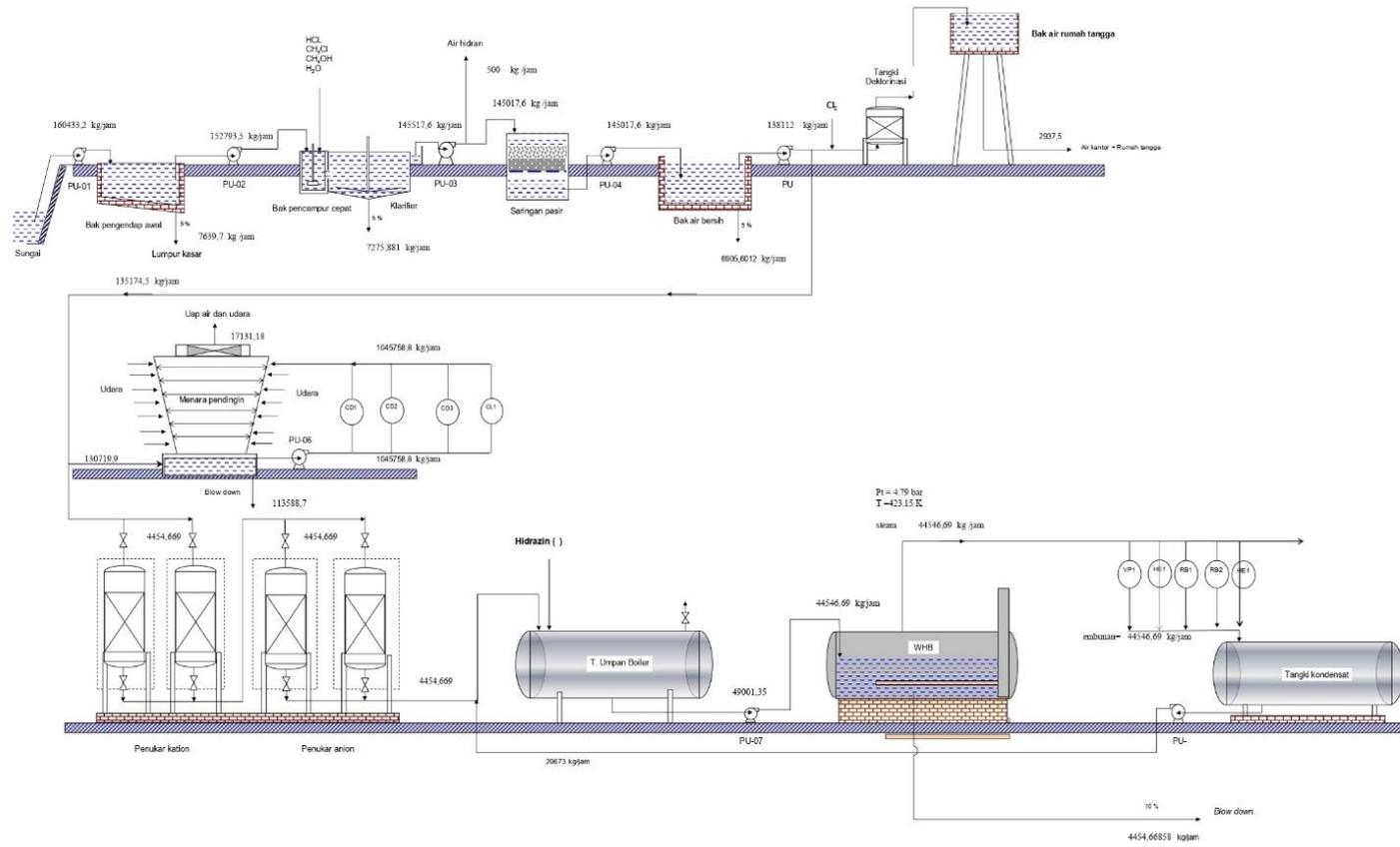
- b. Air untuk media pendingin

Air untuk pendingin digunakan secara tertutup, air bekas pendingin dengan suhu maksimum 50°C di pulihkan dengan cara dikontakan dengan udara lingkungan dalam Menara pendingin. Dalam menara pendingin, terjadi transfer panas dari air ke udara dan transfer massa dari air ke udara akibatnya suhu air keluar menara pendingin kembali 30°C dan massa air berkurang akibat penguapan. Menurut evan, *Process equipment handbook*, vol II, air *makeup* pendingin 12,5% dari massa air pendingin yang diperlukan. Air *make up* : $12,50\% \times 694667,91 \text{ kg/jam} = 86833 \text{ kg/jam}$.

- c. Air untuk umpan boiler

Air dengan kualitas umpan boiler terdiri dari dua jenis, Steam jenuh pada suhu 150°C, Air makeup umpan boiler diprediksi 10% dari steam yang dibangkitkan $\text{Massa air makeup} = 10\% \times 4103,118 \text{ kg/jam} = 428,3952 \text{ kg/jam}$.

UTILITAS



Gambar 4.5 Proses Pengolahan Air

5.2 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi :

Kapasitas : kg/jam

Jenis : Water Tube Boiler

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan unit *economizer safety valve sytem* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Kebutuhan steam untuk penguapan di vaporizer, heater dan reboiler sebanyak 23943,334 kg/jam. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh boiler utilitas. Sebelum masuk boiler, air harus dihilangkan kesadahnya, karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam boiler. Oleh karena itu, sebelum masuk boiler, air dilewatkan dalam *ion exchanger* dan deaerasi terlebih dahulu.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O_2 , Ca, dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *Boiler Feed Water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5– 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi. 49 Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 32°C, kemudian diumpankan ke boiler. Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 100 kPa, kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

| Nama Alat | Jumlah (kg/jam) |
|------------------|-----------------|
| Pemanas (HE-01) | 2768 |
| Pemanas (HE-02) | 76,414 |
| Pemanas (HE-03) | 282,110 |
| Penguap (V-01) | 15221 |
| Penguap (V-02) | 1924 |
| Reboiler (RB-01) | 3673 |
| Jumlah | 23944 |

Steam Jenuh pada suhu 463,15 K digunakan sebagai pemanas pada

Waste Heat Boiler : 4283,952 kg/jam

Air untuk kantor dan perumahan

Air untuk perumahan berkisar antara 200 liter/orang. Hari sampai 300 liter/orang.hari

Dirancang :

Jatah air untuk perumahan = 300 liter/orang.hari

Dilingkungan pabrik ada 5 rumah dan setiap rumah dihuni 6 orang

Maka air untuk perumahan = 5 rumah x 6 orang/rumah x 300 liter/orang hari x hari/24 jam

Maka air untuk perumahan = 375 liter/jam

Rapat massa air = 1 kg/liter

Massa air untuk perumahan = 375 liter/jam x 1 kg/liter = 375 kg/jam

Air untuk kantor

Jatah untuk kantor berkisar antara 75 liter/ hari orang sampai 150 liter/hari.orang

Dirancang jatah air : 150 liter/orang.hari

Air untuk kantor dirancang untuk memenuhi 175 orang

Maka air untuk kantor = 175 orang x 150 liter/orang.hari x 1 kg/liter = 26250 kg/jam

Maka air untuk kantor = 26250/24 = 1093,8 kg/jam

Air untuk layanan umum dan hidran

Dirancang : air untuk layanan umum dan hidran sejumlah air untuk kantor dan perumahan

Massa air untuk layanan umum : 1468,75 kg/jam

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Sumber listrik utama yang digunakan pada pabrik Akrolein ini berasal dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Namun, pabrik ini juga dilengkapi dengan pembangkit listrik tenaga mandiri yaitu sebuah generator. Generator ini berfungsi sebagai sumber listrik cadangan apabila sumber listrik utama dari PLN mengalami gangguan atau pemadaman secara tiba-tiba. Pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinu. Adapun generator yang digunakan adalah jenis generator diesel dengan arus bolak balik dengan kapasitas 1.700 kW. Generator jenis ini dipilih berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikan dan diturunkan sesuai kebutuhan.

Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, dan alat penunjang lainnya. Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

- 1) Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5.3 Kebutuhan Listrik Alat Proses

| Nama Alat | Daya | |
|---------------|--------|--------|
| | hp | kW |
| Pompa (P-01) | 10 | 7.457 |
| Pompa (P-02) | 15,00 | 11.186 |
| Pompa (P-03) | 3,00 | 2.237 |
| Pompa (P-04) | 2,00 | 1.491 |
| Pompa (P-05) | 125,00 | 93.214 |
| Pompa (P-06) | 5,00 | 3.729 |
| Pompa (PU-01) | 15 | 11.186 |
| Pompa (PU-02) | 20 | 14.914 |
| Pompa (PU-03) | 1 | 0.746 |
| Pompa (PU-04) | 1 | 0.746 |
| Pompa (PU-05) | 15 | 11.186 |

| | | |
|------------------|-------|---------|
| Pompa (PU-06) | 20 | 14.914 |
| Pompa (PU-07) | 15 | 11.186 |
| Kompresor (K-01) | 0,5 | 0.373 |
| Fan | 60 | 44.743 |
| Pengaduk | 0,5 | 0.373 |
| Rake | 1,5 | 1.119 |
| Total | 309,5 | 230.798 |

2) Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

| Nama Alat | Daya | |
|---------------------------|-------|-------|
| | hp | kW |
| Pompa (PU-01) | 15 | 11,2 |
| Pompa (PU-02) | 20 | 14,92 |
| Pompa (PU-03) | 1 | 0,8 |
| Pompa (PU-04) | 8 | 6 |
| Pompa (PU-05) | 15 | 11,2 |
| Pompa (PU-06) | 20 | 14,92 |
| Pompa (PU-07) | 15 | 11,2 |
| Udara Tekanan | 0,5 | 0,4 |
| <i>Cooling Tower</i> | 60 | 44,8 |
| Bak Pencampur Cepat (RMT) | 0,5 | 0,4 |
| Clarifier | 1,5 | 1,2 |
| Total | 141,5 | 90,92 |

3) Kebutuhan Listrik Pabrik

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Pabrik

| Keperluan | Kebutuhan (kW) |
|-----------------------|----------------|
| <i>Power Plant</i> | 57.513 |
| Utilitas | 107.513 |
| Penerangan | 50.100 |
| Kantor | 7.500 |
| Bengkel, Laboratorium | 65.026 |
| Total | 7.730.052 |

Untuk penerangan, kantor, bengkel dirancang 7500kW, maka daya total kebutuhan listrik adalah sebesar 7730,052 kW sebagai tenaga penggerak untuk

peralatan proses, keperluan pengolahan air, peralatan-peralatan elektronik atau listrik AC, maupun untuk penerangan. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN dan sebagai cadangan dipakai generator dengan daya total sebesar 8000 kW. Listrik di-supply dari PLN dan dari generator sebagai cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan. Listrik cadangan yang dihasilkan dari generator sebesar kW.

5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Pada unit penyedia bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler. Bahan bakar yang dipilih untuk menjalankan boiler yaitu solar dan dibutuhkan sebanyak 262188 liter/tahun. Prinsip kerja dari generator adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi yang selanjutnya akan menghasilkan panas. Panas nantinya digunakan untuk menghidupkan generator dan menghasilkan tenaga listrik kemudian didistribusikan ke panel dan selanjutnya dialirkan ke unit proses dan utilitas.

5.5 Unit Penyedia Udara Tekanan (*Instrument Air System*)

Pada unit penyedia udara tekan mempunyai fungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan semua dari alat *controller* memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat-alat yang bekerja dengan prinsip pneumatic terutama alat-alat kontrol. Pada dasarnya, proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara. Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebesar 2 m^3 /jam dengan tekanan 4 bar.

5.6 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendapan Awal

Tabel 5.6 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|-----------------------------------------|
| Nama Alat | Bak Pengendapan Awal |
| Kode Alat | BAK-01 |
| Fungsi | Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa |
| Bentuk | Bak persegi panjang |
| Bahan | Beton bertulang |
| Volume Air | 3869,8 m ³ |
| Volume Bak | 4643,7 m ³ |
| Panjang | 59,015 m |
| Lebar | 19,67 m |

2. Bak Pencampur Cepat

Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Pencampur Cepat

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|------------------------------------------------------------|
| Nama Alat | Bak Pencampur Cepat |
| Kode Alat | RMT |
| Fungsi | Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurangan kesadahan |
| Bentuk | Bak silinder tegak dilengkapi bahan pengaduk |
| Bahan | Bahan karbon |
| Volume Air | 2,560 m ³ |
| Volume Bak | 3,072 m ³ |
| Tinggi | 1,576 m |
| Pengaduk | Turbin |
| Daya | 0,5 hp |

3. Clarifier

Tabel 5.8 Spesifikasi Clarifier

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|----------------------------------------------------------------|
| Nama Alat | <i>Clarifier</i> |
| Kode Alat | <i>Clarifier</i> |
| Fungsi | Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa air |
| Bentuk | Bak silinder tegak dengan bentuk kerucut |
| Bahan | Beton bertulang |
| Volume Air | 767,807 m ³ |
| Volume Klari | 921,368 m ³ |

| | |
|----------|----------|
| Diameter | 10,989 m |
| Daya | 1,4 hp |

4. Saringan Pasir

Tabel 5.9 Spesifikasi Saringan Pasir

| Spesifikasi Umum | |
|-----------------------|---------------------------------------------------------------|
| Nama Alat | Saringan Pasir |
| Kode Alat | SF |
| Fungsi | Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air di clarifier |
| Bentuk | Bak persegi panjang |
| Bahan | Beton bertulang |
| Flux Volume | 2,5 gallon/menit ³ |
| Luas Aliran | 23,849 m ³ |
| Lebar | 4,9 m |
| Panjang | 4,883 m ³ |
| Ukuran saringan pasir | 1,2192 m |

5. Bak Air Bersih

Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Air Bersih

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|------------------------------------------------------|
| Nama Alat | Bak Air Bersih |
| Kode Alat | BAB |
| Fungsi | Mengendapkan dan menampung air bersih saringan pasir |
| Bentuk | Bak persegi panjang |
| Bahan | Beton bertulang |
| Waktu Tinggal | 8 jam |
| Volume Air | 1166 m ³ |
| Volume Bakk | 1399,2 m ³ |
| Panjang | 32,394 m |
| Lebar | 10,80 m |

6. Bak Air Minum

Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Air Minum

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|-------------------------------------------------------|
| Nama Alat | Bak Air Minum |
| Kode Alat | BAM |
| Fungsi | Menampung air untuk kantor pelayanan dan rumah tangga |

| | |
|---------------|-----------------------|
| Bentuk | Bak persegi panjang |
| Bahan | Beton bertulang |
| Waktu tinggal | 24 jam |
| Volume Air | 70,854 m ³ |
| Volume Bak | 85,025 m ³ |
| Panjang | 7,986 m |
| Lebar | 2,66 m |

7. Cooling Tower

Tabel 5.12 Spesifikasi *Cooling Tower*

| Spesifikasi Umum | |
|---------------------------|-----------------------------------------|
| Nama Alat | <i>Cooling Tower</i> |
| Kode Alat | CT-01 |
| Fungsi | Mendinginkan suhu 50°C sampai 30°C |
| Bentuk | Menara pendingin jujut tarik |
| Bahan | Baja Karbon |
| Kadar Uap air dalam udara | 0,018 kg/kg udara |
| Flux Volume | 4,28 m ³ /m ² jam |
| Panjang | 15,675 m |
| Lebar | 15,674 m |
| Daya | 60 hp |

8. Tangki Penukar Kation

Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki Penukar Kation

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|-------------------------------------------------------|
| Nama Alat | Tangki Penukar Kation |
| Kode Alat | PK |
| Fungsi | Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air |
| Bentuk | Tangki silinder tegak |
| Bahan | Baja Karbon |
| Kadar Mineral | 35 ppm |
| Volume resin | 0,64 m ³ |
| Diameter | 0,939 m |
| Tinggi | 1,1261 m |

9. Tangki Penukar Anion

Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Penukar Anion

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|----------------------|
| Nama Alat | Tangki Penukar Anion |
| Kode Alat | PA |

| | |
|--------------------------------|-------------------------------------------------------|
| Fungsi | Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air |
| Bentuk | Tangki silinder tegak |
| Bahan | Baja Karbon |
| Mineral yang harus dihilangkan | 172,116 kg |
| Volume resin | 1,365 m ³ |
| Diameter | 1,2022 m |
| Tinggi | 1,443 m |

10. Tangki HCl

Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki HCl

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|------------------------------------------------|
| Nama Alat | Tangki HCl |
| Kode Alat | THCl |
| Fungsi | Melarutkan HCl untuk regenerasi penukar kation |
| Bentuk | Tangki silinder tegak |
| Bahan | Baja Karbon |
| Kebutuhan HCl | 30,0752 kg |
| Volume tangki | 0,726 m ³ |
| Massa Air | 571,428 kg |
| Volume Larutan | 0,605 m ³ |
| Volume Tangki | 0,726 m ³ |
| Diameter | 0,9165 m |
| Tinggi | 0,917 m |
| Pengaduk | Manual |

11. Tangki CH₃OH

Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki CH₃OH

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|---------------------------------------------------------------|
| Nama Alat | Tangki CH ₃ OH |
| Kode Alat | TCH ₃ OH |
| Fungsi | Melarutkan CH ₃ OH untuk regenerasi penukar kation |
| Bentuk | Tangki silinder tegak |
| Bahan | Baja Karbon |
| Kebutuhan NaCl | 1,36466 kg |
| Volume resin | 2 lb/ft ³ |
| Massa Air | 830,7 kg |
| Volume Larutan | 0,879 m ³ |
| Volume Tangki | 1,05455 m ³ |
| Diameter | 1,039 m |
| Tinggi | 1,039 m |

| | |
|----------|--------|
| Pengaduk | Manual |
|----------|--------|

12. Tangki Umpan Boiler

Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki Umpan Boiler

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|-------------------------------------------------------|
| Nama Alat | Tangki Umpan Boiler |
| Kode Alat | TBFW |
| Fungsi | Menyimpan air umpan boiler selama 8 jam |
| Bentuk | Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan decantor |
| Bahan | Baja Karbon |
| Waktu Tinggal | 8 Jam |
| Volume Air | 35,817 m ³ |
| Volume Tangki | 42,980 m ³ |
| Panjang | 7,9 m |
| Diameter | 2,63 m |

13. Tangki Kondensat

Tabel 5.18 Spesifikasi Kondensat

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|-------------------------------------------------------|
| Nama Alat | Tangki kondensat |
| Kode Alat | TKond |
| Fungsi | Menyimpan air umpan boiler selama 1 jam |
| Bentuk | Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan decantor |
| Bahan | Baja Karbon |
| Waktu Tinggal | 1 Jam |
| Volume Air | 44,771 m ³ |
| Volume Tangki | 53,725 m ³ |
| Panjang | 8,15 m |
| Diameter | 2,836 m |

14. Kompresor Udara

Tabel 5.19 Spesifikasi Kompresor Udara

| Spesifikasi Umum | |
|---------------------|---------------------------------------|
| Nama Alat | Kompresor Udara |
| Kode Alat | KU |
| Fungsi | Menekan udara dari 1 bar sampai 4 bar |
| Bentuk | Kompresor sentrifugal |
| Bahan | Baja Karbon |
| Kapasitas kompresor | 0,08923503 kmol/jam |

| | |
|----------------|--------|
| Jumlah Stage | 1 |
| Motor Standart | 0,5 hp |

15. Tangki Silika

Tabel 5.20 Spesifikasi Tangki Silika

| Spesifikasi Umum | |
|------------------------|---------------------------------------------------------|
| Nama Alat | Tangki Silika |
| Kode Alat | TS |
| Fungsi | Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara |
| Bentuk | Tangki silinder tegak |
| Bahan | Baja Karbon |
| Massa Air yang diserap | 7,772 kg |
| Massa Silika | 388,580 kg |
| Volume Silika | 0,3886 m ³ |
| Volume Tangki | 0,38858m ³ |
| Diameter | 0,79093 m |
| Tinggi | 0,79092 m |
| Jumlah | 2 |

16. Tangki Udara Tekan

Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Udara Tekan

| Spesifikasi Umum | |
|------------------|----------------------------|
| Nama Alat | Tangki Udara Tekan |
| Kode Alat | TUT |
| Fungsi | Menampung udara tekan |
| Bentuk | Tangki silinder horizontal |
| Bahan | Baja Karbon |
| Volume Tangki | 1,125 m ³ |
| Panjang | 3 m |
| Diameter | 0,782 m |

Tabel 5.22 Spesifikasi Pompa Utilitas

| Spesifikasi Umum | | | | | | | |
|--------------------------|--------------------------------------------|-----------------------------------------------|----------------------------------------------|---------------------------------|------------------------------------------------------------|------------------------------------------------|----------------------------------------------------------|
| Nama Alat | Pompa Utilitas 1 | Pompa Utilitas 2 | Pompa Utilitas 3 | Pompa Utilitas 4 | Pompa Utilitas 5 | Pompa Utilitas 6 | Pompa Utilitas 7 |
| Kode Alat | PU-01 | PU-02 | PU-03 | PU-04 | PU-05 | PU-06 | PU-07 |
| Fungsi | Memompa air sungai ke bak pengendapan awal | Memompa dari bak pengendapan ke bak klarifier | Memompa air dari klarifier ke saringan pasir | Memompa air dari bak air bersih | Memompa air dari bak air minum dan ke <i>cooling Tower</i> | Memompa air dari tangki umpan boiler ke boiler | Memompa air dari tangki umpan boiler ke tangki kondensat |
| Jenis | Baja Komersial | Pompa Sentrifugal | Pompa sentrifugal | Pompa sentrifugal | Pompa sentrifugal | Pompa sentrifugal | Pompa sentrifugal |
| Bahan | Baja Komersial | Baja Komersial | Baja Komersial | Baja Komersial | Baja Komersial | Baja Komersial | Baja Komersial |
| Kapasitas Pompa | m ³ /s | m ³ /s | m ³ /s | m ³ /s | m ³ /s | m ³ /s | m ³ /s |
| Diameter pipa Optimum | 8,666in | 8,478in | 8,280in | 8,268in | 8,10098in | 20,145in | 5,0738in |
| Diameter Dalam Pipa (ID) | 0,1286 m | 0,15405m | 0,1541 m | 0,15405m | 0,15405m | 0,3874m | 0,1023m |
| Diameter Luar Pipa (OD) | 0,143 m | 0,1690m | 0,1683m | 0,16828m | 0,1683m | 0,4064m | 0,115m |
| Efisiensi | 89% | 82% | 80% | 80% | 87% | 87% | 86% |
| Daya | 15hp | 78,6hp | 6,9544hp | 1,5hp | 24,428hp | 140,17hp | 56,135hp |

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Untuk mengetahui suatu pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak atau layak untuk didirikan atau tidak maka diperlukan suatu evaluasi ekonomi. Evaluasi ekonomi dapat dilakukan dengan beberapa cara dan metode. Untuk itu prarancangan pabrik metil klorida dibuat evaluasi atau penilaian investasi, yang ditinjau dengan metode-metode analisis kelayakan :

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

Metode-metode analisis kelayakan tersebut harus ditinjau melalui beberapa penafsiran faktor, beberapa faktor yang harus ditafsir adalah sebagai berikut :

1. Penafsiran Modal Industri (Total Capital Investment), yang terdiri dari :
 - a. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)
 - b. Modal Kerja (Working Capital)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (Total Production Cost), yang terdiri dari :
 - a. Biaya Produksi (Manufacturing Cost)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (General Expense)
3. Total Pendapatan (Sales Price).
4. Penentuan Titik Impas

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu melakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya Tetap per Tahun (Fixed Cost Annual)
- b. Biaya Variabel Per Tahun (Variable Cost Annual)
- c. Biaya Mengambang (Regulated Cost Annual)

(Peter, M.S., et al., 1990)

6.2 Dasar Perhitungan

Pabrik metil klorida akan didirikan pada tahun 2027

Kapasitas Produksi : 40.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Nilai Kurs (29 April 2024) : Rp. 16.210,00

6.3 Penafsiran Harga Alat

Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun pabrik didirikan. Untuk mencapai harga pada tahun pabrik didirikan, maka dicari indeks pada tahun pabrik didirikan.

Untuk mengetahui harga peralatan pada tahun tertentu maka diperlukan indeks harga peralatan. Indeks harga ini ditentukan berdasarkan data-data indeks harga pada tahun-tahun sebelumnya. Jenis indeks harga yang digunakan adalah “Chemical Engineering Plant Cost Index” (CEP Cost Index). Data CEP Cost Index adalah sebagai berikut :

Tabel 6. 1 Indeks dari *Chemical Engineering plant cost index*

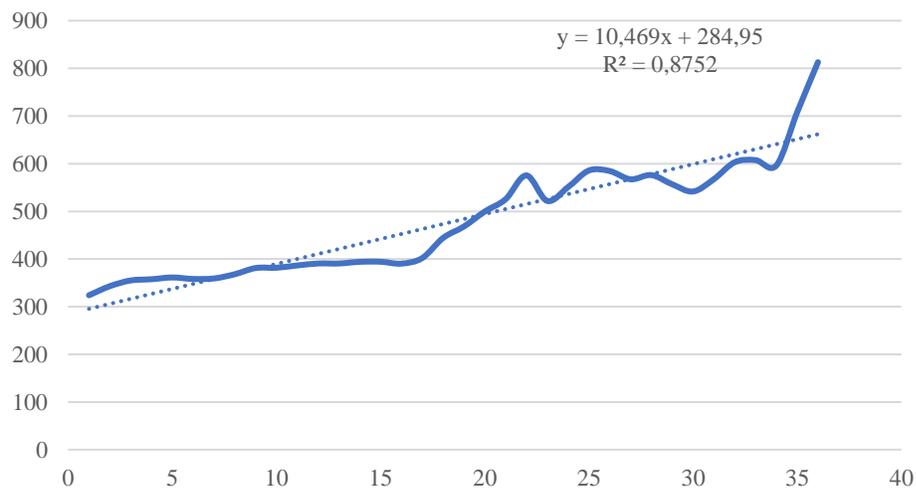
| Tahun (X) | Indeks (Y) | X (tahun-ke) |
|------------------|-------------------|---------------------|
| 1987 | 324,00 | 1 |
| 1988 | 343,00 | 2 |
| 1989 | 355,00 | 3 |
| 1990 | 357,60 | 4 |
| 1991 | 361,30 | 5 |
| 1992 | 358,20 | 6 |
| 1993 | 359,20 | 7 |
| 1994 | 368,10 | 8 |
| 1995 | 381,10 | 9 |
| 1996 | 381,70 | 10 |
| 1997 | 386,50 | 11 |
| 1998 | 389,50 | 12 |
| 1999 | 390,60 | 13 |
| 2000 | 394,10 | 14 |
| 2001 | 394,30 | 15 |
| 2002 | 390,40 | 16 |
| 2003 | 402,00 | 17 |
| 2004 | 444,20 | 18 |
| 2005 | 468,20 | 19 |
| 2006 | 499,6 | 20 |
| 2007 | 525,40 | 21 |
| 2008 | 575,40 | 22 |
| 2009 | 521,90 | 23 |
| 2010 | 550,80 | 24 |
| 2011 | 585,70 | 25 |

| | | |
|--------------|----------------|------------|
| 2012 | 584,60 | 26 |
| 2013 | 567,30 | 27 |
| 2014 | 576,10 | 28 |
| 2015 | 556,80 | 29 |
| 2016 | 541,70 | 30 |
| 2017 | 567,50 | 31 |
| 2018 | 603,10 | 32 |
| 2019 | 607,50 | 33 |
| 2020 | 596,20 | 34 |
| 2021 | 708,00 | 35 |
| 2022 | 813,00 | 36 |
| Total | 17230,7 | 666 |

(Sumber : *Chemical Engineering Plant Cost Index, 2017*)

<https://personalpages.manchester.ac.uk/>

Grafik Chemical Engineering plant cost index



Gambar 6.1 Grafik Ekstrapolasi Indeks Harga

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2027. Nilai indeks Chemical Engineering Progress (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier. Dari regresi linier diperoleh persamaan: $y = 10,469x - 284,95$.

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun penghitungan dan perancangan pabrik tahun 2027 yaitu :

$$X = 2022$$

$$Y = 10,469x - 284,95$$

$$X = 2027$$

$$Y = 10,469(2027) - 284,95$$

$$Y = 144,279$$

Tabel 6.2 Harga indeks regresi linear pada berbagai tahun

| Tahun (X) | Cost Indeks (Y) |
|-----------|-----------------|
| 2019 | 758,850 |
| 2020 | 170,204 |
| 2021 | 264,523 |
| 2022 | 358,842 |
| 2023 | 102,403 |
| 2024 | 112,872 |
| 2025 | 123,341 |
| 2026 | 133,81 |
| 2027 | 144,279 |

Jadi harga index pada tahun 2027 adalah sebesar 144,279.

6.3.2 Harga Alat proses

Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga.

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

Dimana:

Ex : Harga alat pada tahun 2019

Ey : Harga alat pada tahun 2027

Nx : Index harga pada tahun 2019

Ny : Index harga pada tahun 2027

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$Eb = Ea \left[\frac{Cb}{Ca} \right]^{0,6}$$

Dimana:

Ea : Harga alat dengan kapasitas yang diketahui (2019)

Eb : Harga alat dengan kapasitas yang dicari (2027)

Ca : Kapasitas alat (a) yang diketahui (2019)

Cb : Kapasitas alat (b) yang dicari (2027)

Tabel 6.3 Harga Alat Proses

| No | Nama Alat | Kode | Harga Satuan \$ | Jumlah | Harga Total |
|-------|---------------------|--------|--------------------|--------|-------------|
| 1 | Akumulator | AC-01 | 1.283 | 1 | 1.283 |
| 3 | Menara Destilasi | MD-01 | 178.203 | 1 | 178.203 |
| 5 | Kondensor | CD-01 | 57.025 | 1 | 57.025 |
| 7 | Kondensor Parsial | CDP-01 | 55.599 | 1 | 55.599 |
| 8 | Vaporizer | V-01 | 21.384 | 1 | 21.384 |
| 9 | Vaporizer | V-02 | 15.682 | 1 | 15.682 |
| 10 | Pemanas | HE-01 | 15.682 | 1 | 15.682 |
| 11 | Pemanas | HE-02 | 17.107 | 1 | 17.107 |
| 12 | Pemanas | HE-03 | 18.533 | 1 | 18.533 |
| 13 | Pendingin | CL-01 | 49.897 | 2 | 99.794 |
| 15 | Pompa | P-01 | 2.138 | 2 | 4.276 |
| 16 | Pompa | P-02 | 2.566 | 2 | 5.132 |
| 17 | Pompa | P-03 | 2.851 | 2 | 5.702 |
| 18 | Pompa | P-04 | 1.426 | 2 | 2.852 |
| 19 | Pompa | P-05 | 7.128 | 2 | 14.256 |
| 20 | Pompa | P-06 | 1.426 | 2 | 2.852 |
| 25 | Absorber | ABS-01 | 15.682 | 1 | 15.682 |
| 26 | Reaktor | R-01 | 14.256 | 1 | 14.256 |
| 27 | Reboiler | RB-01 | 25.661 | 1 | 25.661 |
| 29 | Separator | SP-01 | 14.256 | 1 | 14.256 |
| 30 | Separator | SP-02 | 15.682 | 1 | 15.682 |
| 31 | Separator | SP-03 | 21.384 | 1 | 21.384 |
| 32 | Tangki Penyimpanan | T-01 | 114.050 | 1 | 114.050 |
| 33 | Tangki Penyimpanan | T-02 | 242.355 | 1 | 242.355 |
| 34 | Tangki Produk | T-03 | 99.793 | 1 | 99.793 |
| 36 | Boiler Limbah Kalor | WHB | 85.537 | 1 | 85.537 |
| Total | | | | | 985.816 |

Tabel 6.4 Harga Alat Utilitas

| No | Nama alat | Kode | Harga satuan | Jumlah | Biaya Rp |
|----|----------------------|-------|--------------|--------|---------------|
| 1 | Bak pengendapan | BP | 1.500.000 | 1 | 1.936.065.000 |
| 2 | Bak pengcampur cepat | RMT | 1.250.000 | 1 | 7.272.000 |
| 3 | Clarifier | CI-01 | 1.250.000 | 1 | 269.464.000 |
| 4 | Saringan pasir | SF-01 | 1.250.000 | 1 | 44.213.000 |
| 5 | Bak air bersih | BAB | 600.000 | 1 | 309.415.119 |
| 6 | Bak air minum | BAM | 600.000 | 1 | 63.861.223 |
| 7 | Cooling Tower | CT | 2.000.000 | 1 | 1.260.931.000 |

| | | | | | |
|--------------|---------------------|------------|-------------|---|-------------------------|
| 8 | Pompa 1 | PU-01 | 94.962.000 | 2 | 189.924.000 |
| 9 | Pompa 2 | PU-02 | 125.595.000 | 2 | 251.190.000 |
| 10 | Pompa 3 | PU-03 | 105.683.000 | 2 | 211.366.000 |
| 11 | Pompa 4 | PU-04 | 93.430.000 | 2 | 186.860.000 |
| 12 | Pompa 5 | PU-05 | 93.430.000 | 2 | 186.860.000 |
| 13 | Pompa 6 | PU-06 | 88.835.000 | 2 | 177.670.000 |
| 14 | Pompa 7 | PU-07 | 88.835.000 | 2 | 177.670.000 |
| 15 | Kompresor udara | KU | 8.500.000 | 2 | 17.000.000 |
| 16 | Tangki silika | Ts | 3.600.000 | 2 | 7.200.000 |
| 17 | Tangki udara | Tu | 4.750.000 | 2 | 9.500.000 |
| 18 | Generator | G | \$ 500.000 | 1 | 500.000 |
| 19 | Penukar kation | TK-01 | \$ 3.905 | 2 | 8000 |
| 20 | Penukar anion | TA-01 | \$ 3.660 | 2 | 7000 |
| 21 | Tangki umpan boiler | BFW | \$ 54.702 | 1 | 55000 |
| 22 | Tangki kondensat | T-cond | \$ 78.145 | 1 | 78000 |
| 23 | Unit dow them | Dow | \$ 100.000 | 1 | 100.000 |
| 24 | Unit Refrigerasi | UNIT RF | \$ 157.853 | 1 | 158000 |
| Total | | | | | 4.795.109.341.40 |

6.4 Analisa Perhitungan Biaya

Untuk memperhitungkan biaya yang diperlukan dalam mendirikan suatu pabrik, diperlukan beberapa tahapan perhitungan agar pabrik tersebut dapat dikatakan layak secara ekonomis.

Dasar Perhitungan:

- a. Kapasitas Produksi : 40.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai Kurs Mata Uang : 1 US \$ = Rp. 16.210,00
- e. Tahun evaluasi : 2027
- f. Untuk buruh asing : \$ 10/*man hour*
- g. Gaji karyawan Indonesia : Rp 20.000/jam
- h. 1 *manhour* asing : 2 *man hour* indonesia
- i. 5% tenaga asing : 95% tenaga Indonesia
- j. Harga Beli Bahan Baku : Rp. 45.000/kg
- k. Harga Jual Produk : Rp. 25.530/kg

1. Perhitungan Modal Tetap (*Capital Investment*)

Capital investment adalah total biaya untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

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

Tabel 6.5 *Physical plant cost (PPC)*

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|--------------|----------------------------|----------------------------|---------------------|
| 1 | Harga alat sampai ditempat | Rp. 298.702.000 | \$ 1.243.114 |
| 2 | Instalasi alat | Rp. 624.591.000 | \$ 111.595 |
| 3 | Pemipaan | Rp. 8.040.410.000 | \$ 3.648 |
| 4 | Instrumentasi | Rp. 58.509.000 | \$ 118.593 |
| 5 | Isolasi | Rp. 97.515.000 | \$30.066 |
| 6 | Instalasi listrik | Rp. 22.403.000 | |
| 7 | Bangunan | Rp. 24.300.000.000 | |
| 8 | Tanah dan perbaikan | Rp. 358.800.000.000 | |
| 9 | Utilitas | Rp. 6.312.311.341 | \$ 912.352 |
| Total | | Rp. 398.554.441.341 | \$ 2.419.368 |

Tabel 6.6 *Direct Plant Cost (DPC)*

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|----|---------------------------------|---------------------|--------------------|
| 1 | <i>Physical Plant Cost</i> | Rp. | \$ |
| 2 | Rekayasa dan konstruksi 20% PPC | Rp. 79.710.888.000 | \$ 79.710.888.000 |
| 3 | Investasi pabrik langsung | Rp. 478.265.329.341 | \$ 478.265.329.341 |
| 4 | Upah kontraktor (10% DPC) | Rp. 47.826.533.000 | \$ 47.826.533.000 |
| 5 | Biaya tak terduga (15% DPC) | Rp. 71.739.799.000 | \$ 71.739.799.000 |

Tabel 6.7 *Fixed Capital Investment (FCI)*

FCI = Investasi Pabrik langsung + Upah kontraktor (10% DPC) + Biaya tak terduga (15% DPC)

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|----|-----------------------|---------------------|--------------|
| 1 | Investasi modal tetap | Rp. 597.831.661.341 | \$ 3.629.052 |

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment yaitu modal biaya yang diperlukan dalam mendirikan pabrik atau usaha untuk mengoperasikan suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan pinjaman dari bank tergantung dari jumlah uang sendiri dan uang pinjaman bisa menggunakan sharing profit atau sebesar 40:60 atau 30:70 atau perbandingan lainnya menyesuaikan dari uang yang ditanamkan.

Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu :

- a. Bisa menghasilkan laba yang maksimum.
- b. Investasi yang cepat kembali.
- c. Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai , aman , dan lain-lain.

Tabel 6.8 *Working Capital Investment (WCI)*

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|--------------|-------------------------------|----------------------------|-------------------|
| 1 | <i>Raw Material Inventory</i> | Rp. 24.782.248.000 | \$ |
| 2 | <i>In Process Inventory</i> | Rp. 1.046.789.000 | \$ 2.021 |
| 3 | <i>Product Inventory</i> | Rp. 57.573.372.000 | \$ 111.131 |
| 4 | <i>Extended Credit</i> | Rp. 115.146.743.000 | \$ 222.263 |
| 5 | <i>Available Cash</i> | Rp. 57.573.372.000 | \$ 111.131 |
| Total | | Rp. 256.122.524.000 | \$ 446.546 |

2. Analisa Perhitungan Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang harus disediakan atau dikeluarkan untuk melakukan produksi suatu produk dalam pabrik, meliputi Direct Cost, Indirect Cost, Fixed Cost yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. Manufacturing Cost antara lain :

- a. Direct Manufacturing Cost (DMC) adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

Biaya Produksi Langsung adalah modal yang dikeluarkan untuk pembelian atau pengadaan peralatan proses produksi, antara lain: mesin-mesin dan alat tambahannya, perpipaan, perlistrikan, alat ukur, pengerjaan tanah sampai pendirian bangunan yang berhubungan langsung dengan pendirian suatu pabrik baru. Dengan perkataan lain semua modal yang dikeluarkan untuk pendirian pabrik sehingga pabrik siap untuk berproduksi dinamakan direct cost.

Tabel 6.9 *Direct manufacturing cost (DMC)*

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|-------|----------------------------|----------------------------|-------------------|
| 1 | Bahan baku | Rp. 297.386.975.000 | \$ |
| 2 | Buruh | Rp. 1.878.500.000 | \$ |
| 3 | Supervisi | Rp. 281.775.000 | \$ |
| 4 | Pemeliharaan alat | Rp. 43.411.253.000 | \$490,028 |
| 5 | Persediaan alat | Rp. 6.511.688.000 | \$73,504 |
| 6 | <i>Royalty and Patents</i> | Rp. 10.428.595.000 | \$ |
| Total | | Rp. 583.610.030.000 | \$ 563,532 |

- b. Indirect Manufacturing Cost (IMC) adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

Biaya Produksi tidak Langsung adalah modal yang dikeluarkan untuk konstruksi pabrik, overhead konstruksi dan bagian-bagian pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan pengadaan peralatan proses produksi.

Tabel 6.10 *Indirect manufacturing cost (IMC)*

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) |
|-------|-------------------------|---------------------------|
| 1 | <i>Payroll Overhead</i> | Rp. 375.700.000 |
| 2 | <i>Laboratory</i> | Rp. 375.700.000 |
| 3 | <i>Plant Overhead</i> | Rp. 1.878.500.000 |
| 4 | <i>Packaging</i> | Rp. 20.857.190.000 |
| 5 | <i>Distribution</i> | Rp. 8.303.486.000 |
| Total | | Rp. 31.790.576.000 |

- c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*/Biaya Produksi Tetap adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

Biaya Produksi Tetap adalah biaya produksi yang dikeluarkan oleh sebuah perusahaan dalam keadaan konstan atau umumnya senantiasa tidak berubah walaupun mengalami peningkatan maupun penurunan jumlah barang atau jasa yang dihasilkan. Dapat dikatakan bahwa biaya tetap tidak terpengaruh sama sekali atau terlepas dari perubahan-perubahan dalam aktivitas bisnis yang dijalankan oleh perusahaan. Harga bahan baku untuk pembuatan metil klorida disajikan pada Tabel 6.11

Tabel 6.11 Harga Bahan Baku

| Komponen | Kapasitas kg/jam | Harga Rp/kg | Harga kg/tahun | Harga Rp/Tahun |
|--------------|------------------|-------------|----------------|----------------|
| Asam Klorida | 4.369 | 25.600 | 34.597.858,51 | 883.284.075 |
| Metanol | 20.149 | 1000 | 159.575.418 | 159.575.418 |

Tabel 6.12 Harga Bahan Baku Pendukung

| Komponen | Massa kg | Harga (Rp)/kg | Harga Total Rp/tahun | Biaya (Rp)/Tahun |
|---------------------------|----------|---------------|----------------------|------------------|
| <i>Silica Gel-Alumina</i> | 3,35 | 168.362.439 | 168.362.439 | 563.353.000 |

Tabel 6.13 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|--------------|-----------------------|---------------------------|------------------|
| 1 | <i>Depreciation</i> | Rp. 62.016.075.000 | \$700.040 |
| 2 | <i>Property taxes</i> | Rp. 7.262.169.000 | \$ |
| 3 | <i>Insurance</i> | Rp. 6.201.608.000 | \$70.004 |
| Total | | Rp. 75.479.852.000 | \$770.044 |

Tabel 6.14 *Total Manufacturing Cost (TMC)*

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|--------------|------------------------------------------|----------------------------|------------|
| 1 | <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> | Rp583.610.030.000 | \$563.532 |
| 2 | <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> | Rp. 31.790.576.000 | \$ |
| 3 | <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> | Rp. 75.479.458.000 | \$770.044 |
| Total | | Rp. 690.880.458.000 | \$ |

3. Pengeluaran Umum (*General expenses*)

General Expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh Manufacturing cost. Biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6.15 *General expense (GE)*

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|--------------|-----------------------------|----------------------------|------------------|
| 1 | Administrasi | Rp. 14.958.143.000 | \$ |
| 2 | Sales dan promosi | Rp. 20.857.190.000 | \$ |
| 3 | Penelitian dan pengembangan | Rp. 26.071.487.000 | \$ |
| 4 | Finansial | Rp. 109.535.409.000 | \$177,127 |
| Total | | Rp. 171.422.229.000 | \$177,127 |

4. Total Capital Investment

$$\begin{aligned}\text{Total Capital Investment (Rupiah)} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{Rp. } 726.216.879.828 + \text{Rp. } 256.122.524.000 \\ &= \text{Rp. } 982.339.403.828 \\ &= \$ 7,000,405 + \$ 446,546 \\ &= \$ 453.546405\end{aligned}$$

Maka Total *Capital Investment* adalah Rp. 982.339.403.828

5. Total Biaya Produksi

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense}$$

Tabel 6.16 Total Production Cost (TPC)

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|--------------|-------------------------|----------------------------|--------------------|
| 1 | Manufacturing Cost (MC) | Rp. 690.880.458.000 | \$1.333.576 |
| 2 | General Expense (GE) | Rp. 171.422.229.000 | \$177.127 |
| Total | | Rp. 862.302.687.000 | \$1.510.703 |

6.5 Analisa Keuntungan

$$\text{a. Keuntungan Sebelum Pajak} = \frac{\text{Profit (keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

$$\text{Total Penjualan} = \text{Rp. } 1.042.859.493.000$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp. } 690.880.458.000$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi}$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Rp. } 1.042.859.493.000 - \text{Rp. } 690.880.458.000$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Rp. } 351.979.035.000$$

$$\text{b. Keuntungan Setelah Pajak} = \frac{\text{Profit (Keuntungan setelah pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

Pajak diambil sebesar 26,5% dari keuntungan (Sumber : Aries & Newton, 1995)

$$\text{Pajak (26,5\% Keuntungan)} = 41.782.459.000$$

$$\text{Keuntungan setelah pajak} = \text{Keuntungan Sebelum Pajak} - \text{Pajak}$$

$$\text{Keuntungan setelah pajak} = \text{Rp. } 157.669.656.000 - \text{Rp. } 41.782.459.000$$

$$\text{Keuntungan setelah pajak} = \text{Rp. } 115.887.197.000$$

Kesimpulan :

$$\text{Total Penjualan} = \text{Rp. } 1.042.859.493.000$$

$$\text{Total Production Cost} = \text{Rp. } 690.880.458.000$$

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 157.669.656.000
Pajak (26,5% dari Keuntungan) = Rp. 41.782.459.000
Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 115.88.197.000

6.6 Analisa Resiko Pabrik

Dalam menentukan suatu pabrik mempunyai risiko yang tinggi maupun risiko yang rendah dapat dilakukan dengan meninjau beberapa aspek. Pada prarancangan pabrik ini terdapat dua aspek tinjauan dalam menentukan risiko pabrik. Pertama yaitu dari aspek sifat bahan-bahan yang terlibat dalam proses produksi, dan yang kedua yaitu dari aspek kondisi operasi alat yang digunakan pada saat proses produksi. Berdasarkan tinjauan dari semua sifat bahan-bahan yang terlibat serta kondisi operasi alat yang tidak terlalu tinggi maka prarancangan pabrik ini memiliki risiko yang rendah (*low risk*). Berikut parameter yang dilihat :

1. Kondisi Operasi

Kondisi operasi dikategorikan cukup berbahaya karena menggunakan tekanan dan suhu yang cukup tinggi.

- Suhu : 30-400°C
- Tekanan : 1-8 atm

2. Karakteristik Baku dan Produk

• Bahan Baku

Resiko bahan baku asam klorida dan metanol

asam klorida atau asam muriatik merupakan gas berwarna kuning kehijauan dan berbau merangsang, dapat larut dalam alkali hidroksida, kloroform dan eter, bersifat zat beracun (karsinogen) dan sangat korosif. Sedangkan metanol berwarna bening seperti air, mudah menguap, mudah terbakar, sedikit berbau ringan, beracun dan mudah bercampur dengan air.

• Produk

Produk yang di hasilkan oleh pabrik kimia merupakan metil klorida yaitu cairan yang tidak berwarna dengan bau ringan dan manis yang dapat membahayakan mata, kulit, hati dan jantung. Sifat nya mudah terbakar, mudah menguap dengan cepat pada suhu kamar.

• Pemasaran

Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik metil klorida di bontang kalimantan timur cukup menguntungkan karena dekat dengan lokasi tersediannya bahan baku metanol, yaitu pabrik asam metanol milik PT. Kaltim Methanol Industry, Kalimantan Timur yang memproduksi 660.000 ton/tahun dan PT Bintang Mitra

Semestaraya sebagai distributor HCl yang ada di Kalimantan Timur dari PT Sulfindo Adiusaha yang berada di Semarang.

Berdasarkan parameter diatas yaitu dari sisi kondisi operasi, sifat atau karakteristik dari bahan baku dan produk maka pabrik ini dapat digolongkan memiliki resiko yang tinggi (*high risk*).

6.7 Analisa Kelayakan

1. Return on Investment (ROI)

Return on Investment adalah tingkat keuntungan yang di dapat setiap tahun dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum ROI before tax sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi mempunyai minimum ROI before tax sebesar 44%. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$ROI = \frac{\text{Profit (keuntungan)}}{\text{Fixed capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

a. Sebelum Pajak

$$ROI b = \frac{\text{Profit (keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

$$ROI b = 21,711\%$$

Kesimpulannya adalah pabrik telah memenuhi syarat karena >11% menurut sumber Aries Newton halaman 193.

b. Sesudah Pajak

$$ROI a = \frac{\text{Profit (keuntungan sesudah pajak)}}{\text{Fixed capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

$$ROI a = 15,958\%$$

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

a. Sebelum pajak

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

$$POTb = \frac{\text{Fixed capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi}}$$

$$POTb = 4,61 \text{ tahun}$$

b. Sesudah pajak

$$POTa = \frac{\text{Fixed capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sesudah pajak} + \text{Depresiasi}}$$

$$POTa = 6,27 \text{ tahun}$$

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *Break Even Point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapat keuntungan.

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

$$BEP = 50,108\%$$

Dimana :

Fa = Annual Fixed Manufacturing Cost pada produksi maksimum

Ra = Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va = Annual Variable Value pada produksi maksimum

Sa = Annual Sales Value pada produksi maksimum Annual

a. Annual Fixed Cost (Fa)

Tabel 6.17 Annual fixed manufacturing cost (Fa)

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|--------------|----------------|---------------------------|------------------|
| 1 | Depreciation | Rp. 62.016.075.000 | \$700,040 |
| 2 | Property taxes | Rp. 7.262.169.000 | \$ |
| 3 | Insurance | Rp. 6.201.608.000 | \$70,004 |
| Total | | Rp. 75.479.852.000 | \$770,044 |

b. Annual Regulated Expenses (Ra)

Tabel 6.18 Annual regulated expenses (Ra)

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|----|------------------|-------------------|------------|
| 1 | Buruh | Rp. 1.878.500.000 | \$ |
| 2 | Payroll overhead | Rp. 375.700.000 | \$ |
| 3 | Plant overhead | Rp. 1.878.500.000 | \$ |

| | | | |
|--------------|-------------------|----------------------------|------------------|
| 4 | Supervisi | Rp. 281.775.000 | \$ |
| 5 | Laboratorium | Rp. 375.700.000 | \$ |
| 6 | General Expenses | Rp. 171.422.229.000 | \$177.127 |
| 7 | Pemeliharaan alat | Rp. 41.848.216.000 | \$ 254.034 |
| 8 | Persediaan alat | Rp. 6.277.232.000 | \$ 38.105 |
| Total | | Rp. 226.135.345.000 | \$760.659 |

c. Annual Variable Cost (Va)

Tabel 6.19 Annual variable value (Va)

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) |
|--------------|-----------------------|----------------------------|
| 1 | Raw material | Rp. 297.386.975.000 |
| 2 | Packging & shipping | Rp. 20.857.190.000 |
| 3 | Utilities | Rp. 223.711.244.000 |
| 4 | Distribusi | Rp. 8.303.486.000 |
| 5 | Royalties and Patents | Rp. 10.428.595.000 |
| Total | | Rp. 560.687.490.000 |

d. Annual Sales Value (Sa)

Tabel 6.20 Annual sales value (Sa)

| No | Jenis Biaya | Harga (Rp) |
|--------------|--------------------|------------------------------|
| 1 | Annual Sales Value | Rp. 1.042.859.493.000 |
| Total | | Rp. 1.042.859.493.000 |

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai

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

$$BEP = 50,108 \%$$

Batasan : *Chemical Industry*, BEP = (40-60)%

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost.

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

Didapatkan SDP = 22,532 %

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut ini :

Umur pabrik (n) = 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) = Rp. 726.216.879.828

Working Capital Investment (WCI) = Rp. 256.122.524.000

Salvage Value (SV) : Depresiasi = Rp. 62.016.075.000

Cash Flow (CF) = *Annual profit + depresiasi + finance*

Cash Flow (CF) = Rp. 75.479.852.000

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

$$DCFR = (FC + WC)(1 + i)^n = \sum_{j=1}^n CF (1 + i)^{n-1} + (WC + Sv)$$

Dimana :

FCI = Fixed capital investment

WC = Working capital investment

SV = Salvage value = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Cf = Cash Flow

Cf = Laba sesudah pajak + depresiasi + finansial

Tabel 6.21 *Cash Flow*

| No | <i>Cash Flow</i> | Harga (Rp) | Harga (\$) |
|--------------|--------------------|------------------------|---------------------|
| 1 | Laba sesudah pajak | Rp. 103.196.979.000 | \$ 6.293.054 |
| 2 | Depresiasi | Rp. 59.783.166.000 | \$ 3645 |
| 3 | Finansial | Rp. 107.239.431.000 | \$ 6539 |
| Total | | Rp. 270.219.841 | \$ 6.303.238 |

Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilainya adalah :

DCFR = 28,525 %

Dengan *trial & error* diperoleh nilai I = 28,525 %

DCFR = 28,525 %

Batasan : *Minimum* Nilai DCFR = 1,5 x bunga bank

Bunga bank : 10%

Kesimpulan : Memenuhi syarat (1,5 x 10% = 15%)

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur

pabrik. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga deposito bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga deposito ($1,5 \times 5\% = 8\%$). Nilai DCFR pada pabrik ini sudah memenuhi syarat karena nilainya melebihi 8%, yaitu 28,525% sehingga investor lebih tertarik untuk berinvestasi di pabrik karena suku bunga deposit yang ditawarkan oleh pabrik jauh lebih besar daripada suku bunga jika investor berinvestasi di bank.

Salvage value

Asumsi semua sarana produksi tidak ada nilainya pada saat umur investasi selesai

Salvage value = harga tanah + bangunan

Salvage value = 383.100.000.000

Investasi modal kerja (Rp)

$S_v + W_c = 523.103.765.000$

Umur investasi $n = 10$ tahun

$I = 28.096\%/tahun$

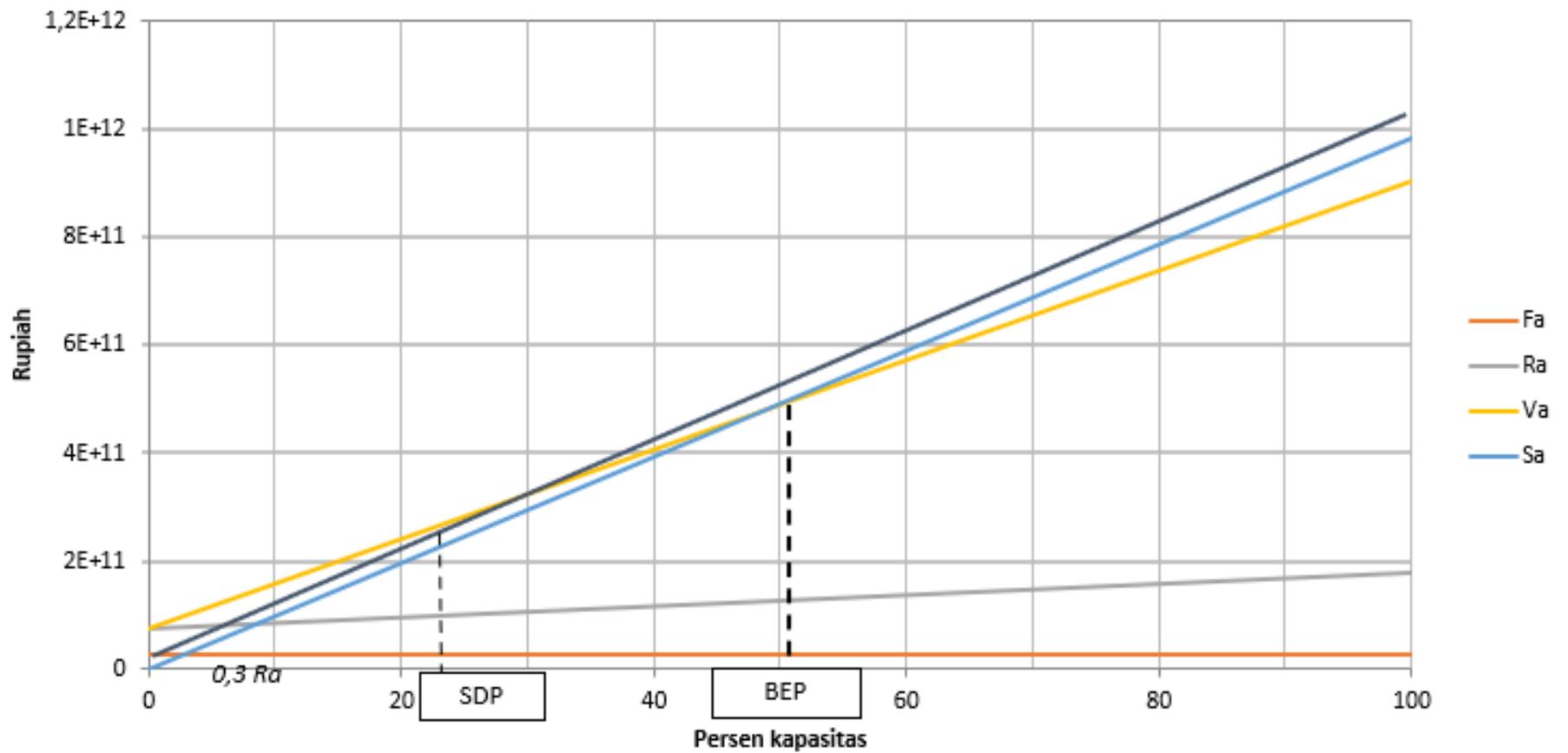
Nilai investasi (Present value) = Rp. 916.402.684.341

Tabel 6.22 Future Value

| | | | |
|---------------------------|------------------------|-----------------------|--------------------|
| $(FC+WC) \cdot (I+1)^n =$ | n | $(I+1)^n$ | $CF \cdot (I+1)^n$ |
| 10.900.435.939.514 | 10 | | 0,00 |
| | 9 | 7,2491 | 2.422.237.853.294 |
| | 8 | 5,6591 | 1.890.954.309.736 |
| | 7 | 4,4179 | 1.476.200.281.755 |
| | 6 | 3,4489 | 1.152.416.671.642 |
| | 5 | 2,6924 | 899.650.407.531 |
| | 4 | 2,1019 | 702.324.841.082 |
| | 3 | 1,6409 | 548.279.841.004 |
| | 2 | 1,2810 | 428.022.428.466 |
| | 1 | 1,0000 | 334.141.775.000 |
| | 0 | (SV+WC) | 523.103.765.000 |
| | | Jumlah | 10.377.332.174.51 |
| Future value investasi | Future value cash flow | 10.900.435.939.514,10 | |
| 10.900.435.939.514 | 10.900.435.939.514 | | |

Ruas kiri-Ruas kanan = 0,0

| Kapasitas | Fa | Ra | Va | Sa |
|-----------|----------------|-----------------|-----------------|---------------|
| 0 | 78.337.420.000 | 146.790.404.800 | 146.760.404.800 | 0 |
| 100 | 78.337.420.000 | 306.514.036.000 | 880.796.811.000 | 1.021.200.864 |



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

Tabel 6.23 Kesimpulan Data

| Keterangan | Jumlah | Tolak Ukur |
|---------------------------|-------------------|-----------------------------------|
| Harga jual, Rp/kg | 25.530,022 | Rp/kg |
| Hasil penjualan, Rp/tahun | 1.021.200.864.000 | Rp/Tahun |
| Laba sebelum, Rp/tahun | 140.404.053.000 | Rp/Tahun |
| Laba sesudah, Rp/tahun | 103.196.979.000 | Rp/Tahun |
| POT before, Tahun | 4,65 | Max 5 tahun, Aries Newton hal 196 |
| POT after, Tahun | 6,33 | Tahun |
| ROIb, %/tahun | 21.508 | %/Tahun |
| ROIa, %/tahun | 15.112 | %/Tahun |
| BEP, % | 51.112 | % 40% sampai 60% |
| SDP, % | 23.835 | % |
| DCF, %/tahun | 28.096 | %/Tahun > dari bunga bank |

9. Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan : Rp. 1.042.859.493

Total Biaya Produksi :

Keuntungan Sebelum Pajak : Rp. 157.669.656.000

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak (26,5%) : 37.207.074.000

Keuntungan Setelah Pajak : 103.196.979.000 Rp /tahun

10. Analisa Resiko Pabrik

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

1. Kondisi Operasi
 - a. Suhu : 300°C
 - b. Tekanan : 8 atm
2. Karakteristik Bahan Baku dan Produk
 - a. Bahan Baku

Resiko bahan baku metanol sifat bahan tidak berbau, mudah menyala, mudah terbakar dan meledak. Resiko bahan baku asam klorida sifat bahannya berbau pedih, mudah terbakar, mudah korosi sedangkan untuk katalis Alumunia sifat bahan tidak berbau, tidak berwarna, bentuk cair dan tidak mudah terbakar.

b. Produk

Produk yang dihasilkan oleh pabrik kimia merupakan metil klorida yaitu berisi gas bertekanan tinggi dan cairan dingin dapat menyebabkan ledakan dan mudah terbakar.

c. Pemasaran

Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik metil klorida di daerah bontang kalimantan timur cukup menguntungkan karena dekat dengan lokasi tersedianya bahan baku metanol dari PT. Kaltim Methanol Industry, Kalimantan Timur yang memproduksi 660.000 ton/tahun dan PT Bintang Mitra Semestaraya sebagai distributor Asam Klorida yang ada di Kalimantan Timur dari PT Sulfindo Adiusaha yang berada di Semarang.

Berdasarkan parameter diatas yaitu dari sisi kondisi operasi, sifat atau karakteristik dari bahan baku dan produk maka pabrik ini dapat digolongkan memiliki resiko yang tinggi (*high risk*).

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari hasil pra-rancangan pabrik metil klorida dengan bahan baku metanol dan asam klorida dengan kapasitas 40.000 ton/tahun, dapat disimpulkan sebagai berikut ini :

1. Pabrik metil klorida dengan bahan baku metanol dan asam klorida dengan kapasitas 40.000 ton/tahun digolongkan sebagai pabrik yang beresiko rendah karena tekanan operasi umumnya sedang yaitu 8 atm (<10 atm) dan suhu operasi umumnya 573,15K (<1000K). Bahan umumnya mudah ditangani. Bahan baku serta produk mudah transportasinya, dan bahan bukan merupakan bahan yang dilarang oleh pemerintah.
2. Pabrik metil klorida dari metanol dan hidrogen klorida didirikan di daerah bontang, kalimantan timur dengan luas tanah 13606 dan jumlah karyawan 140 orang.
3. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini cukup menarik dan layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut ini :

Keuntungan yang diperoleh :

- a. Keuntungan sebelum pajak sebesar 157.669.659 Rp/tahun
- b. Keuntungan setelah pajak (26,5%) sebesar 103.196.979 Rp /tahun

Return Of Investment (ROI)

- a. ROI sebelum Pajak = 21,508%
- b. ROI setelah Pajak = 15,112%

Nilai ROI untuk pabrik pada umumnya lebih besar 11% per tahunnya (sumber : Aries Newton Halaman 193).

Pay Out Time (POT)

- a. POT sebelum Pajak = 4,65 Tahun
- b. POT setelah Pajak = 6,33 Tahun

Syarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko rendah/tinggi adalah maksimal 5 tahun (Sumber Aries Newton Halaman 196).

Break Event Point (BEP) tercapai pada kapasitas produksi 50,108%

Nilai BEP untuk pabrik pada umumnya berada pada rentang 40%-60%

4. *Shut Down Point* (SDP), SDP tercapai pada 23,835%
Nilai SDP pada umumnya berkisar lebih dari 20%
5. *Discount Cash Flow Rate* (DCFR) : 28,096%
Suku bunga deposito di bank saat ini adalah 6,5 %. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga deposito bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga deposito bank ($1,5 \times 5\% = 8\%$). Sehingga investor lebih tertarik untuk berinvestasi di pabrik ini daripada menyimpan uangnya dibank. (Aries and Newton, 1954).

Dari hasil evaluasi ekonomi diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik Metil Klorida dari Metanol dan Asam Klorida dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini layak untuk ditinjau dan didirikan karena memiliki indikator yang menguntungkan.

5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk metil klorida dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Anonim, 2019, "Industrial Chemical", <http://www.Chemicalland21.com>, diakses Jumat, 4 Agustus, pukul 06.45 WIB.
- Aries., R.S and Newton., R.D., 1995. "Chemical Engineering Cost Estimation". McGraw - Hill Book Company, New York.
- Badan Pusat Statistik. <https://www.bps.go.id/>. Diakses pada tanggal 4 September 2023 pukul 18.44 WIB.
- Brownell, Lloyd E., and Edwin H. Young. 1959. Process Equipment Design. New York: John Wiley & Sons, Inc.,.
- Faith, Keyes and Clark, 1961, "Industrial Chemical", Fourth edition. John Wiley and Sons, Inc, New York.
- Geankoplis, C.J., 2003, Transport Processes and Unit Operations, 4th ed., Prentice-Hall International, Tokyo Powell st water condition.
- Harvey, David. 2000. Modern Analytical Chemistry. New York: McGraw-Hill Comp. ICIS 2023. www.icis.com (*Diakses pada tanggal 9 Agustus 2023*).
- Kern, Donald Q. 1950. Process Heat Transfer. Singapore: McGraw-Hill Book Company.
- Kern, Donald Q. 1950. Process Heat Transfer. Singapore: McGraw-Hill Book Company.
- Kirk, R.E and Othmer, D.F., "Encyclopedia of Chemical Technology", John Wiley and Sons. Inc, New York, 1997.
- Kirk, R.E and Othmer, D.F., 1981. "Encyclopedia of Chemical Engineering Technology". John Wiley and Sons Inc., New York.
- Levenspiel, O., 1999, "Chemical Reaction Engineering", 3rd edition. John Wiley and Sons : New York.
- Ludwig, Ernest E. 2001. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3, 3rd edition. London: Gulf Professional Publishing.

- Mc Ketta John J.1990. Encyclopedia of Chemical Processing and Design Vol 35. Marchell Dekker Inc, New York.
- Mc Ketta, J.J. and Cunningham, W.A., 1979, Encyclopedia of Chemical Processing and Design, Vol 5, Marcel Decker inc., New York.
- McCabe, Warren L., Julian C. Smith, and Peter Harriot. 1993. Unit Operations of Chemical Engineering, 5th edition. Singapore: McGraw-Hill International Editions.
- Perry, Robert H, "Perry's Chemical Engineering Handbook", 7th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1999.
- Perry, Robert H., and Don W. Green. 2008. Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th edition. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Perry's R.H., and Green, D.W., 1984, "Perry's Chemical Engineering" hand Book, 6th ed, Mc. Graw Hill Book Company, NewYork.
- Rase,H.F.,"Chemical Reactor Design for Process Plants",(1977),John Wiley and Son, Inc.,N.Y,vol.I,hal 535.
- Sinnott,"*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (2008), Butterworth,hal 987)
- Smart Lab (2017) Lembar Data Keselamatan Bahan kimia, menurut Peraturan (UE) no.1907/2006.
- Spevak, Ljubica., et. al. 1976. Methyl chloride poisoning in four members of a family. Clinic of Internal Diseases. Yugoslavia.
- Tallmagade (Bird,R.B.,"Transport Phenomena",ed 2, hal 191.
- Thyagarajan, M.S., Kumar R., and Kuloor, N. R.,1966., "Hydrochlorination of Methanol to methyl chloride in fixed catalyst Bed", Bangalore : L&EC Process Design And Development vol. 5.
- Towler,G., Ray sinnott,"*Chemical Engineering Design*" Butterworth Heinseman Elsevier, London (2008) hal 824.
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw Hill Company, New York.

LAMPIRAN A REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan CH_3OH dengan HCl_2 menjadi CH_3Cl dan H_2O

Tipe Alat : *Reaction Fixed Bed Multitube*

Kondisi Operasi :

- a. Suhu : 300°C
- b. Tekanan : 8 atm
- c. Reaksi : Eksotermis

Reaksi : $CH_3OH + HCl \rightarrow CH_3Cl + H_2O$

Alasan Pemilihan

- a. Zat pereaksi berupa fase gas dengan menggunakan katalis padat
- b. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontrak dengan pemanas berlangsung optimal.
- c. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and multitube*.
- d. Tidak perlu adanya pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
- e. Konstruksi reaktor *fixed bed multitube* lebih sederhana biaya pembuatan, operasional dan perawatannya relatif murah.

(Hill, 1977)

Data-data sifat fisis bahan

Sifat fisis : massa molekul, suhu beku, suhu didih normal, suhu kritis, dan tekanan kritis diperoleh dari Reid. R.C., *The Properties of Liquid and gases*.

Tabel A.1 Data sifat fisis bahan

| Komponen | Mr | Tf | Tb | Tc | Pc |
|----------|-------|--------|--------|--------|-------|
| N_2 | 28 | 63,15 | 77,35 | 126,1 | 33,94 |
| O_2 | 32 | 54,36 | 90,17 | 154,58 | 50,43 |
| HCl | 36,51 | 158,97 | 188,15 | 324,65 | 83,09 |
| CH_3Cl | 50,53 | 175,45 | 248,93 | 416,25 | 66,79 |
| CH_3OH | 32,04 | 175,47 | 337,85 | 512,58 | 80,96 |
| H_2O | 18,02 | 273,15 | 373,2 | 647,15 | 221,2 |

a. Kapasitas Panas fase gas

Persamaan :

$$cpg = cpga + cpgb T + cpgc T^2 + cpgd T^3 + cpgc T^4$$

Keterangan :

Cpg : kapasitas panas fase gas

Cpga, cpgb, cpgc, cpgd : konstanta

T : suhu operasi, K

Data diambil dari reid, R.C., *The Properties of Liquids and gases*

Tabel A.2 Kapasitas panas fase gas

| Komponen | cpga | cpgb | cpgc | cpgd | cpge | dhf [kJ/mol] |
|----------|----------|-----------|----------|-----------|-----------|--------------|
| N_2 | 2,93E+01 | -3,54E-03 | 1,01E-05 | -4,31E-09 | -2,59E-13 | - |
| O_2 | 2,95E+01 | -8,90E-03 | 3,81E-05 | -3,26E-08 | 8,86E-12 | - |
| HCl | 2,92E+01 | -1,26E-03 | 1,12E-06 | 4,97E-09 | -2,50E-12 | -92,3 |
| CH_3Cl | 2,74E+01 | 2,60E-02 | 1,03E-04 | -1,09E-07 | 3,15E-11 | -86,32 |
| CH_3OH | 4,00E+01 | -3,83E-02 | 2,45E-04 | -2,17E-07 | 5,99E-11 | -201,17 |
| H_2O | 3,39E+01 | -8,42E-03 | 2,99E-05 | -1,78E-08 | 3,69E-12 | -2,41E+02 |

b. Kapasitas panas fase cair

Mengikuti persamaan :

$$cpl = cpla + cppl T + cppl T^2 + cppl T^3$$

Keterangan :

Cpl : kapasitas panas fase cair

Cpla, cplb, cplc, cpld : konstanta

T : suhu operasi, K

Data diambil dari reid, R.C., *The Properties of Liquids and gases*

Tabel A.3 Kapasitas panas fase cair

| Komponen | cpla | cplb | cplc | cpld | dGf |
|----------|----------|-----------|-----------|----------|-----------|
| N_2 | 7,40E+01 | -1,29E-01 | -7,90E-05 | 2,64E-08 | -97,3 |
| O_2 | 7,40E+01 | -1,29E-01 | -7,90E-05 | 2,64E-08 | -96,3 |
| HCl | 7,40E+01 | -1,29E-01 | -7,90E-05 | 2,64E-08 | -95,3 |
| CH_3Cl | 1,14E+01 | 6,23E-01 | -2,44E-03 | 3,83E-06 | -62,89 |
| CH_3OH | 4,02E+01 | 3,10E-01 | -1,03E-03 | 1,46E-06 | -162,51 |
| H_2O | 9,21E+01 | -4,00E-02 | -2,11E-04 | 5,35E-07 | -2,29E+02 |

c. Viskositas fase gas

$$\mu_{gas} = A + B T + C T^2$$

Keterangan :

myua, myub, myuc, dan myud : konstanta empiris

t : suhu operasi, K

μ : viskositas fase gas, kg/m.s

Tabel A.4 Viskositas fase gas

| Komponen | myua | myub | myuc |
|----------|-----------|----------|-----------|
| N_2 | 42,606 | 4,75E-01 | -9,88E-05 |
| O_2 | 44,224 | 5,62E-01 | -1,13E-04 |
| HCl | -9,11E+00 | 5,55E-01 | -1,11E-04 |
| CH_3Cl | -1,37E+00 | 3,86E-01 | -4,87E-05 |
| CH_3OH | -1,42E+01 | 3,89E-01 | -6,26E-05 |

| | | | |
|--------|-----------|----------|-----------|
| H_2O | -3,68E+01 | 4,29E-01 | -1,62E-05 |
|--------|-----------|----------|-----------|

d. Viskositas fase cair

Persamaan :

$$\log_{10} \mu_{liquid} = A + \frac{B}{T} + C T + D T^2$$

Keterangan :

myua, myub, myuc, myud, myue : konstanta empiris

t : suhu operasi, K

μ : viskositas fase cair, kg/m.s

Tabel A.5 Viskositas fase cair

| Komponen | myua | myub | myuc | Myud |
|----------|-----------|----------|----------|-----------|
| N_2 | 15,6104 | 4,65E-02 | 1,63E+01 | -6,34E-04 |
| O_2 | -5,0957 | 1,80E-03 | 3,9E-02 | -1,47E-04 |
| HCl | -1,52E+04 | 1,95E+02 | 3,07E-03 | -1,38E-05 |
| CH_3Cl | -7,35E+00 | 8,54E+02 | 1,95E-02 | -2,35E-05 |
| CH_3OH | -9,06E+00 | 1,25E+03 | 2,24E-03 | -2,35E-05 |
| H_2O | -1,02E+01 | 1,79E+03 | 1,77E-02 | -1,26E-05 |

e. Konduktivitas termal fase gas

$$k_{gas} = A + B T + C T^2$$

Keterangan :

kthg, kthgb, kthgc, dan kthgd : konstanta

t : suhu operasi, K

Tabel A.6 Konduktivitas termal fase gas

| Komponen | kthga | kthgb | kthgc |
|----------|-----------|----------|-----------|
| N_2 | 3,09E-03 | 7,59E-05 | -1,10E-08 |
| O_2 | 1,21E-03 | 8,62E-05 | 1,33E-08 |
| HCl | 1,19E-03 | 4,48E-05 | 2,10E-10 |
| CH_3Cl | -1,85E-03 | 2,03E-05 | 7,32E-08 |
| CH_3OH | 2,34E-03 | 5,44E-06 | 2,33E-07 |
| H_2O | 5,30E-04 | 4,71E-05 | 4,96E-08 |

f. Konduktivitas termal fase cair

$$\log_{10} k_{liq} = A + B \left[1 - \frac{T}{C} \right]^2$$

Keterangan :

Kthl : konduktivitas termal fase gas cair [J/msK]

Kthla, kthlb, kthlc, kthld : konstanta

t : suhu operasi, K

Tabel A.7 Konduktivitas termal fase cair

| Komponen | kthla | kthlb | kthlc | index |
|----------|-----------|-----------|-----------|----------|
| N_2 | 2,13E-01 | 4,21E-01 | -7,30E-06 | 1,00E+00 |
| O_2 | 2,32E-01 | 5,64E-04 | -3,81E-06 | 1,00E+00 |
| HCl | 8,05E-01 | -2,10E-03 | -2,32E-16 | 1,00E+00 |
| CH_3Cl | 1,7528 | 1,36E+00 | 4,16E+02 | 2,00E+00 |
| CH_3OH | -1,18E+00 | 6,19E-01 | 5,13E+02 | 2,00E+00 |
| H_2O | -2,76E-01 | 4,61E-03 | -5,54E-06 | 1,00E+00 |

g. Rapat massa fase cair

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Keterangan :

Density : saturated liquid density, g/ml

A, B and n = regression coefficients for chemical compound

T : temperature, K

T_c : Critical temperature, K

Tabel A.8 Rapat massa fase cair

| Komponen | rhola | rhob | rhoc | T_c |
|----------|----------|----------|----------|----------|
| N_2 | 3,12E-01 | 2,85E-01 | 2,93E-1 | 1,26E+02 |
| O_2 | 4,35E-01 | 2,88E-01 | 2,89E-01 | 1,55E+02 |
| HCl | 4,41E-01 | 2,70E-01 | 3,19E-01 | 3,25E+02 |
| CH_3Cl | 3,58E-01 | 2,51E-01 | 2,87E-01 | 4,16E+02 |
| CH_3OH | 2,72E-01 | 2,72E-01 | 2,33E-01 | 5,13E+02 |
| H_2O | 3,47E-01 | 2,74E-01 | 2,86E-01 | 6,47E+02 |

h. Tegangan muka

Persamaan :

$$\sigma = A \left(\frac{1 - T}{T_c} \right)^n$$

σ : Tegangan muka, dyne/cm

A, n : konstanta

t : suhu operasi, K

Persamaan dan data konstanta dari Yaws, C.L "Chemical Property Handbook".

Tabel A.9 Tegangan muka

| Komponen | A | T_c | n |
|----------|----------|----------|----------|
| N_2 | 8,52E+01 | 3,25E+02 | 1,30E+00 |
| O_2 | 8,52E+01 | 3,25E+02 | 1,30E+00 |
| HCl | 8,52E+01 | 3,25E+02 | 1,30E+00 |

| | | | |
|----------|----------|----------|----------|
| CH_3Cl | 6,86E+01 | 4,16E+02 | 1,20E+00 |
| CH_3OH | 6,83E+01 | 5,13E+02 | 1,22E+00 |
| H_2O | 1,33E+02 | 6,47E+02 | 9,55E-01 |

i. Tekanan fase uap

Puap

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

Keterangan :

P = Vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

t : suhu operasi, K

Tabel A.10 Tekanan fase uap

| Komponen | vpa | vpb | vpc | vpd | vpe |
|----------|----------|------------|------------|-----------|------------|
| N_2 | 23,8572 | -4,76E+02 | -8,66E+00 | 2,012E-02 | -2,41E-11 |
| O_2 | 20,6695 | -5,269E+02 | -6,706E+02 | 1,292E-02 | -9,883E-13 |
| HCl | 4,35E+01 | -1,63E+03 | -1,52E+01 | 1,38E-02 | -1,498E-11 |
| CH_3Cl | 2,57E+01 | -1,75E+03 | -6,72E+00 | -1,09E-07 | 4,43E-06 |
| CH_3OH | 4,56E+01 | -3,24E+03 | -1,40E+01 | 6,64E-03 | -1,05E-13 |
| H_2O | 2,99E+01 | -3,15E+03 | -7,30E+00 | 2,24E-09 | 1,809E-06 |

Tabel A.11 Neraca Massa Reaktor

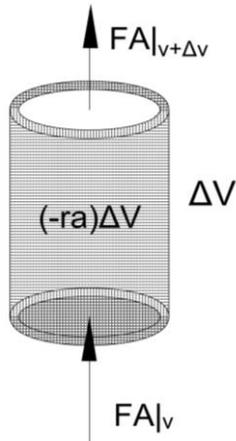
| komponen | Masuk | | Keluar | |
|----------|----------|--------|----------|--------|
| | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam |
| HCL | 315 | 11.487 | 22 | 8.149 |
| CH3CL | 0 | 0 | 91 | 4.618 |
| CH3OH | 105 | 3.361 | 13 | 431 |
| H2O | 1.088 | 19.592 | 1178 | 21.239 |
| total | 1.507 | 34.439 | 1507 | 34.438 |

A.1 Pembentukan Model Matematis

A.1.1 Neraca massa untuk CH_3OH dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa CH_3OH masuk – Kecepatan massa CH_3OH keluar + CH_3OH yang terbentuk dalam sistem = Akumulasi

Pada Keadaan tunak, Akumulasi = 0



Keterangan :

FA : Kecepatan mol metanol, Kgmol/s

ra : Kecepatan mol metanol yang terbentuk dalam sistem, kmol/m³s

V : Volume reaktor, m

Δv : Penambah volume, m³

$$FA|_v - FA|_{v+\Delta v} + (-ra)\Delta v = 0$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{FA|_v - FA|_{v+\Delta v}}{\Delta v} = -(-ra)\Delta v$$

$$-\frac{dFA}{dV} = (-ra)$$

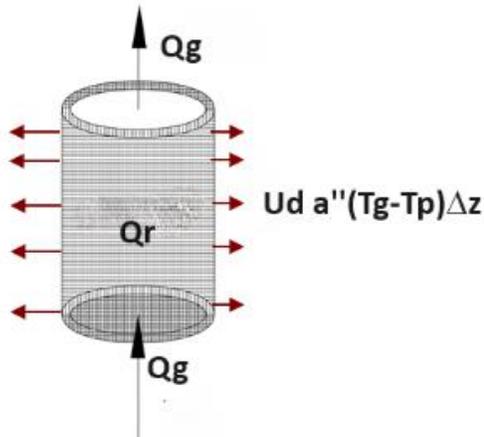
$$\frac{dFA_0(1 - xa)}{d\left(\frac{\pi \cdot l d^2}{4}\right)z} = (-ra)$$

xa : konversi reaksi CH_3OH menjadi CH_3Cl substitusi ke persamaan, diperoleh :

$$\frac{dxa}{dz} = -r_1 \frac{\left(\frac{\pi l d^2}{4}\right)}{FA_0}$$

A.1.2 Neraca panas elemen volume Δv

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + panas yang dalam sistem – perpindahan panas dalam sistem = akumulasi



Keterangan :

Ud : Koefisien transfer panas, $\text{kJ/m}^2\text{s K}$

a'' : Luas permukaan luar tabung, m^2/m

Tg : Suhu reaktor, K

Tp : Suhu pendingin, K

Qg : Panas yang dibawa oleh bahan, kJ/s

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + panas yang dalam sistem – perpindahan panas dalam sistem = akumulasi

$$Qr = (-ra) \times \Delta h r_1 \left(\pi \cdot \frac{Id^2}{4} \right) \times \Delta z$$

Keterangan :

$(-ra)$ = kecepatan reaksi CH_3OH menjadi CH_3Cl monomer, kmol/kgcat.s

$\Delta h r_1$ = Enthalpy reaksi ke 1, kJ/kmol

Diambil limit $\Delta z \rightarrow 0$, diperoleh :

$$\lim_{\Delta z} \frac{Qg|z - Qg|z + \Delta z}{\Delta z} = - \frac{[(-r_1)\Delta h r_1]\pi Id^2}{4} + (\pi Id Ud)(Tg - Tp)$$

$$\frac{-dQg}{dz} = - \frac{[(-ra)\Delta h r_1]\pi Id^2}{4} - Ud(\pi Id)(Tg - Tp)$$

$$Qg = \sum Fg_i cpg_i (Tg - Tref)$$

Keterangan :

cpg : Kapasitas panas masing-masing komponen pada fase gas, kJ/kmol.K

Tg : suhu gas, K

$Tref$: Suhu referensi, K

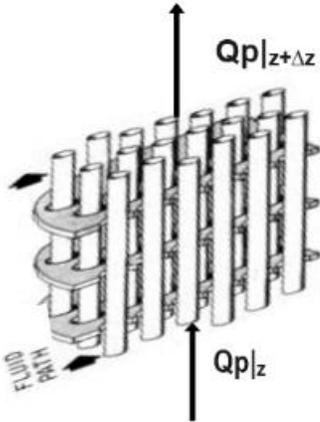
$$\frac{dQg}{dz} = \sum Fg_i \cdot cpg_i \frac{dTg}{dz} + (Tg - Tref) \frac{d \sum Fg_i cpg_i}{dz}$$

Bila $\sum Fg_i cpg_i$ dianggap tetap , maka persamaan neraca panas

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{[(-r_1)\Delta hr_1 - (r_2)\Delta hr_2]\pi Id^2}{4 f_i c_{pi}} - (\pi Od)(T_g - T_p)$$

A.1.3 Neraca panas untuk media pendingin

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam sistem = akumulasi



Keterangan :

- cpp : kapasitas panas media pendingin, kJ/kg.K
- fmassp : kecepatan massa media pendingin, kg/s
- npipa : jumlah pipa
- Od : Diameter luar pipa, m
- Qp : Panas yang dibawa oleh pendingin, kJ/s
- Tg : Suhu gas, K
- Tp : Suhu pendingin, K
- Treff : Suhu referensi, K
- Ud : Koefisien perpindahan kalor, kJ/m

Neraca panas :

Kecepatan panas masuk – kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam sistem = akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$\frac{Q_{p_z} - Q_{p_{z+\Delta z}}}{\Delta z} = -Ud\pi Od n_{pipa}(T_g - T_p)$$

$$-\frac{dQ_p}{dz} = -Ud\pi Od n_{pipa}(T_g - T_p)$$

$Q_p = f_{massp} c_{pp} (T_p - T_{reff})$

$$\frac{d f_{massp} c_{pp} (T_p - T_{reff})}{dz} = Ud\pi Od n_{pipa} (T_g - T_{reff})$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud\pi Od n_{pipa}(T_g - T_p)}{f_{massp} c_{pp}}$$

A.1.4 Penurunan tekanan

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan *tallmagade* (Bird, R.B., "Transport Phenomena", ed 2, halaman 191).

$$\frac{dPt}{dz} = \left[150 \left(\frac{1 - \varepsilon}{ReP} \right) + 4.2 \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{Gp^2}{\rho Dp}$$

Dengan hubungan :

Dp : Diameter katalis, m

Gp : Flux massa, kg/m³s

Rep : Bilangan Reynold

Pt : Tekanan, Pa

e : Porositas katalis

ρ : Rapat massa gas, kg/m³

Dari pemodelan matematis diatas diperoleh persamaan :

$$\begin{aligned} \frac{dx_1}{dz} &= - \frac{r_1 \left(\frac{\pi Id^2}{4} \right)}{Fa0} \\ \frac{dx_2}{dz} &= - \frac{r_2 \left(\frac{\pi Id^2}{4} \right)}{Fa0} \\ \frac{dTg}{dz} &= \frac{\frac{[(-r_1)\Delta hr_1 + (-r_2)\Delta hr_2]\pi Id^2}{4} - \pi Od(Tg - Tp)}{\sum fi cp gi} \\ \frac{dTp}{dz} &= \frac{Ud \pi Od npipa (Tg - Tp)}{f massp cpp} \\ \frac{dPt}{dz} &= \left[150 \left(\frac{1 - \varepsilon}{Rep} \right) + 4.2 \left(\frac{1 - \varepsilon}{Rep} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1 - \varepsilon}{Rep} \right) \frac{Gp^2}{\rho Dp} \end{aligned}$$

Merupakan persamaan differensial biasa order 1 yang dapat diselesaikan secara simultan.

A.1.5 Persamaan pendukung

a. variabel pendukung

pada perhitungan reaktor fixed bed ini, besaran yang digunakan sebagai variabel

b. ukuran pipa

dipilih berdasarkan Rase, H F., "Chemical Reactor Design for Process Plants", (1977) John Wiley and Son, Inc., N.Y, vol.I, hal 535

Ukuran pipa yang digunakan berkisar antara 1 "in sampai 2"

A.16 Jumlah pipa

Jumlah pipa yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan *Reynold* yang digunakan

$$Re_p = \frac{Id G_p}{\mu}$$

G_p : Flux massa aliran dalam pipa, kg/m³s

Id : Diameter dalam pipa, m

Re_p : Bilangan reynold

Flux massa dihitung dengan persamaan :

$$G_p = \frac{f_{masst}}{n_{pipa} a_p}$$

Keterangan :

a_p : Luas aliran dalam pipa, m

f_{masst} : kecepatan massa total, kg/s

n_{pipa} : jumlah pipa

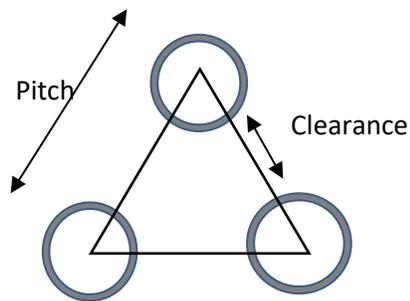
masukan dalam persamaan bilangan *reynold*, diperoleh :

$$Re_p = \frac{Id f_{masst}}{\mu n_{pipa} a_p}$$

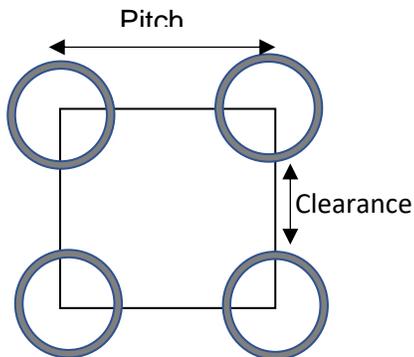
$$n_{pipa} = \frac{Id f_{masst}}{Re_p a_p \mu}$$

A.1.7 Susunan pipa

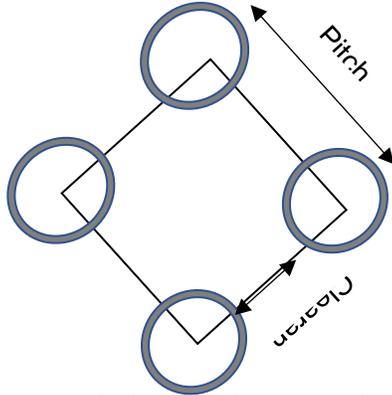
Pipa dalam reaktor dapat disusun secara triangular secara busur sangkar



susunan triangular



Susunan bujur sangkar



Susunan bujur sangkar yang dirotasi

A.18 Diameter ekivalen

Untuk susunan bujur sangkar, diameter ekivalen dihitung dengan persamaan :

$$De = \frac{4 \times (Pitch^2 - (\pi \frac{Od^2}{4}))}{\pi \times Od}$$

Kern, D.Q., halaman 138

Keterangan :

De : Diameter ekivalen, m

Pitch : Jarak antara 2 pusat lingkaran pipa, m

Od : Diameter luar pipa, m

Untuk susunan triangular

$$De = \frac{4 \times (\frac{1}{2} Pitch \times 0,86 \times Pitch - \frac{1}{2} \pi \frac{Od^2}{4})}{\frac{1}{2} \pi \times Od}$$

Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", Hal 139.

A.1.8 Diameter selongsong

Untuk susunan bujur sangkar dihitung dengan persamaan :

$$N_{pipa} = \frac{\left[\frac{(Ids - K_1)^2 \pi}{4} + K_2 \right] - Pitch(Ids - K_1)[K_3 n_{pass} + K_4]}{Pitch^2}$$

Untuk susunan triangular :

$$N_{pipa} = \frac{\left[\frac{(Ids - K_1)^2 \pi}{4} + K_2 \right] - Pitch(Ids - K_2)[K_3 n_{pass} + K_4]}{1.233 Pitch^2}$$

Nilai konstanta K₁, K₂, K₃, dan K₄

Untuk susunan bujur sangkar

$$K_1 = -1$$

$$K_2 = -0,10$$

$$K_3 = 0,43$$

$$K_4 = -0,3$$

Untuk susunan triangular

$$K_1 = -1,08$$

$$K_2 = -0,90$$

$$K_3 = 0,69$$

$$K_4 = -0,80$$

Persamaan dan data tersebut diperoleh dari *ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*, ed III, vol 3, hal 36.

A.1.9 Koefisien perpindahan kalor gabungan

Dihitung berdasarkan persamaan korelasi :

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

Keterangan :

Rd : Resistansi thermal terhadap pengotor, m³sK/kJ

Uc : Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih, kJ/m³sk

Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan design, kJ/ m³sk

Persamaan Rd disusun kembali menjadi :

$$\frac{1}{Ud} = \frac{Rd Uc + 1}{Uc}$$
$$Ud = \frac{Uc}{Rd Uc + 1}$$

Koefisien perpindahan klaor dalam selongsong dihitung dengan persamaan :

$$hi = 0,021 \frac{kthav}{id} Re t^{0,8} Pr t^{1/3}$$

Towler, G., Ray sinnott, "Chemical Engineering Design" Butterworth Heinseman Elsevier, London, 2008, halaman 824

Dengan hubungan :

Id : Diameter pipa, m

hi : Koefisien perpindahan kalor dalam pipa, kJ/m³sK

kthav : Konduktivitas thermal gas, kJ/m.s.K

Prt : Bilangan Prandtl

Ret : Bilangan Reynold

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \frac{kth}{De} Re^{0,55} Pr^{1/3}$$

Keterangan :

De : Diameter ekivalen, m

ho : Koefisien perpindahan kalor pada selongsong, kJ/m³sK

kth : Konduktivitas thermal, kJ/m³sK

Re : Bilangan Reynold

Pr : Bilangan Prandtl

Komposisi masing-masing komponen pada konversi x_1, x_2

Asam Klorida (HCl)

Kecepatan mol HCl = kecepatan mol HCl masuk – mol HCl untuk reaksi

$$f_{mol_1} = f_{mol_{in_1}} - x_1 f_{mol_{in_3}}$$

Metil Klorida (CH₃Cl)

Kecepatan mol CH₃Cl = kecepatan mol CH₃Cl masuk + CH₃Cl hasil reaksi

$$f_{mol_2} = f_{mol_{in_2}} + x_2 f_{mol_{in_3}}$$

Metanol (CH₃OH)

Kecepatan mol CH₃OH = kecepatan mol CH₃OH masuk – kecepatan mol CH₃OH yang bereaksi

$$f_{mol_3} = f_{mol_{in_3}} - 3x_2 f_{mol_{in_5}}$$

Air (H₂O)

Kecepatan mol H₂O = kecepatan mol H₂O masuk + kecepatan mol H₂O reaksi

$$f_{mol_4} = f_{mol_{in_4}} + x_1 f_{mol_{in_4}} + 3 \times 2 f_{mol_{in_4}}$$

Fraksi mol masing-masing komponen

Dihitung dengan persamaan :

$$y_i = \frac{\text{kecepatan mol masing – masing komponen}}{\text{kecepatan mol total}}$$

Viskositas gas campuran

Dihitung dengan persamaan :

$$\mu_{av} = \frac{\sum y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt{Mw_i}}$$

Dengan hubungan :

M_{wi} : Massa molekul masing-masing komponen

Y_i : Fraksi mol masing-masing komponen

μ_i : viskositas masing-masing komponen, kg/m.s

Konduktivitas thermal campuran

Dihitung dengan persamaan :

$$kth_{av} = \frac{\sum y_i kth_i \sqrt[3]{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt[3]{Mw_i}}$$

Keterangan :

kthi : konduktivitas thermal masin-masing komponen, kJ/m.s.K

kthav : Konduktivitas thermal campuran, kJ/m.s.K.

A.1.11 Penyelesaian persamaan matematik

Persamaan matematis diselesaikan dengan cara rungge kutta

$$z_{n+1} = z_n + \Delta z$$

$$xa_{n+1} = xa_n + \frac{(k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)}{6}$$

$$Tg_{n+1} = Tg_n + \frac{(I_1 + 2I_2 + 2I_3 + I_4)}{6}$$

$$Tp_{n+1} = Tp_n + \frac{(m_1 + 2m_2 + 2m_3 + m_4)}{6}$$

$$Pt_{n+1} = Pt_n + \frac{(n_1 + 2n_2 + 2n_3 + n_4)}{6}$$

K_1, I_1, m_1, n_1 : konstanta Rungge Kutta ke 1

Konstanta Rungge Kutta ke 1

$$k_1 \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n, Tg_n, Tp_n, Pt_n,$$

$$I_1 \frac{\Delta Th}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n, Tg_n, Tp_n, Pt_n,$$

$$m_1 \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n, Tg_n, Tp_n, Pt_n,$$

$$n_1 \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n, Tg_n, Tp_n, Pt_n,$$

Konstanta Rungge Kutta ke 2

$$k_2 \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k \frac{1}{2}, Tg_n + I \frac{1}{2}, Tp_n + m \frac{1}{2}, Pt_n + n \frac{1}{2}$$

$$m_2 \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k \frac{1}{2}, Tg_n + I \frac{1}{2}, Tp_n + m \frac{1}{2}, Pt_n + n \frac{1}{2}$$

$$I_2 \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k \frac{1}{2}, Tg_n + I \frac{1}{2}, Tp_n + m \frac{1}{2}, Pt_n + n \frac{1}{2}$$

$$n_2 \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k \frac{1}{2}, Tg_n + I \frac{1}{2}, Tp_n + m \frac{1}{2}, Pt_n + n \frac{1}{2}$$

Konstanta Rungge Kutta ke 3

$$k_3 \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k \frac{2}{2}, Tg_n + I \frac{2}{2}, Tp_n + m \frac{2}{2}, Pt_n + n \frac{2}{2}$$

$$I_3 \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k \frac{2}{2}, Tg_n + I \frac{2}{2}, Tp_n + m \frac{2}{2}, Pt_n + n \frac{2}{2}$$

$$m_3 \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k \frac{2}{2}, Tg_n + I \frac{2}{2}, Tp_n + m \frac{2}{2}, Pt_n + n \frac{2}{2}$$

$$n_3 \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k \frac{2}{2}, Tg_n + I \frac{2}{2}, Tp_n + m \frac{2}{2}, Pt_n + n \frac{2}{2}$$

Konstanta Rungge Kutta ke 4

$k_4 \frac{\Delta x_a}{\Delta z} \Delta z$ dievaluasi pada $x_{a_n} + k_3, T_{g_n} + I_3, T_{p_n} + m_3, P_{t_n} + n_3$

$I_4 \frac{\Delta T_g}{\Delta z} \Delta z$ dievaluasi pada $x_{a_n} + k_3, T_{g_n} + I_3, T_{p_n} + m_3, P_{t_n} + n_3$

$m_4 \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z$ dievaluasi pada $x_{a_n} + k_3, T_{g_n} + I_3, T_{p_n} + m_3, P_{t_n} + n_3$

$n_4 \frac{\Delta P_t}{\Delta z} \Delta z$ dievaluasi pada $x_{a_n} + k_3, T_{g_n} + I_3, T_{p_n} + m_3, P_{t_n} + n_3$

Data katalis

Sebagai katalis dipakai Al_2O_3

Bentuk fisik : butiran

Diameter : 0,005 m

Porostas : 1

Rapat massa : 1450 kg/m³

Faktor pengotoran : 0,529 m²sK/kj

Penyelesaian persamaan matematis

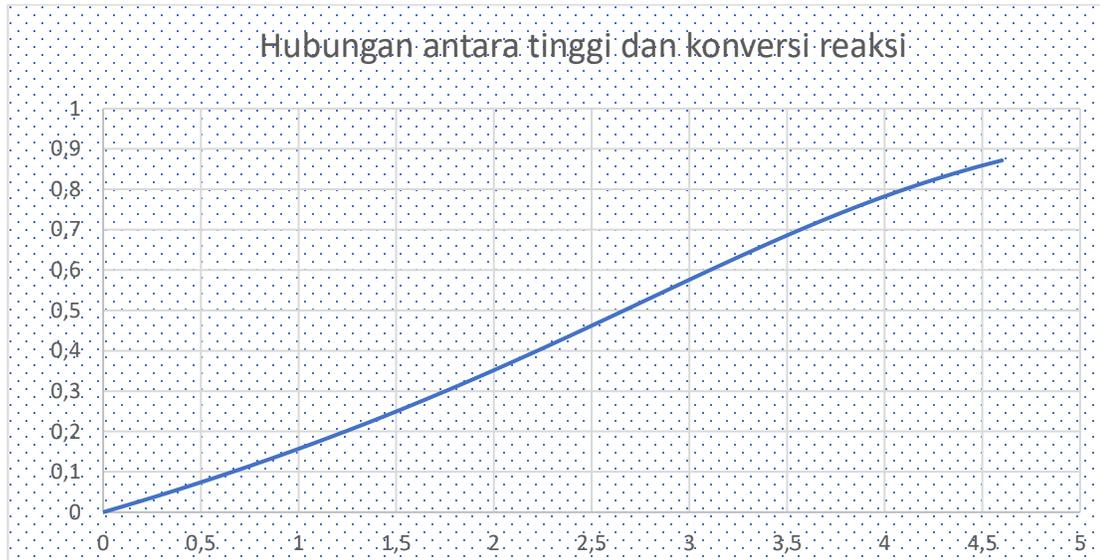
Hasil penyelesaian persamaan-persamaan diatas diperoleh hasil berikut ini.

Hubungan antara tinggi, konversi, suhu dan tekanan.

Tabel A.12 Penyelesaian persamaan matematis

| z0 | xa | Tg | Tp | Pt |
|-----|--------|----------|----------|--------|
| 0 | 0 | 300 | 290 | 8 |
| 0,1 | 0,0141 | 301,1329 | 290,0005 | 7,9969 |
| 0,2 | 0,0286 | 302,2905 | 290,0010 | 7,9937 |
| 0,3 | 0,0434 | 303,4734 | 290,0016 | 7,9905 |
| 0,4 | 0,0586 | 304,6820 | 290,0022 | 7,9874 |
| 0,5 | 0,0740 | 305,9171 | 290,0029 | 7,9842 |
| 0,6 | 0,0899 | 307,1791 | 290,0037 | 7,9810 |
| 0,7 | 0,1061 | 308,4687 | 290,0045 | 7,9778 |
| 0,8 | 0,1227 | 309,7861 | 290,0054 | 7,9745 |
| 0,9 | 0,1396 | 311,1319 | 290,0063 | 7,9713 |
| 1 | 0,1570 | 312,5065 | 290,0073 | 7,9680 |
| 1,1 | 0,1747 | 313,9100 | 290,0084 | 7,9647 |
| 1,2 | 0,1928 | 315,3427 | 290,0095 | 7,9614 |
| 1,3 | 0,2113 | 316,8047 | 290,0107 | 7,9581 |
| 1,4 | 0,2303 | 318,2959 | 290,0119 | 7,9548 |
| 1,5 | 0,2496 | 319,8161 | 290,0133 | 7,9548 |
| 1,6 | 0,2693 | 321,3648 | 290,0147 | 7,9481 |
| 1,7 | 0,2893 | 322,9416 | 290,0161 | 7,9447 |

| | | | | |
|-----|--------|----------|----------|--------|
| 1,8 | 0,3098 | 324,5457 | 290,0177 | 7,9413 |
| 1,9 | 0,3306 | 326,1758 | 290,0193 | 7,9376 |
| 2 | 0,3518 | 327,8309 | 290,0210 | 7,9344 |
| 2,1 | 0,3733 | 329,5091 | 290,0227 | 7,9310 |
| 2,2 | 0,3951 | 331,2085 | 290,0246 | 7,9275 |
| 2,3 | 0,4172 | 332,9267 | 290,0265 | 7,9240 |
| 2,4 | 0,4395 | 334,6611 | 290,0285 | 7,9205 |
| 2,5 | 0,4620 | 336,4085 | 290,0306 | 7,9169 |
| 2,6 | 0,4847 | 338,1652 | 290,0327 | 7,9134 |
| 2,7 | 0,5075 | 339,9275 | 290,0350 | 7,9098 |
| 2,8 | 0,5303 | 341,6908 | 290,0373 | 7,9062 |
| 2,9 | 0,5531 | 343,4505 | 290,0397 | 7,9026 |
| 3 | 0,5759 | 345,2013 | 290,0421 | 7,8989 |
| 3,1 | 0,5984 | 346,9380 | 290,0447 | 7,8953 |
| 3,2 | 0,6208 | 348,6548 | 290,0473 | 7,8916 |
| 3,3 | 0,6429 | 350,3460 | 290,0501 | 7,8879 |
| 3,4 | 0,6645 | 352,0057 | 290,0528 | 7,8842 |
| 3,5 | 0,6858 | 353,0057 | 290,0557 | 7,8804 |
| 3,6 | 0,7065 | 355,2076 | 290,0586 | 7,8767 |
| 3,7 | 0,7265 | 356,7388 | 290,0617 | 7,8729 |
| 3,8 | 0,7459 | 358,2169 | 290,0647 | 7,8691 |
| 3,9 | 0,7646 | 359,6373 | 290,0679 | 7,8652 |
| 4 | 0,7825 | 360,9964 | 290,0711 | 7,8614 |
| 4,1 | 0,7996 | 362,2909 | 290,0743 | 7,8576 |
| 4,2 | 0,8158 | 363,5185 | 290,0777 | 8,8537 |
| 4,3 | 0,8311 | 364,6776 | 290,0810 | 7,8498 |
| 4,4 | 0,8455 | 365,7672 | 290,0845 | 7,8459 |
| 4,5 | 0,8590 | 366,7872 | 290,0880 | 7,8420 |
| 4,6 | 0,8716 | 367,7383 | 290,0915 | 7,8381 |



Gambar A.1 Grafik hubungan antara tinggi dan konversi reaksi

Dipilih, konversi ke 1 = 0,87158

Tabel A.13 Neraca Massa Reaktor

| Komponen | Masuk | | Keluar | |
|--------------------|----------|-----------|------------|-----------|
| | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam |
| HCl | 314,610 | 11486,414 | 223,20730 | 8149,298 |
| CH ₃ Cl | 00,000 | 00,000 | 91,40278 | 4618,583 |
| CH ₃ OH | 104,870 | 3360,036 | 13,46724 | 431,490 |
| H ₂ O | 1087,230 | 19591,888 | 1178,63297 | 21238,966 |
| Total | 1506,710 | 34438,338 | 1506,71029 | 34438,338 |

Ukuran pipa

Diameter luar pipa = 60,452 mm

Diameter dalam pipa = 52,502 mm

Jumlah pipa = 24 batang

Susunan = 75,565 mm bujur sangkar

Diameter selongsong = 0,487

Baffle jenis segmental =

Jarak antar baffle = 0,99 m

Tebal tumpukan katalis = 4,6 m

Suhu gas masuk = 300 °C

Suhu gas keluar = 367,74 °C

Suhu pendingin masuk = 290 °C

Suhu pendingin keluar = 290,091 °C

Massa pendingin = 5000 kg/jam

Tekanan masuk = 8,000 atm

Tekanan keluar = 7,84 atm
 Pressure drop = 0,16194 atm

$$\text{kapasitas per pipa} = \frac{\text{kecepatan masa total}}{\text{jumlah pipa}} = 1434,930736 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.13 Spesifikasi Reaktor

| Spesifikasi Alat | Reaktor (RE-01) |
|------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Fungsi | Mereaksikan CH ₃ OH dengan HCl ₂ menjadi CH ₃ CL dan H ₂ O |
| Jenis | Reaktor Fixed Bed Multitubular |
| Bahan | shell |
| Suhu | 550-650°C |
| Tekanan | 8 atm |
| Diameter luar pipa | 60,452 mm |
| Diameter dalam pipa | 53 mm |
| Jumlah pipa | 251 batang |
| Susunan | 76 mm |
| Diameter selongsong | 1,522 |
| Jarak antar baffle | 0,99 m |
| Tebal tumpukan katalis | 4,552 m |
| Suhu gas masuk | 300°C |
| Suhu gas keluar | 351,6°C |
| Suhu pendingin masuk | 290°C |
| Suhu pendingin keluar | 290,331°C |
| Massa pendingin | 5000 kg/jam |
| Tekanan masuk | 8,000 atm |
| Tekanan keluar | 7,74722 atm |
| Pressure drop | 0,25278 atm |

A.1.12 Perhitungan pelengkap

Perhitungan pelengkap terdiri dari :

Tebal dinding selongsong dan penutup reaktor

Tebal dinding selongsong

Dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, (2008), Mc.Graw Hill.

Halaman 986

$$ts = \frac{P_{gauge} Ids}{4 f \varepsilon + 0.8 P_{gauge}} + C''$$

Dengan hubungan

C'' : Faktor korosi, m

fall : Allowable stress, Pa

Pgauge : Tekanan perancangan menurut alat ukur, Pa

Ids : Diameter dalam selongsong, m

Ids : 1,522 m

Tekanan operasi

Operasi : 2 atm (Tekanan operasi media pendingin)

Tekanan perancangan

Dirancang : Selongsong mampu menahan tekanan 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook", Butherfold, London (1999), halaman 17).

$$P_{design} = 150,00\% \times 2,0000 \text{ atm} \times \frac{101325 \text{ Pa}}{\text{atm}} = 303975 \text{ Pa}$$

$$P_{gauge} = 303975 \text{ Pa} - 101325,00 \text{ Pa} = 202650,000 \text{ Pa}$$

Bahan konstruksi : dipilih baja karbon A 285

Allowable stress, fall = 12900 psi

(sinnott, "Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design", halaman 982).

$$fall = 12900 \text{ psi} \times \frac{\text{atm}}{14,7 \text{ Psi}} \times \frac{101325 \text{ Pa}}{\text{atm}} = 88917857,14 \text{ Pa}$$

$$C' = 0,13 \text{ in} \times 0,02540 \frac{\text{m}}{\text{in}} = 0,0032 \text{ m}$$

Effisiensi sambungan

$\varepsilon = 90,0\%$ Tabel 13.2 Brownell and Young

$$ts = \frac{202650,000 \text{ Pa} \times 1,522 \text{ m}}{2 \times 9 \times 10^7 \text{ Pa} \times 90,0\% - 0,8 \times 202650,0 \text{ Pa}} + 0,003175 \text{ m} = 0,0038 \text{ m}$$

Tutup reaktor (head)

Dipilih jenis elipsoidal

Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada Sinnott, "Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design (2008), Butterworth, halaman 987)

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$th = \frac{P_{gauge} I_{ds}}{4f_{all} - 0,4 P_{gauge}} + C''$$

Sinnott, halaman 990

Dengan hubungan :

C' : faktor korosi m

f_{all} : tegangan yang diijinkan Pa

I_{ds} : Diameter dalam selongsong, m

P_{gauge} : Tekanan alat ukur, Pa

th : Tebal penutup, m

Tekanan operasi 2,0000 atm

Tekanan perancangan : $120\% \times 2,0000 \text{ atm} = 2,4 \text{ atm}$

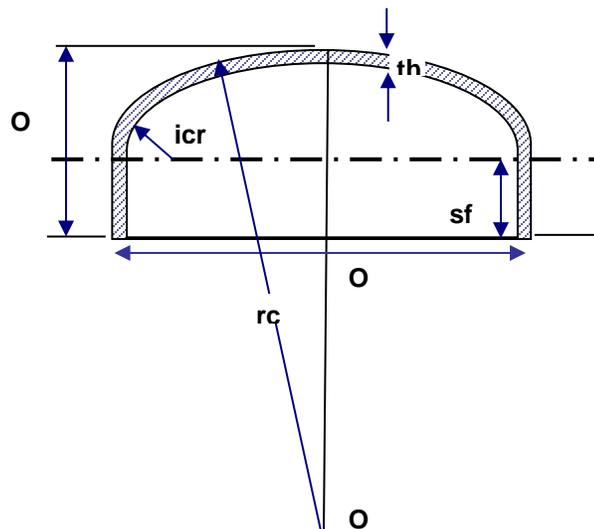
Tekanan alat ukur = $2,4 \text{ atm} - 1,01325 \text{ atm} = 1,38675 \text{ atm}$

Tekanan alat ukur = $1,38675 \text{ atm} \times 101325 \text{ Pa/atm}$

Tekanan alat ukur = $140512,4438 \text{ Pa}$

$$th = \frac{140512,44 \text{ Pa} \times 0,49 \text{ m}}{2 \times 88917857,14 \text{ Pa} - 0,4 \times 140512,44 \text{ Pa}} + 0,003175 \text{ m} = 0,0036 \text{ m}$$

Tinggi penutup



Gambar A.2 Skema Torispherical Head

Keterangan :

icr : jari-jari sudut internal, m

rc : jari-jari kelengkungan, m

sf : flange lurus, m
 th : tebal penutup, m
 OA : Tinggi penutup, m

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan :

$$OA = th + b + sf$$

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

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

Nilai sf diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young, *process Equipment Design*, (1959), John Willey and son, New York.

Nilai sf berkisaran antara 1½ in sampai 3 ½in

Dipilih sf = 3,5in x [0,0254 m/in] = 0,0889 m
 r = ids = 0,487 m

icr = 7,25in x [0,0254 m/in]
 icr = 0,1842m

BC = r - icr = 0,49 m - 0,1842 m = 0,303 m

$$AB = \frac{Ids}{2 - icr} = \frac{0,487m}{2} - 0,1842m = 0,0593m$$

$$OA = 0,487m - [(0,3027m)^2 - (0,0593m)^2]^{0,5} = 51,151m$$

Tinggi Total

Htotal = Tinggi katalis + 2x Ballast + 2 x Tinggi Head

Tinggi ballast : 2,5000in (Rase, H.F., Chemical Reaction Design, John Willey 1977)

Tinggi ballast : 2,5000in x [0,0254m/in] = 0,0635 m

Tinggi total : 4,60000 m + 2 x 0,0635 m + 2 x 000,190 m = 5,11 m

Isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar diberi isolator

Suhu udara, Tu = 303,15 K

Dirancang : suhu dinding luar isolator, Ti = 313,15K

Bahan isolator : dipilih Glass fiber

Pilihan bahan isolator berdasarkan :

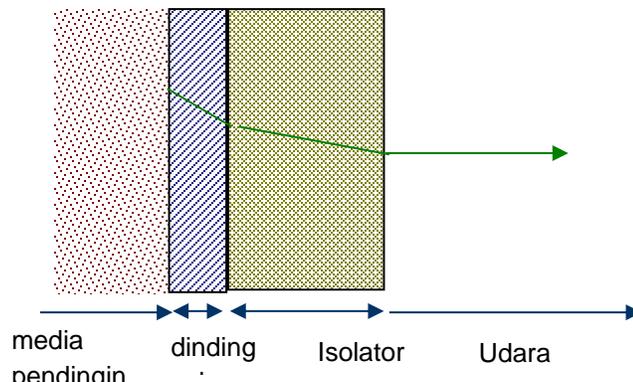
1. suhu operasi
2. Konduktivitas thermal yang kecil

Kth = 0,043 W/mK

Cengel,J.,Heat Transfer, (2001), Mc Graw Hill, New York halaman 20

Konduktivitas thermal baja, $k_{th} = 80,2 \text{ W/mK}$

Sketsa perpindahan kalor dari dinding dalam selongsong ke udara lingkungan



Gambar A.3 Sketsa perpindahan kalor

Keterangan :

x_s : Tebal dinding selongsong, m

x_i : Tebal dinding isolator, m

T_p : Suhu media pendingin, K

T_s' : Suhu permukaan dalam selongsong, K

T_s'' : Suhu permukaan luar selongsong, K

t_i : Suhu dinding luar isolator, K

t_u : Suhu udara lingkungan, K

Asumsi :

Suhu permukaan dinding dalam selongsong = suhu media pendingin

Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak

Perpindahan kalor yang terjadi :

1. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong

2. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator

3. Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

a. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong mengikuti persamaan :

$$q = k_{ths} \frac{T_p - t_s''}{x_s}$$

k_{ths} : konduktivitas termal baja, kJ/msK

b. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator mengikuti persamaan :

$$q = kthi \frac{ts'' - ti}{xi}$$

kths : konduktivitas termal baja, kJ/msK

c. Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan.

1. Perpindahan kalor secara konveksi :

$$qc = hc(ti - tu)$$

hc : koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan, kJ/m²sK
dihitung dengan persamaan :

$$hc = 0,3 \times [ti - \frac{Btu}{jam} ft^2 F \text{ [kern D.Q]}]$$

ti : suhu isolator dalam F

Tu : suhu udara lingkungan F

$$hc = 0,3 (104 - 95)^{0,25} \text{ Btu/jam ft F [Kern D.Q]}$$

$$hc = 0,519615242 \text{ Btu/jam ft F [Kern D.Q]}$$

$$hc = 0,519615 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{F} \times 5,671 \text{ kJ/msK}$$

$$hc = 0,002947 \text{ kJ/m}^2 \text{ sK}$$

$$Qc = 0,002947 \text{ kJ/m}^2 \text{ sK} \times [313,15 \text{K} - 303,15 \text{K}]$$

$$Qc = 0,0295 \text{ kJ/m}^2 \text{ sK}$$

$$Qc = \frac{Tp - Ti}{\frac{kths}{xs} + \frac{kthi}{xi}}$$

xs : tebal dinding selongsong = 0,00379 m

kths : konduktivitas termal baja = 0,0802 kJ/msK

kthi : konduktivitas termal isolator = 0,000043 kJ/msK

$$0,029467 \text{ kJ/m}^2 \text{ s} = \frac{563,241 \text{K} - 313,15 \text{K}}{\frac{0,0802 \text{ kJ/msK}}{0,00379 \text{ m}} + \frac{xi \text{ m}}{0,000430 \text{ kJ/msK}}}$$

Nilai xi dihitung dengan cara iterasi sampai ruas kiri = ruas kanan

$$xi = 5,05 \times 10^{-9} \text{ m}$$

$$\text{ruas kiri} = 0,029467$$

$$\text{ruas kanan} = 0,029389731$$

$$0,000106$$

Neraca panas

Kecepatan panas masuk

$$T_{masuk} = 573,150 \text{ K}$$

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

Tabel A.15 Kecepatan panas masuk

| komponen | kg/jam | icpdt | m icpdt |
|----------|--------|-------|------------|
| HCL | 11.487 | 221 | 2.540.672 |
| CH3CL | 0,00 | 267 | 0,00 |
| CH3OH | 3.360 | 444 | 1.492.594 |
| H2O | 19.592 | 526 | 10.318.063 |
| total | 34.439 | | 14.351.328 |

Pendingin

$T_{p1} = 563,15000 \text{ K}$

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

| | | | |
|----------|------|-------|-----------|
| dowtherm | 5000 | 2,342 | 3.103.286 |
|----------|------|-------|-----------|

Reaktan + pendingin = 17454614,181 kJ/jam

$Q_{reaksi} = 2812813,424 \text{ kJ/jam}$

Total masuk = 20267427,605 kJ/jam

Kecepatan panas keluar

$T_{keluar} = 640,888 \text{ K}$

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

Tabel A.16 Kecepatan panas keluar

| komponen | kg/jam | icpdt | m icpdt |
|----------|--------|-------|------------|
| HCL | 8149 | 277 | 2.256.224 |
| CH3CL | 4619 | 344 | 1.585.164 |
| CH3OH | 432 | 569 | 245.171 |
| H2O | 21239 | 662 | 14.048.146 |
| total | 34439 | | 18.134.706 |

Pendingin

$T_{p1} = 563,24148 \text{ K}$

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

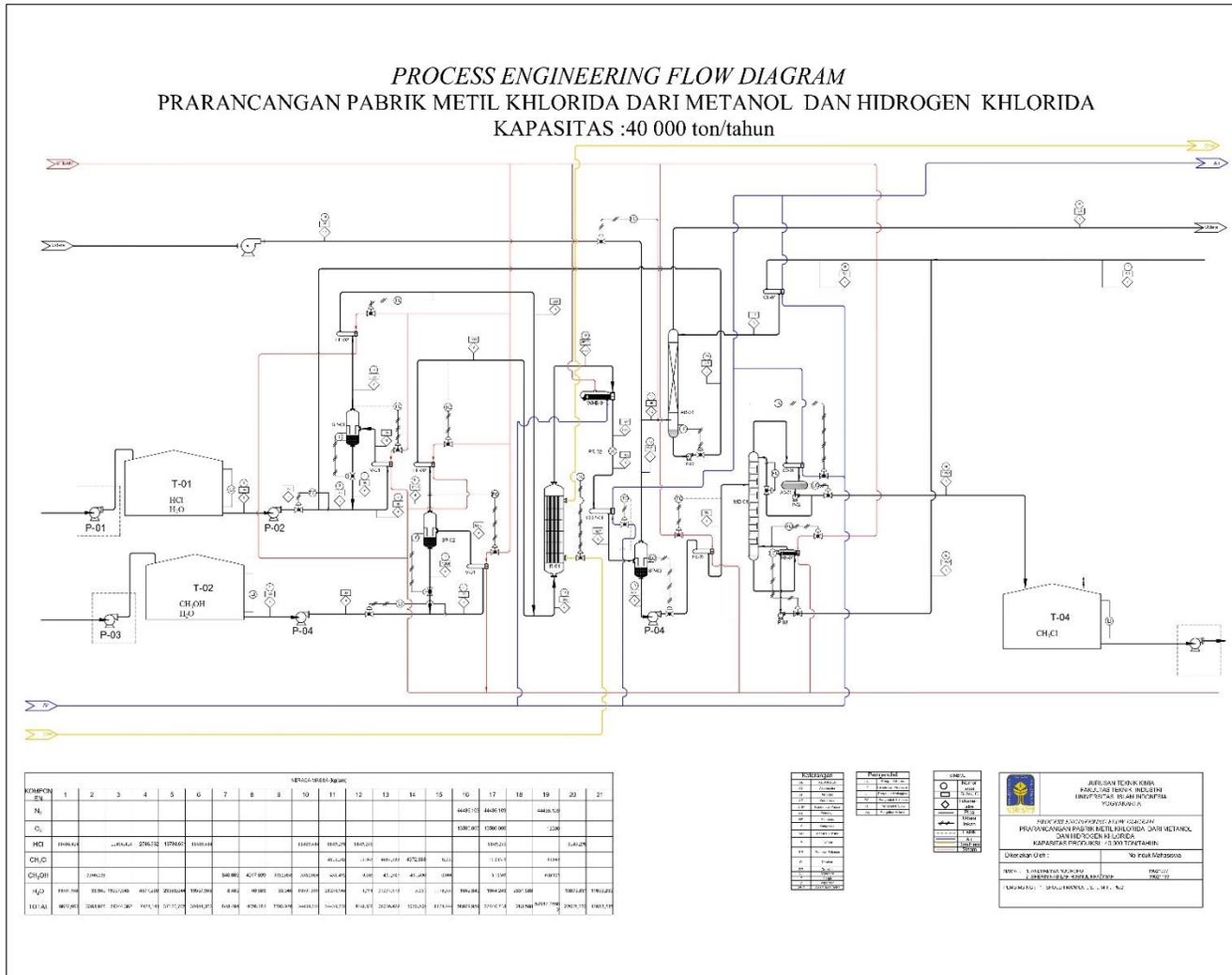
| | | | |
|----------|------|-------|-----------|
| dowtherm | 5000 | 2,343 | 3.104.722 |
|----------|------|-------|-----------|

Hilang = -971.999 kJ/jam

Total keluar = 21.239.428 kJ/jam

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK METIL KHLORIDA DARI METANOL DAN HIDROGEN KHLORIDA
KAPASITAS :40 000 ton/tahun



| METALABERABANG | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|--------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|--|
| KOMPONEN | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | |
| N ₂ | | | | | | | | | | | | | | | | 44485,10 | 44485,10 | | 44485,10 | | | |
| O ₂ | | | | | | | | | | | | | | | | 6382,80 | 6382,80 | | 6382,80 | | | |
| HCl | 10000,00 | 10000,00 | 20000,00 | 20000,00 | 10000,00 | | | | | | | 10000,00 | 10000,00 | | | | | | | | 10000,00 | |
| CH ₃ OH | | 20000,00 | | | | | | | | | | 40000,00 | 40000,00 | | | | | | | | 40000,00 | |
| H ₂ O | | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | |
| TOTAL | 10000,00 | 30000,00 | 30000,00 | 30000,00 | 20000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | 10000,00 | |

| KODE | Uraian |
|------|---------|
| 01 | Alumina |
| 02 | Alumina |
| 03 | Alumina |
| 04 | Alumina |
| 05 | Alumina |
| 06 | Alumina |
| 07 | Alumina |
| 08 | Alumina |
| 09 | Alumina |
| 10 | Alumina |
| 11 | Alumina |
| 12 | Alumina |
| 13 | Alumina |
| 14 | Alumina |
| 15 | Alumina |
| 16 | Alumina |
| 17 | Alumina |
| 18 | Alumina |
| 19 | Alumina |
| 20 | Alumina |
| 21 | Alumina |

| KODE | Uraian |
|------|---------|
| 01 | Alumina |
| 02 | Alumina |
| 03 | Alumina |
| 04 | Alumina |
| 05 | Alumina |
| 06 | Alumina |
| 07 | Alumina |
| 08 | Alumina |
| 09 | Alumina |
| 10 | Alumina |
| 11 | Alumina |
| 12 | Alumina |
| 13 | Alumina |
| 14 | Alumina |
| 15 | Alumina |
| 16 | Alumina |
| 17 | Alumina |
| 18 | Alumina |
| 19 | Alumina |
| 20 | Alumina |
| 21 | Alumina |

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
ENJINEERING REAKSI KIMIA
YOGYAKARTA

PROYEK ASOSIATIF ALUMINA
PROYOKANAN PROSES METIL KHLORIDA DARI METANOL
DAN HIDROGEN KHLORIDA
KAPASITAS PRODUKSI 40.000 TON/TAHUN

Disusun oleh : **Fitri Astriana**

NIM : **130210010000000000** NIM : **130210010000000000**
 Tanggal : **10 Desember 2023**

LAMPIRAN C
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Andy Reysa Nugroho

No. MHS : 19521077

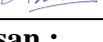
2. Nama Mahasiswa : Sherin Nabilah Husnul Khatimah

No. MHS : 19521133

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK KIMIA METIL
KLORIDA DARI METANOL DAN HIDROGEN KLORIDA DENGAN
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN.

Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2024

Batas Akhir Bimbingan : 13 September 2024

| No | Tanggal | Materi Bimbingan | Paraf Dosen |
|----|-------------------|--------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------|
| 1 | 17 juli 2023 | Bimbingan dan revisi luaran 1 |  |
| 2 | 25 juli 2023 | Bimbingan dan revisi luaran 2 |  |
| 3 | 4 Agustus 2023 | Bimbingan dan revisi luaran 3 |  |
| 4 | 14 agustus 2023 | Bimbingan dan revisi luaran 4 |  |
| 5 | 30 Agustus 2023 | Bimbingan dan revisi luaran 5 |  |
| 6 | 26 September 2023 | Bimbingan dan revisi luaran 6 |  |
| 7 | 15 Desember 2023 | Bimbingan dan revisi luaran 7 |  |
| 8 | 21 Desember 2023 | Bimbingan dan revisi luaran 8 |  |
| 9 | 2 Februari 2024 | Bimbingan dan revisi luaran 9 |  |
| 10 | 22 Februari 2024 | Bimbingan dan revisi luaran 10 |  |
| 11 | 28 Februari 2024 | Bimbingan dan revisi luaran 11 |  |
| 12 | 12 Maret 2024 | Bimbingan dan revisi luaran 12 |  |
| 13 | 20 Maret 2024 | Bimbingan dan revisi luaran 13 |  |
| 14 | 1 April 2024 | Bimbingan dan revisi luaran 14 |  |
| 15 | 23 April 2024 | Bimbingan dan revisi luaran 15 |  |
| 16 | 1 Mei 2024 | Bimbingan dan revisi luaran 16 |  |

Disetujui Draft Penulisan :

Yogyakarta, 13 Mei 2024

Pembimbing,



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T.,Ph.D.