# PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI $H_2$ DAN $CO_2$ DENGAN REAKSI HIDROGENASI

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat**

**untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**




**Oleh :**

**Nama : Anggraini Imarahim Sekar Ningrum**
**NIM : 21521085**

**Nama : Excel Khalda Aji**
**NIM : 21521095**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**
**YOGYAKARTA**
**2025**

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL**

**PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI $H_2$ DAN $CO_2$ DENGAN REAKSI HIDROGENASI**

**Saya yang bertanda tangan dibawah ini:**

| | |
|---|---|
| **Nama : ANGGRAINI IMARAHIM S.N** | **Nama : EXCEL KHALDA AJI** |
| **No. Mahasiswa: 21521085** | **No. Mahasiswa : 21521095** |

Yogyakarta, 15 Oktober 2025

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.

Mahasiswa 1




ANGGRAINI IMARAHIM SEKAR NINGRUM

Mahasiswa 2




EXCEL KHALDA AJI

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI $H_2$ DAN $CO_2$**

**DENGAN REAKSI HIDROGENASI**

**Oleh:**


**Nama : ANGGRAINI IMARAHIM S.N**

**No. Mahasiswa : 21521085**

**Nama : EXCEL KHALDA AJI**

**No. Mahasiswa : 21521095**


**Yogyakarta, 15 Oktober 2025**

**Pembimbing**

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.Ph.D

NIK. 175210102

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI $H_2$ DAN $CO_2$ DENGAN REAKSI HIDROGENASI**

**PRARANCANGAN PABRIK**

**Oleh:**

**Nama: ANGGRAINI IMARAHIM SEKAR NINGRUM**

**NIM : 21521085**

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, 3 November 2025**

Tim Penguji,

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D. _____

Ketua

Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. 21-11-2025

Penguji I

Alinda Fitrotun Nisya, S.T., M.Eng. _____

Penguji II

**Mengetahui:**
**Ketua Program Studi**
**Teknik Kimia Fakultas**
**Teknologi Industri**
**Universitas Islam Indonesia**

**Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.**
**NIK: 995200445**

# KATA PENGANTAR

*Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh*

Segala puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT atas limpahan rahmat, hidayah, serta inayah-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul:

"PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI $H_2$ DAN $CO_2$ DENGAN REAKSI HIDROGENASI "

Tugas Akhir ini disusun sebagai bentuk penerapan ilmu dan pengetahuan yang telah diperoleh selama masa studi di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, serta sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan studi dan memperoleh gelar Sarjana Teknik.

Dalam proses penyusunan Tugas Akhir, tentu tidak lepas dari bantuan, bimbingan, serta dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis ingin menyampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT, atas segala kelancaran dan kemudahan yang diberikan selama proses penyusunan Tugas Akhir ini.
2. Bapak dan Ibu, orang tua kami tercinta, yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan tanpa henti.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.,Ph.D., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir, yang telah memberikan banyak arahan, masukan, serta dukungan selama proses pengerjaan Tugas Akhir ini.
6. Segenap pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu, yang turut membantu secara langsung maupun tidak langsung dalam proses penyusunan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna, baik dari segi isi maupun penyajian. Oleh karena itu, segala bentuk saran dan kritik yang membangun sangat penulis harapkan demi perbaikan ke depannya.

Semoga Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat dan menjadi tambahan referensi bagi pembaca yang membutuhkannya. Aamiin.

Sleman, 15 Oktober 2025

Penulis

# LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji syukur saya panjatkan ke hadirat Allah SWT atas segala rahmat, kekuatan, pertolongan, dan kemudahan yang diberikan sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik. Tidak lupa saya panjatkan shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad Shalallahu Alaihi Wassalam, teladan mulia bagi umat manusia, yang ajaran dan akhlaknya menjadi penerang dalam setiap langkah. Semoga kita termasuk golongan yang memperoleh syafaat beliau pada hari akhir kelak.

Ucapan terima kasih saya sampaikan kepada Papa Sriyono dan Mama Kursanti Jatu Windarsih yang telah memberikan dukungan secara materiil maupun non-materiil, serta mendoakan saya tanpa henti. Terima kasih sudah memberi semangat hingga saya dapat menamatkan pendidikan Teknik Kimia. Terima kasih sudah dengan sabar menanti saya menyelesaikan studi, meskipun prosesnya tidak singkat. Saya juga ingin menyampaikan permohonan maaf atas proses yang memerlukan waktu cukup panjang ini. Semoga skripsi ini dapat menjadi hadiah terindah bagi Mama dan Papa—buah dari setiap doa, dukungan, dan kesabaran yang telah diberikan kepada saya selama ini.

Saya juga menyampaikan terima kasih kepada kakak saya, Adi Putra Pratama Nugraha dan Nanda Fariza Maulida yang selalu *follow up progress* studi dan memberikan dorongan agar saya tetap konsisten. Terima kasih pula kepada keponakan saya, Athallah Faiz Alfarizqi dan Alana Safiya Almahyra yang menjadi sumber energi dan semangat di tengah kesibukan.

Kepada partner penelitian dan tugas akhir, terima kasih Excel telah bekerja sama dalam menyelesaikan proses ini, diskusi, dan waktu yang dihabiskan berkutat di depan laptop. Semoga ilmu yang sudah kita dapat menjadi bekal yang bermanfaat.

Terima kasih kepada Grup Doa Ibu: Sophia dan Seruni, yang telah menemani perjalanan saya sejak awal kuliah hingga masa pengerjaan tugas akhir, termasuk banyak sesi belajar bersama di Perpustakaan. Peran kalian tidak tergantikan diperjalanan kuliah ini.

Ucapan terima kasih saya tujukan kepada Nabila dan teman-teman Teknik Kimia yang telah menjadi tempat berbagi cerita, berjuang bersama, dan saling membantu dalam melewati berbagai tantangan perkuliahan. Saya juga berterima kasih kepada IATMI dan CabTreats, yang telah menjadi bagian dari proses dan perjalanan pengembangan diri saya selama masa perkuliahan.

Kepada teman-teman SMA saya—Wafa, Jihan, Ajeng, dan Amasayu—terima kasih atas semangat, dukungan, dan kebersamaan yang diberikan, baik di masa-masa penuh kebahagiaan maupun ketika menghadapi kesulitan.

Terima kasih kepada Laras dan Arum, rekan KKN sekaligus teman ambis dan teman jalan-jalan. Meskipun kita bertiga sering merasa takut dan *overthinking* banyak hal, terima kasih telah saling meyakinkan untuk terus berjuang sampai selesai.

Saya juga ingin menyampaikan ucapan kepada Mas Bowo, Mba Ade, Mba Ipeh, dan geng Hari Enam. Terima kasih telah menjadi teman main dan *sharing* cerita. Semoga setelah ini silaturahmi kita tetap terjaga.

*Last but not least*, saya ingin mengucapkan terima kasih kepada diri saya sendiri. Terima kasih telah bertahan melalui malam-malam panjang, rasa cemas, dan langkah-langkah kecil yang sering kali terasa berat. Seperti sebuah pengingat yang begitu lembut,

"*Now I want to acknowledge it. The fact that you've done well so far on your own. I will tell me. For me.*"

Hari ini, saya ingin mengakui bahwa saya telah berjalan sejauh ini dengan keberanian yang mungkin tidak selalu saya sadari. Untuk setiap upaya yang diam-diam saya lakukan, setiap air mata yang saya hapus sendiri, dan setiap harapan kecil yang tetap saya jaga—terima kasih. *Every moment's gonna be my best part*.

Untuk saya, oleh saya, dan demi diri saya sendiri.

(Anggraini Imarahim Sekar Ningrum)

# DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL ..... ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING ..... iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI ..... iv
KATA PENGANTAR ..... v
LEMBAR PERSEMBAHAN ..... vii
DAFTAR ISI ..... x
DAFTAR TABEL ..... xii
DAFTAR GAMBAR ..... xv
DAFTAR LAMBANG ..... xvi
ABSTRAK ..... xix
ABSTRACT ..... xx
BAB I ..... 1
1.1 Latar Belakang ..... 1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik ..... 3
1.3 Ketersediaan Bahan Baku ..... 8
1.4 Tinjauan Pustaka ..... 9
1.5 Pemilihan Proses Produksi ..... 14
1.6 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika ..... 15
BAB II ..... 26
2.1 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku ..... 26
2.2 Pengendalian Kualitas ..... 36
BAB III ..... 39
3.1 Diagram Alir Proses dan Material ..... 39
3.2 Uraian Proses ..... 41
3.3 Spesifikasi Alat ..... 45
BAB IV ..... 68
4.1 Lokasi Pabrik ..... 68
4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*) ..... 74

4.3 Tata Letak Mesin (Machines Layout) ..... 80
4.4 Struktur Organisasi Perusahaan ..... 83
4.5 Tugas dan Wewenang ..... 88
BAB V ..... 101
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ..... 104
5.2 Unit Pembangkit *Steam* ..... 112
5.3 Unit Pembangkit Listrik ..... 113
5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan ..... 116
5.5 Unit Pengolahan *Dowtherm A* ..... 116
5.6 Unit Penyediaan Bahan Bakar ..... 117
5.7 Unit Pengolahan Limbah ..... 118
5.8 Spesifikasi Alat Utilitas ..... 118
BAB VI ..... 130
6.1 Penaksiran Harga Alat ..... 131
6.2 Penaksiran Harga Alat ..... 138
6.3 Komponen Biaya ..... 139
6.4 Analisis Keuntungan ..... 144
6.5 Analisis Risiko Pabrik ..... 144
6.6 Analisis Kelayakan ..... 147
6.7 Hasil Analisis ..... 152
BAB VII ..... 155
7.1 Kesimpulan ..... 155
7.2 Saran ..... 156
DAFTAR PUSTAKA ..... 158
LAMPIRAN A ..... 161
PERANCANGAN REAKTOR ..... 161
LAMPIRAN B ..... 191

# DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Ekspor Metanol Pada Tahun 2019 s.d 2023 ..... 4
Tabel 1.2 Data Impor Metanol pada Tahun 2019 s.d 2023 ..... 5
Tabel 1.3 Data Global Market Metanol pada Tahun 2021 s.d. 2023 ..... 5
Tabel 1.4 Perbandingan Jenis Proses Pembuatan Metanol ..... 14
Tabel 1.5 Nilai $\Delta H^{o}_{f}$ masing-masing komponen ..... 16
Tabel 1.6 Nilai $\Delta G^{o}_{f}$ masing-masing komponen ..... 17
Tabel 1.7 Nilai Ea dan A pada setiap reaksi ..... 23
Tabel 2.1 Sifat Fisika Produk dan Bahan Baku ..... 26
Tabel 3.1 Spesifikasi Kondensor Parsial (CDP-01) ..... 51
Tabel 3.2 Spesifikasi Kondensor Parsial (CDP-02) ..... 52
Tabel 3.3 Spesifikasi Reboiler (RB-01) ..... 53
Tabel 3.4 Spesifikasi Heater (HE-01) ..... 54
Tabel 3.5 Spesifikasi Cooler (CL-01) ..... 55
Tabel 3.6 Spesifikasi Cooler (CL-02) ..... 56
Tabel 3.7 Spesifikasi Cooler (CL-03) ..... 57
Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku ..... 58
Tabel 3.9 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk ..... 59
Tabel 3.10 Spesifikasi Kompresor (CP-01) ..... 60
Tabel 3.11 Spesifikasi Kompresor (CP-02) ..... 61
Tabel 3.12 Spesifikasi Expansion Valve ..... 61
Tabel 3.13 Spesifikasi Pompa ..... 62
Tabel 3.14 Neraca Massa di Mixer (M-01) ..... 63
Tabel 3.15 Neraca Massa di Reaktor (R-01) ..... 63
Tabel 3.16 Neraca Massa di Separator (SP-01) ..... 63
Tabel 3.17 Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-01) ..... 64
Tabel 3.18 Neraca Panas di Kompresor (CP-01) ..... 64
Tabel 3.19 Neraca Panas di Kompresor (CP-02) ..... 65
Tabel 3.20 Neraca Panas di Mixer (M-01) ..... 65
Tabel 3.21 Neraca Panas di Heater (HE-01) ..... 65

Tabel 3.22 Neraca Panas di Reaktor (R-01)..... 65
Tabel 3.23 Neraca Panas di Kondensor Parsial (CDP-01)..... 66
Tabel 3.24 Neraca Panas di Separator (SP-01)..... 66
Tabel 3.25 Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)..... 66
Tabel 3.26 Neraca Panas di Cooler (CL-01)..... 67
Tabel 3.27 Neraca Panas di Cooler (CL-02)..... 67
Tabel 3.28 Neraca Panas di Cooler (CL-03)..... 67
Tabel 4.1 Luas Area Pabrik..... 77
Tabel 4.2 Rincian Jam Kerja..... 93
Tabel 4.3 Rincian Jam Kerja Masing-masing *Shift*..... 94
Tabel 4.4 Jadwal Jam Kerja..... 94
Tabel 4.5 Jadwal Jam Kerja (Lanjutan)..... 95
Tabel 4.6 Jumlah Tenaga Kerja dan Total Gaji..... 95
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin..... 106
Tabel 5.2 Kebutuhan Steam..... 107
Tabel 5.3 Total Kebutuhan Listrik Alat Proses..... 113
Table 5.4 Total Kebutuhan Listrik Utilitas..... 114
Tabel 5.5 Spesifikasi Pompa Utilitas..... 118
Tabel 5.6 Spesifikasi Lanjutan Pompa Utilitas..... 119
Tabel 5.7 Spesifikasi Lanjutan Pompa Utilitas..... 120
Tabel 5.8 Spesifikasi Lanjutan Pompa Utilitas..... 121
Tabel 5.9 Spesifikasi Lanjutan Pompa Utilitas..... 122
Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Utilitas..... 122
Tabel 5.11 Spesifikasi Tangki Utilitas..... 123
Tabel 5.12 Spesifikasi Lanjutan Tangki Utilitas..... 124
Tabel 5.13 Spesifikasi Lanjutan Tangki Utilitas..... 124
Tabel 5.14 Spesifikasi Lanjutan Tangki Utilitas..... 125
Tabel 5.15 Spesifikasi *Screening* Utilitas..... 126
Tabel 5.16 Spesifikasi Saringan Pasir Utilitas..... 126
Tabel 5.17 Spesifikasi *Clarifier*..... 127
Tabel 5.18 Spesifikasi *Cooling Tower* Utilitas..... 127

Tabel 5.19 Spesifikasi *Deaerator* ..... 128
Tabel 5.20 Spesifikasi *Blower Cooling Tower* ..... 128
Tabel 5.21 Spesifikasi *Heater Dowtherm A* ..... 129
Tabel 6.1 Indeks Harga Alat pada Tahun 1993-2030 ..... 132
Tabel 6.2 Harga Alat Proses ..... 134
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas ..... 136
Tabel 6.4 *Physical Plant Cost* (PPC) ..... 139
Tabel 6.5 *Direct Plant Cost* (DPC) ..... 139
Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment* (FCI) ..... 140
Tabel 6.7 *Working Capital Investment* ..... 140
Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost* ..... 141
Tabel 6.9 *Indirect Manufacturing Cost* ..... 142
Tabel 6.10 *Fixed Manufacturing Cost* ..... 143
Tabel 6.11 *Total Manufacturing Cost* ..... 143
Tabel 6.12 *General Expenses* ..... 143
Tabel 6.13 Total *Production Cost* ..... 144
Tabel 6.14 Analisis Risiko ..... 145
Tabel 6.15 *Annual Fixed Manufacturing Cost* (Fa) ..... 149
Tabel 6.16 *Annual Regulated Expenses* (Ra) ..... 149
Tabel 6.17 *Annual Variable Value* (Va) ..... 149
Tabel 6.18 *Annual Sales Value* (Sa) ..... 150
Tabel 6.19 Hasil Analisis Kelayakan Ekonomi ..... 154

# DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 *Hazard Diamond* Metanol ..... 27
Gambar 2.2 *Hazard Diamond* Air ..... 29
Gambar 2.3 *Hazard Diamond* Karbon Monoksida ..... 30
Gambar 2.4 *Hazard Diamond* Hidrogen ..... 32
Gambar 2.5 *Hazard Diamond* Karbon Dioksida ..... 34
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif ..... 39
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif ..... 40
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik ..... 69
Gambar 4.2 Layout Pabrik ..... 79
Gambar 4.3 Layout Alat Proses ..... 82
Gambar 4.4 Organisasi Perusahaan ..... 87
Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas Unit Pengolahan Air ..... 102
Gambar 5.2 Diagram Alir Utilitas Unit Pengolahan *Dowtherm A* ..... 103
Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Indeks Harga terhadap Tahun……..129
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi ..... 153

# DAFTAR LAMBANG

| | | |
|---|---|---|
| A | = | Luas permukaan |
| BM | = | Berat Molekul |
| Cp | = | Kapasitas panas spesifik tekanan konstan |
| Cv | = | Kapasitas panas spesifik volume konstan |
| Dp | = | Diameter partikel atau pipa |
| Ea | = | Energi aktivasi |
| F | = | Laju alir molar atau massa |
| Fa | = | Fixed Cost |
| FCp | = | Biaya investasi tetap peralatan |
| FC | = | Fixed Capital |
| H | = | Enthalpi |
| Hf° | = | Enthalpi pembentukan standar |
| Hr | = | Perubahan entalpi reaksi |
| i | = | Suku bunga tahunan (interest rate) |
| ID, OD | = | Inner/Outer Diameter (diameter dalam/luar pipa) |
| k | = | Konstanta laju reaksi |
| Lp | = | Panjang partikel |
| LC, TC, PC, FC | = | Level, Temperature, Pressure, Flow Control |
| MC | = | Manufacturing Cost |

| | | |
|---|---|---|
| m | = | Massa |
| n | = | Umur proyek / pabrik |
| P | = | Tekanan |
| Q | = | Laju perpindahan panas |
| r | = | Laju reaksi kimia |
| R | = | Konstanta gas umum (8,314) |
| Ra | = | Regulated Cost |
| Rdmin | = | Minimum resistance terhadap fouling |
| Rdcal | = | Perhitungan nilai fouling resistance |
| S | = | Entropi |
| SV | = | Salvage Value (nilai akhir investasi) |
| T | = | Suhu |
| TPC | = | Total Production Cost |
| V | = | Volume |
| Va | = | Variable Cost |
| WC | = | Working Capital |
| x, y | = | Fraksi mol komponen dalam campuran |
| $\Delta H$ | = | Perubahan entalpi |
| $\Delta S$ | = | Perubahan entropi |
| $\Delta G$ | = | Perubahan energi bebas Gibbs |
| $\tau$ (tau) | = | Waktu tinggal |
| $\Phi$ (phi) | = | Efisiensi (misal untuk heat exchanger) |

| | | |
|---|---|---|
| $\mu$ | = | Viskositas |
| $\rho$ | = | Massa jenis |
| $\lambda$ | = | Konduktivitas termal |
| $\sigma$ | = | Tegangan permukaan |
| $\psi$ | = | Efisiensi proses |

# ABSTRAK

Pra-rancangan pabrik metanol ini bertujuan untuk memanfaatkan gas karbon dioksida ($CO_2$) dan gas hidrogen ($H_2$) sebagai bahan baku dalam proses hidrogenasi untuk menghasilkan metanol dengan kapasitas 57.000 ton per tahun. Pabrik direncanakan akan didirikan di Bontang, Kalimantan Timur, karena daerah tersebut memiliki ketersediaan bahan baku yang melimpah dan berdekatan dengan sumber $CO_2$ dari industri sekitar. Pendirian pabrik ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan metanol dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor, serta menciptakan lapangan kerja baru bagi masyarakat sekitar. Proses produksi metanol meliputi tiga tahap utama, yaitu persiapan bahan baku, reaksi sintesis metanol melalui hidrogenasi $CO_2$ dengan katalis $Cu/ZnO/Al_2O_3$, serta tahap pemisahan dan pemurnian produk menggunakan unit distilasi. Reaksi berlangsung pada suhu operasi sekitar 220°C dan tekanan 69 bar, menghasilkan metanol dengan kemurnian tinggi yang disimpan dalam fasa cair pada tangki penyimpanan. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, diperoleh beberapa parameter kelayakan yang menunjukkan bahwa proyek ini layak untuk direalisasikan. Nilai Return on Investment (ROI) sebesar 26,53% sebelum pajak dan 25,20% setelah pajak, sedangkan Pay Out Time (POT) tercatat 2,74 tahun sebelum pajak dan 2,84 tahun setelah pajak. Nilai Break Even Point (BEP) sebesar 46,86%, Shut Down Point (SDP) sebesar 22,83%, serta Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) sebesar 26,04%. Berdasarkan kriteria kelayakan industri kimia, hasil ini menunjukkan bahwa pendirian pabrik metanol dari $CO_2$ dan $H_2$ dengan kapasitas 57.000 ton per tahun layak secara teknis dan ekonomis, serta memiliki prospek positif dari aspek lingkungan.

**Kata kunci:** Metanol, Karbon dioksida, Hidrogen, Hidrogenasi, Kelayakan ekonomi, Pra-rancangan pabrik

# ABSTRACT

This preliminary design of a methanol plant aims to utilize carbon dioxide ($CO_2$) and hydrogen gas ($H_2$) as raw materials through a hydrogenation process to produce methanol with a capacity of 57,000 tons per year. The plant is planned to be established in Bontang, East Kalimantan, considering the abundant availability of raw materials and its proximity to industrial $CO_2$ sources in the surrounding area. The establishment of this plant is expected to meet domestic methanol demand, reduce import dependency, and create new employment opportunities for the local community. The methanol production process consists of three main stages: feedstock preparation, methanol synthesis through $CO_2$ hydrogenation using a $Cu/ZnO/Al_2O_3$ catalyst, and product separation and purification using a distillation unit. The reaction operates at a temperature of approximately 220°C and a pressure of 69 bar, producing high-purity methanol that is stored in the liquid phase within storage tanks. Based on the economic evaluation, several feasibility parameters indicate that this project is economically viable. The Return on Investment (ROI) values are 26.53% before tax and 25.20% after tax, while the Pay Out Time (POT) is 2.74 years before tax and 2.84 years after tax. The Break Even Point (BEP) is 46.86%, the Shut Down Point (SDP) is 22.83%, and the Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) is 26.04%. According to industrial chemical feasibility criteria, these results demonstrate that the proposed methanol plant from $CO_2$ and $H_2$ with a production capacity of 57,000 tons per year is technically and economically feasible, and also presents a positive environmental prospect as a sustainable alternative in the chemical industry.

**Keywords:** Methanol, Carbon dioxide, Hydrogen, Hydrogenation, Economic feasibility, Preliminary plant design

# BAB I
# PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Sektor industri kimia di Indonesia mengalami perkembangan pesat dan menjadi salah satu pilar utama dalam kemajuan perekonomian nasional. Perkembangan ini menunjukkan bahwa bahan kimia memiliki nilai strategis yang tinggi, tidak hanya sebagai komoditas utama, tetapi juga sebagai penunjang bagi berbagai sektor seperti manufaktur, energi, dan pertanian. Salah satu subsektor dengan potensi pertumbuhan yang menjanjikan adalah industri metanol, mengingat perannya yang luas sebagai bahan baku dalam industri petrokimia, farmasi, serta sebagai komponen penting dalam produksi energi dan bahan bakar ramah lingkungan. Seiring meningkatnya kebutuhan tersebut, industri metanol diproyeksikan akan terus berkembang dan memberikan kontribusi signifikan terhadap kemandirian serta daya saing industri kimia nasional.

Metanol atau metil alkohol ($CH_3OH$) merupakan cairan tidak berwarna, bersifat higroskopis, mudah menguap, sangat mudah terbakar, dan beracun, dengan aroma khas alkohol. Senyawa ini dapat bercampur sempurna dengan air, sehingga banyak dimanfaatkan dalam industri kimia organik sebagai pelarut dan agen pengering (El-Zeftawy, 1993). Lebih dari 50% produksi metanol digunakan sebagai bahan baku pembuatan senyawa kimia turunan seperti propilena, asam asetat, asam akrilat, etilena, hidrogen, dan formaldehida. Selain itu, metanol juga dimanfaatkan sebagai campuran bensin, bahan bakar alternatif pada sel bahan bakar, serta sumber

energi bagi pembangkit listrik (Rafiee, 2020). Umumnya, metanol diproduksi dari gas alam sebagai bahan baku utama, meskipun minyak bumi dan biomassa seperti kayu dapat digunakan sebagai alternatif dalam proses produksinya (Mahfud et al., 2023).

Permintaan metanol di Indonesia menunjukkan peningkatan yang signifikan seiring dengan pertumbuhan industri petrokimia dan upaya transisi menuju energi bersih. Berdasarkan data tahun 2024, konsumsi metanol nasional telah mencapai lebih dari 1,3 juta ton per tahun, sedangkan kapasitas produksi dalam negeri yang berasal dari PT Kaltim Methanol Industri (KMI) baru mampu memenuhi sekitar 660.000 ton per tahun. Kesenjangan ini menyebabkan ketergantungan tinggi terhadap impor dan berdampak pada defisit neraca perdagangan nasional. Di sisi lain, Indonesia memiliki potensi sumber daya alam yang besar untuk mendukung produksi metanol, seperti cadangan gas alam sebesar 54,83 triliun kaki kubik (TSCF), ketersediaan batubara dan biomassa, serta sumber emisi $CO_2$ dari sektor industri dan pembangkit listrik tenaga uap (PLTU) yang dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku alternatif (CNBC Indonesia, 2025).

Berdasarkan potensi tersebut, pra-rancangan pabrik ini direncanakan menggunakan proses sintesis metanol dari gas sintesis melalui reaksi hidrogenasi katalitik pada tekanan dan temperatur tinggi. Pemilihan proses ini didasarkan pada efisiensi konversi yang tinggi serta kesesuaiannya dengan kondisi dan ketersediaan bahan baku di Indonesia. Selain memanfaatkan gas alam sebagai bahan baku utama, emisi $CO_2$ dari PLTU dan industri berat juga dapat digunakan dalam proses

hidrogenasi untuk mendukung pengurangan emisi karbon sekaligus menghasilkan metanol secara berkelanjutan.

Pembangunan pabrik metanol di dalam negeri merupakan langkah strategis untuk mengoptimalkan pemanfaatan sumber daya alam dan karbon secara berkelanjutan. Dengan demikian, pendirian pabrik metanol baru di Indonesia diharapkan dapat mengurangi ketergantungan terhadap impor, memperkuat kemandirian energi, memberikan nilai tambah ekonomi bagi sektor industri kimia nasional, serta membuka peluang lapangan kerja baru.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik merupakan salah satu tahapan krusial dalam perancangan awal industri kimia, termasuk pada pabrik metanol. Kapasitas produksi yang dirancang harus mempertimbangkan hasil analisis terhadap kebutuhan pasar, ketersediaan bahan baku utama seperti gas alam, serta berbagai faktor teknis dan ekonomi yang memengaruhi kelayakan operasional. Pada studi ini, kapasitas pabrik ditetapkan dengan mengacu pada proyeksi peningkatan konsumsi metanol dalam negeri serta tren impor yang menunjukkan kecenderungan terus meningkat dari tahun ke tahun.

a. Data Ekspor

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, data ekspor metanol menunjukkan angka yang fluktuatif. Data ekspor metanol dari tahun 2019 sampai

tahun 2023 dapat dilihat pada Tabel 1.1. Perhitungan dilakukan dengan menggunakan rumus sebagai berikut:

$$i = \frac{\Sigma\%P}{n} \quad (1.1)$$

$$\%P = \frac{produksi\ tahun\ kedua - produksi\ tahun\ pertama}{produksi\ tahun\ pertama} \times 100\% \quad (1.2)$$

**Tabel 1.1** Data Ekspor Metanol Pada Tahun 2019 s.d 2023

| **Tahun ke-** | **Tahun** | **Ekspor (ton)** | **%P** |
|---|---|---|---|
| 1 | 2019 | 85905 | - |
| 2 | 2020 | 52077 | -39,38% |
| 3 | 2021 | 55404 | 6,39% |
| 4 | 2022 | 23083 | -58,34% |
| 5 | 2023 | 15981 | -30,77% |
| Total | | 232449 | -122,09% |
| *i* | | | -30,52% |

Sumber: Badan Pusat Statistik

Pertumbuhan rata-rata per tahun (*i*)

$$i = \frac{\Sigma\%P}{n} = -\frac{122{,}09\%}{4} = -30{,}52\%$$

b. Data Impor

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, data impor metanol di Indonesia menunjukkan angka yang fluktuatif. Data impor metanol di Indonesia dari tahun 2019 sampai tahun 2023 dapat dilihat pada Tabel 1.2.

**Tabel 1.2** Data Impor Metanol pada Tahun 2019 s.d 2023

| Tahun ke- | Tahun | Impor (ton) | %P |
|---|---|---|---|
| 1 | 2019 | 379404 | - |
| 2 | 2020 | 288618 | -23,93% |
| 3 | 2021 | 531165 | 84,04% |
| 4 | 2022 | 527100 | -0,77% |
| 5 | 2023 | 448509 | -14,91% |
| Total | | 174797 | 44,43% |
| *i* | | | 11,11% |

Sumber: Badan Pusat Statistik

Pertumbuhan rata-rata per tahun ($i$)

$$i = \frac{\Sigma\%P}{n} = \frac{44{,}43\%}{4} = 11{,}11\%$$

c. Data Global Market

Secara global, perkembangan pasar metanol dipengaruhi oleh ketersediaan bahan baku, perkembangan teknologi proses, serta peningkatan permintaan dari berbagai sektor industri. Berdasarkan laporan *Methanol Market by researchdive* didapat data sebagai berikut:

**Tabel 1.3 Data Global Market Metanol pada Tahun 2021 s.d. 2023**

| Tahun ke- | Tahun | Produksi metanol global (ton) | %P |
|---|---|---|---|
| 1 | 2021 | 47,8591 | - |
| 2 | 2022 | 49,8695 | 4,20% |
| 3 | 2023 | 52,1726 | 4,62% |
| Total | | 149,9012 | 8,82% |
| *i* | | | 4,41% |

Sumber: *researchdive*

Pertumbuhan rata-rata per tahun ($i$)

$$i = \frac{\Sigma\%P}{n} = \frac{8{,}82\%}{3} = 4{,}41\%$$

Berdasarkan data yang diperoleh, nilai pertumbuhan per tahun dapat dihitung menggunakan metode geometri. Dalam analisis ini, total data ekspor dan impor metanol pada rentang tahun 2019–2023 digunakan sebagai dasar perhitungan, sehingga diperoleh kapasitas pabrik. Perhitungan dilakukan dengan menggunakan rumus sebagai berikut:

$$m = P(1 + i)^n \qquad (1.3)$$

Dalam persamaan tersebut, ***m*** merupakan jumlah produk pada tahun yang akan dihitung, ***P*** adalah jumlah produk pada tahun terakhir yang diketahui, ***i*** merupakan rata-rata tingkat pertumbuhan per tahun, dan ***n*** adalah selisih antara tahun yang dihitung dan tahun terakhir yang diketahui. Maka diperkirakan jumlah impor pada tahun 2030:

$$m = P(1 + i)^n$$

$$= 448509(1 + 0{,}088)^{2030-2023}$$

= 813.944,1 ton/tahun

Berdasarkan hasil perhitungan, diperoleh bahwa nilai impor metanol pada tahun 2030 diperkirakan mencapai 813.944,1 ton per tahun. Oleh karena itu, potensi kapasitas pabrik yang akan dirancang dapat ditentukan menggunakan persamaan berikut:

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \qquad (1.4)$$

Dimana:

$m_1$ = nilai impor (ton)

$m_2$ = kapasitas pabrik lama (ton)

$m_3$ = peluang kapasitas pabrik baru (ton)

$m_4$ = jumlah ekspor (ton)

$m_5$ = konsumsi dalam negeri (ton)

$m_6$ = kapasitas akhir (ton)

Pabrik metanol yang akan dirancang diasumsikan beroperasi dengan nilai impor metanol sebesar nol $m_1 = 0$. Pabrik metanol yang telah tersedia di Indonesia, yaitu berasal dari PT Kaltim Methanol Industri, memiliki kapasitas produksi $m_2$ = 660.000 ton per tahun. Untuk memenuhi kebutuhan pasar domestik sekaligus mendukung ekspor, kapasitas ekspor diproyeksikan mencapai 70% dari total kapasitas pabrik baru pada tahun 2030 $m_4 = 0{,}7\ m_3$. Maka berdasarkan persamaan di atas, potensi kapasitas pabrik baru metanol di Indonesia adalah:

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m2)$$

$$= (0{,}7\ m_3 + 813.944{,}1) - (0 + 660.000)$$

$$m_3 - 0{,}7\ m_3 = 153.944{,}1032$$

$$m_3 = 513147{,}0107 \text{ ton/tahun} \approx 515.000 \text{ ton/tahun}$$

$$m_6 = m_3 \times \text{rata-rata kenaikan import} \qquad (1.5)$$

$$= 515.000 \text{ ton/tahun} * 11\%$$

$$= 56650 \text{ ton/tahun} \approx 57.000 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, diperoleh nilai $m_3$ sebesar 513.147,01 ton/tahun sebagai perkiraan kapasitas pabrik pada tahun 2030. Dari data dan hasil perhitungan tersebut, ditetapkan kapasitas perancangan pabrik sebesar 515.000 ton/tahun. Namun, kapasitas ini masih perlu disesuaikan dengan tingkat pertumbuhan rata-rata impor agar pabrik dapat beroperasi secara efisien dan kompetitif.

Salah satu pendekatan yang digunakan dalam penyesuaian kapasitas adalah mempertimbangkan persentase konsumsi metanol nasional, yaitu sebesar 11%. Oleh karena itu, kapasitas awal yang telah dihitung dikalikan dengan faktor tersebut, sehingga diperoleh kapasitas akhir pabrik sebesar 57.000 ton/tahun.

Penyesuaian ini bertujuan untuk memastikan bahwa produksi pabrik sesuai dengan kebutuhan pasar serta mampu beroperasi pada skala yang optimal tanpa terjadi kelebihan maupun kekurangan produksi. Dengan kapasitas yang telah ditetapkan, pabrik diharapkan dapat berkontribusi secara signifikan dalam memenuhi kebutuhan metanol dalam negeri serta mendukung ekspor ke negara lain.

## 1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Sumber utama $CO_2$ untuk proses sintesis metanol direncanakan berasal dari PT Pupuk Kaltim (PKT) yang berlokasi di kawasan industri Bontang, berdekatan dengan lokasi pembangunan pabrik. PKT memiliki fasilitas penyerapan $CO_2$ berkapasitas 174.000 ton per tahun yang berasal dari gas buang proses produksi amonia dan urea. Kapasitas tersebut dinilai mampu memenuhi kebutuhan pabrik metanol sebesar 17.657,05 ton per tahun secara berkelanjutan. Pemilihan PKT sebagai pemasok $CO_2$ dinilai paling sesuai dari sisi teknis dan ekonomis karena

jarak yang dekat, kemurnian gas yang tinggi, serta infrastruktur distribusi yang memadai.

Kebutuhan $H_2$ akan dipasok dari PT Samator Gas Industri yang juga berlokasi di Bontang. Perusahaan ini memiliki kapasitas produksi hidrogen mencapai 290.000 ton per tahun, jauh di atas kebutuhan pabrik metanol sebesar 6.733,34 ton per tahun. Selain menjamin ketersediaan bahan baku, kedekatan lokasi juga memberikan keuntungan dalam efisiensi transportasi serta meminimalkan potensi kehilangan gas selama distribusi.

## 1.4 Tinjauan Pustaka

Metanol atau metil alkohol ($CH_3OH$) merupakan cairan tidak berwarna dengan aroma khas alkohol dan bersifat polar. Senyawa ini mudah larut dalam air, alkohol, ester, eter, dan sebagian besar pelarut organik. Pada awalnya metanol dikenal sebagai *wood alcohol* karena diperoleh melalui destilasi destruktif kayu, namun produksi modern menggunakan sintesis gas (*syngas*) yang terdiri atas campuran hidrogen, karbon monoksida, dan karbon dioksida dari berbagai sumber hidrokarbon (Kirk & Othmer, 1982).

Produksi metanol sintetis pertama kali dilakukan oleh BASF pada tahun 1923 menggunakan katalis seng-kromium oksida pada tekanan tinggi 25–35 MPa (250–350 atm) dan suhu 320–450 °C. Perkembangan signifikan terjadi pada 1960-an ketika ICI (Imperial Chemical Industries) mengembangkan katalis tembaga-zink-alumina yang memungkinkan operasi pada tekanan lebih rendah, yaitu 5–10 Mpa (50–100 atm) dan suhu 210–270 °C, dengan selektivitas dan stabilitas yang

lebih baik. Proses bertekanan rendah tersebut menjadi standar industri karena efisiensi energi yang tinggi (Kirk & Othmer, 1982).

Turunan kimia utama dari metanol meliputi formaldehida, asam asetat atau anhidrida asetat, metil eter, metilamin, metil klorida, berbagai metil ester, serta senyawa yang mengandung sulfur dan silikon. Dari senyawa turunan ini kemudian dikembangkan berbagai produk kimia dan resin bernilai tambah secara komersial, seperti resin poliasetal, vinil asetat, selulosa asetat, klorometana atau halometana, senyawa amino dan nitrogen, serta senyawa sulfur dan silikon yang memiliki berbagai aplikasi industri (El-Zeftawy, 1993).

### 1.4.1 Pembuatan Metanol dengan Hidrogenasi

Proses hidrogenasi $CO_2$ menjadi metanol tidak hanya melibatkan satu reaksi tunggal, tetapi terdiri atas tiga tahapan reaksi utama yang saling berkesinambungan dan berlangsung dalam sistem katalitik heterogen, umumnya menggunakan katalis $Cu/ZnO/Al_2O_3$. Reaktor yang umum digunakan berjenis *fixed-bed* dengan sistem *isothermal* atau *adiabatic* yang beroperasi pada tekanan 50–100 bar dan suhu 220–250°C (Din et al., 2019). Ketiga tahapan reaksi tersebut meliputi:

1. Reaksi Hidrogenasi Karbon Dioksida ($CO_2$ Hydrogenation Reaction)
   Tahap ini merupakan reaksi utama yang secara langsung mengonversi $CO_2$ menjadi metanol dengan bantuan hidrogen:

$$CO_2 + 3H_2 \rightleftharpoons CH_3OH + H_2O \qquad \Delta H_{298K} = -49{,}5\ \text{kJ/mol} \qquad (1.6)$$

Reaksi ini bersifat eksotermik dan berlangsung optimal pada tekanan tinggi dan suhu menengah. Efisiensi konversi sangat dipengaruhi oleh keseimbangan termodinamika dan karakteristik katalis.

2. Reaksi Reversibel Water Gas Shift (WGS)
   Tahapan kedua adalah reaksi pergeseran gas air (water gas shift) yang mengubah sebagian $CO_2$ menjadi CO, yang kemudian dapat menjadi reaktan tambahan dalam pembentukan metanol:

$$CO_2 + H_2 \rightleftharpoons CO + H_2O \qquad \Delta H_{298K} = +41{,}2 \text{ kJ/mol} \qquad (1.7)$$

   Reaksi ini bersifat endotermik, dan berjalan secara dinamis bersama reaksi utama. Kesetimbangan antara reaksi hidrogenasi $CO_2$ dan reaksi WGS menentukan komposisi akhir syngas serta selektivitas pembentukan metanol.

3. Reaksi Hidrogenasi Karbon Monoksida (CO Hydrogenation Reaction)
   Karbon monoksida (CO) yang dihasilkan dari reaksi WGS kemudian berpartisipasi dalam reaksi lanjutan membentuk metanol:

$$CO + 2H_2 \rightleftharpoons CH_3OH \qquad \Delta H_{298K} = -90{,}7 \text{ kJ/mol} \qquad (1.8)$$

   Reaksi ini juga bersifat eksotermik dan umumnya berkontribusi signifikan terhadap total konversi metanol, terutama pada kondisi tekanan tinggi dan rasio $H_2/CO_2$ yang optimal.

Ketiga reaksi tersebut berlangsung secara simultan dalam reaktor, di mana reaksi (1) dan (3) berperan langsung menghasilkan metanol,

sedangkan reaksi (2) berfungsi sebagai reaksi penyeimbang yang memengaruhi ketersediaan CO sebagai reaktan antara (Kiss et al., 2016).

Secara umum, katalis berbasis $Cu/ZnO/Al_2O_3$ merupakan formulasi yang paling banyak digunakan dalam industri karena menunjukkan aktivitas tinggi dan stabilitas yang baik. Tembaga (Cu) berperan sebagai pusat aktif yang memfasilitasi reaksi hidrogenasi, sedangkan ZnO berfungsi sebagai penyebar (disperser) dan penstabil Cu serta membantu proses adsorpsi $CO_2$ sebelum dihidrogenasi menjadi metanol. Sementara itu, $Al_2O_3$ berfungsi memperkuat struktur katalis dan meningkatkan luas permukaan aktif (Guil-López et al., 2019).

Konversi $CO_2$ yang dicapai berkisar antara 15–30% (*single-pass conversion*), dengan selektivitas terhadap metanol 98%. Melalui sistem *recycle* gas reaktan, konversi total dapat mendekati 95%, menjadikan proses ini salah satu rute paling efisien untuk sintesis metanol dari $CO_2$ dan $H_2$ (Din et al., 2019).

### 1.4.2 Pembuatan Metanol dengan *Continuous Low-Temperature*

Proses sintesis metanol dilakukan melalui tahapan yang terstruktur dengan kondisi operasi tekanan rendah 50 bar dan suhu rendah 169,85 $^oC$ menggunakan reaktor *semibatch autoclave* yang beroperasi secara kontinyu.

Proses sintesis metanol berlangsung melalui tiga tahapan utama reaksi berurutan:

1. Reaksi Water-Gas Shift (WGS)

   Reaksi awal melibatkan konversi karbon monoksida dan air menjadi karbon dioksida serta hidrogen:

   $$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2 \quad (1.9)$$

   Tahapan ini meningkatkan rasio $H_2/CO$ dan menyiapkan komposisi gas yang sesuai untuk tahap hidrogenasi berikutnya.

2. Pembentukan Format dan Esterifikasi

   Karbon dioksida yang terbentuk direduksi di permukaan katalis tembaga menjadi formiat tembaga (HCOOCu), yang kemudian bereaksi dengan alkohol (ROH, misalnya 2-butanol) menghasilkan ester format (HCOOR). Reaksi berlangsung pada suhu rendah karena keberadaan pelarut alkohol menurunkan energi aktivasi reaksi, sekaligus bertindak sebagai *promoter katalitik*.

3. Hidrogenasi Ester menjadi Metanol

   Tahapan akhir melibatkan hidrogenasi senyawa ester format menjadi metanol dan alkohol regeneratif melalui reaksi:

   $$HCOOR + 2H_2 \rightarrow CH_3OH + ROH \quad (1.10)$$

   Alkohol yang dihasilkan digunakan kembali sebagai medium reaksi, memungkinkan proses berjalan secara berkesinambungan.

Katalis yang digunakan Cu/ZnO hasil kopresipitasi dengan rasio molar Cu/Zn = 1, di mana Cu berperan sebagai situs aktif reaksi redoks dan ZnO berfungsi menstabilkan dispersi Cu. Penggunaan pelarut alkohol seperti 2-butanol berperan sebagai *promoter* yang memungkinkan reaksi berjalan pada suhu yang lebih rendah. Pada kondisi optimum, proses ini selektivitas terhadap metanol 98,9% dengan konversi total sebesar 47% (Reubroycharoen et al., 2003).

## 1.5 Pemilihan Proses Produksi

Adapun perbandingan proses pembuatan fenol adalah sebagai berikut :

**Tabel 1.4** Perbandingan Jenis Proses Pembuatan Metanol

| Parameter | Macam-macam proses | |
|---|---|---|
| | Hidrogenasi | *Continuous Low-Temperature* |
| Bahan Baku | $CO_2$ dan $H_2$ | CO dan $H_2O$ |
| Kondisi Operasi | T = 220–250°C<br>P = 50–100 bar | T = 169,85 °C<br>P = 50 bar |
| Jenis Reaktor | *Fixed Bed Reactor* | *Semibatch Autoclave* |
| Katalis | $Cu/ZnO/Al_2O_3$ | Cu/ZnO |
| Selektivitas | 98% | 98,9% |
| Konversi | 95% | 47% |

Berdasarkan perbandingan 2 metode sintesis metanol, proses hidrogenasi gas $CO_2$ dan $H_2$ dipilih sebagai rute yang paling optimal untuk diterapkan dalam perancangan pabrik ini. Dibandingkan dengan proses *continuous low-temperature* yang memanfaatkan bahan baku CO dan $H_2O$,

metode hidrogenasi menunjukkan efisiensi konversi dan selektivitas yang lebih tinggi, masing-masing mencapai 95% dan 98%, sehingga menghasilkan produk metanol dengan kemurnian lebih baik dan konsumsi energi yang lebih efisien.

## 1.6 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.6.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika adalah tinjauan untuk mengetahui sifat reaksi berlangsung secara eksotermis atau endotermis, reaksi terjadi secara spontan atau tidak spontan, dan untuk mengetahui apakah reaksi tersebut *reversible* atau *irreversible*. Tinjauan termodinamika dapat diketahui dengan melihat nilai entalpi selama reaksi. Reaksi sebagai berikut:

$$CO_2 + 3H_2 \rightleftharpoons CH_3OH + H_2O \quad (1.6)$$

$$CO_2 + H_2 \rightleftharpoons CO + H_2O \quad (1.7)$$

$$CO + 2H_2 \rightleftharpoons CH_3OH \quad (1.8)$$

Data panas pembentukan ($\Delta H°_f$) pada 298°K pada setiap komponen diperoleh dari buku “Chemical Properties Handbook” sebagai berikut: (Yaws, 1999).

**Tabel 1.5** Nilai $\Delta H^{o}_{f}$ masing-masing komponen

| Komponen | $\Delta H^{o}_{f}$ 298K (kJ/mol) |
|---|---|
| CO | -110,5 |
| $H_2$ | 0 |
| $H_2O$ | -241,8 |
| $CO_2$ | -393,5 |
| $CH_3OH$ | -201,17 |

Sumber : Yaws, 1999

Panas reaksi standar dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta Hr°_{298\ K} = \Sigma\ \Delta Hf°\ \text{produk} - \Sigma\ \Delta Hf°\ \text{reaktan} \qquad (1.9)$$

- $\Delta H^{o}_{298\ K}$ reaksi pers. 1.6

  $\Delta H^{o}_{298\ K} = [\Delta H_f(CH_3OH) + \Delta H_f(H_2O)] - [\ \Delta H_f(CO_2) + 3\Delta H_f(H_2)]$

  $\Delta H^{o}_{298\ K} = -49{,}5$ kJ/mol

- $\Delta H^{o}_{298\ K}$ reaksi pers. 1.7

  $\Delta H^{o}_{298\ K} = [\Delta H_f(CO) + \Delta H_f(H_2O)] - [\ \Delta H_f(CO_2) + \Delta H_f(H_2)]$

  $\Delta H^{o}_{298\ K} = 41{,}2$ kJ/mol

- $\Delta H^{o}_{298\ K}$ reaksi pers. 1.8

  $\Delta H^{o}_{298\ K} = [\Delta H_f(CH_3OH) - [\ \Delta H_f(CO) + 2\Delta H_f(H_2)]$

  $\Delta H^{o}_{298\ K} = -90{,}7$ kJ/mol

Berdasarkan hasil perhitungan perubahan entalpi pembentukan standar pada suhu 298 K, diperoleh bahwa reaksi hidrogenasi karbon dioksida dan karbon monoksida bersifat eksotermik dengan nilai $\Delta H°_{298K}$ masing-masing sebesar −49,5 kJ/mol dan −90,7 kJ/mol, sedangkan reaksi *water gas shift* bersifat endotermik dengan $\Delta H°_{298K}$ sebesar 41,2 kJ/mol.

Hasil ini menunjukkan bahwa proses sintesis metanol umumnya melepaskan energi panas, sedangkan pada reaksi *water gas shift* yang berperan dalam menyeimbangkan komposisi gas sintesis memerlukan suplai panas untuk berlangsung.

Untuk mengetahui apakah reaksi berlangsung secara spontan, dilakukan perhitungan perubahan energi bebas Gibbs standar (ΔG°r) untuk masing-masing reaksi. Nilai ΔG°r digunakan sebagai indikator spontanitas, di mana reaksi dikatakan spontan apabila ΔG°r bernilai negatif, sedangkan nilai positif menunjukkan bahwa reaksi tidak berlangsung secara spontan pada kondisi standar.

Data energi bebas Gibbs ($\Delta G°_f$) pada 298°K pada setiap komponen diperoleh dari buku "Chemical Properties Handbook" sebagai berikut: (Yaws, 1999).

**Tabel 1.6** Nilai $\Delta G^o_f$ masing-masing komponen

| Komponen | $\Delta G^o_f$ 298K (kJ/mol) |
|---|---|
| CO | -137,2 |
| $H_2$ | 0 |
| $H_2O$ | -228,6 |
| $CO_2$ | -394,4 |
| $CH_3OH$ | -162,51 |

Sumber : Yaws, 1999

Perubahan Energi Gibbs dalam reaksi dihitung menggunakan persamaan :

$\Delta Gr°_{298\ K} = \Sigma\ \Delta Gf°produk - \Sigma\ \Delta Gf°reaktan$ (1.10)

- $\Delta G^o_{298\ K}$ reaksi pers. 1.6

  $\Delta G^o_{298\ K} = [\Delta G_f(CH_3OH) + \Delta G_f(H_2O)] - [\ \Delta G_f(CO_2) + 3\Delta G_f(H_2)]$

  $\Delta G^o_{298\ K} = 3{,}29$ kJ/mol

- $\Delta G^o_{298\ K}$ reaksi pers. 1.7

  $\Delta G^o_{298\ K} = [\Delta G_f(CO) + \Delta G_f(H_2O)] - [\ \Delta G_f(CO_2) + \Delta G_f(H_2)]$

  $\Delta G^o_{298\ K} = 28{,}6$ kJ/mol

- $\Delta G^o_{298\ K}$ reaksi pers. 1.8

  $\Delta G^o_{298\ K} = [\Delta G_f(CH_3OH) - [\ \Delta G_f(CO) + 2\Delta G_f(H_2)]$

  $\Delta G^o_{298\ K} = -25{,}31$ kJ/mol

Hasil perhitungan menunjukkan bahwa reaksi hidrogenasi $CO_2$ menuju metanol memiliki $\Delta G°$ positif sehingga kurang spontan pada 298 K dan sangat dipengaruhi oleh tekanan tinggi untuk dapat berlangsung signifikan. Reaksi RWGS ($CO_2 + H_2 \rightleftharpoons CO + H_2O$) juga memiliki $\Delta G°$ positif besar, sehingga tidak spontan pada kondisi standar dan hanya lebih dominan pada temperatur tinggi karena sifatnya yang endotermik. Sementara itu, reaksi hidrogenasi CO ($CO + 2H_2 \rightleftharpoons CH_3OH$) memiliki $\Delta G°$ negatif, yang menunjukkan bahwa jalur tersebut secara termodinamika lebih menguntungkan, meskipun dalam sistem ini CO hanya terbentuk sebagai produk samping dari RWGS.

Arah reaksi yang terjadi pada kondisi T = 493 K dan P = 68,1 atm, dapat ditentukan dengan menghitung konstanda kesetimbangan reaksi melalui persamaan sebagai berikut:

$$\Delta G_r = -RTlnK \quad (1.11)$$

$$lnK_{298} = -\frac{\Delta G_{r\,298}}{RT} \quad (1.12)$$

(Smith, 2018)

Keterangan:

R = Tetapan gas ideal (8,314 J/mol.K)

T = Suhu (K)

K = Konstanta kesetimbangan

- Nilai K pada T = 298 K untuk pers. 1.6 dihitung menggunakan persamaan konstanta kesetimbangan sebagai berikut:

$$lnK_{298} = -\frac{\Delta G_{r\,298}}{RT}$$

$$= -\frac{3{,}29}{8{,}314\times298}$$

$$K_{298} = e^{-\frac{3{,}29}{8{,}314\times298}}$$

$$K_{298} = 0{,}9987$$

Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi ditentukan menggunakan persamaan berikut:

$$\ln\left(\frac{K_2}{K_1}\right) = \frac{-\Delta Hr^{o}_{298\,K}}{R}\left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right) \qquad (1.13)$$

Keterangan:

$K_1$ = Konstanta kesetimbangan pada 298 K

$K_2$ = Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi

$T_1$ = Suhu standar (298 K)

$T_2$ = Suhu operasi (493 K)

Maka diperoleh K pada T = 493 K sebagai berikut:

$$ln\frac{K_{(493)}}{K_{(298)}} = \frac{-(-49{,}5)}{8{,}314}\left(\frac{1}{493} - \frac{1}{298}\right)$$

$$ln\frac{K_{(493)}}{0{,}9987} = -0{,}0079$$

$$\frac{K_{(493)}}{0{,}9987} = 0{,}9921$$

$$K_{(493)} = 0{,}9908$$

- Nilai K pada T = 298 K untuk pers. 1.7 dihitung menggunakan persamaan konstanta kesetimbangan sebagai berikut:

$$lnK_{298} = -\frac{\Delta G_{r\,298}}{RT}$$

$$= -\frac{28{,}6}{8{,}314\times298}$$

$$K_{298} = e^{-\frac{28{,}6}{8{,}314\times298}}$$

$$K_{298} = 0{,}9885$$

Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi ditentukan menggunakan persamaan berikut:

$$\ln\left(\frac{K_2}{K_1}\right) = \frac{-\Delta Hr^{o}{}_{298\,K}}{R}\left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)$$

$$ln\frac{K_{(493)}}{K_{(298)}} = \frac{-(41{,}2)}{8{,}314}\left(\frac{1}{493} - \frac{1}{298}\right)$$

$$ln\frac{K_{(493)}}{0{,}9885} = 0{,}0066$$

$$\frac{K_{(493)}}{0{,}9885} = 1{,}0066$$

$K_{(493)}$ = 0,995

- Nilai K pada T = 298 K untuk pers. 1.8 dihitung menggunakan persamaan konstanta kesetimbangan sebagai berikut:

$$lnK_{298} = -\frac{\Delta G_{r\,298}}{RT}$$

$$= -\frac{-25{,}31}{8{,}314\times298}$$

$$K_{298} = e^{-\frac{-25{,}31}{8{,}314\times298}}$$

$K_{298}$ = 1,0103

Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi ditentukan menggunakan persamaan berikut:

$$\ln\left(\frac{K_2}{K_1}\right) = \frac{-\Delta Hr^{o}{}_{298\,K}}{R}\left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)$$

$$ln\frac{K_{(493)}}{K_{(298)}} = \frac{-(-90,7)}{8,314}\left(\frac{1}{493} - \frac{1}{298}\right)$$

$$ln\frac{K_{(493)}}{1,0103} = -0,0145$$

$$\frac{K_{(493)}}{1,0103} = 0,9856$$

$$K_{(493)} = 0,9958$$

Berdasarkan perhitungan nilai K pada kondisi operasi T = 493 K untuk persamaan reaksi (1.6), (1.7), dan (1.8) menunjukkan bahwa reaksi reversible karena nilai yang diperoleh K < 1. Hal ini mengindikasikan bahwa pada kondisi tersebut reaksi tidak sepenuhnya mengarah ke sisi produk dan masih memiliki kecenderungan untuk berjalan ke arah reaktan.

### 1.6.2 Tinjauan Kinetika

Selanjutnya dicari konstanta laju reaksi (k) menggunakan persamaan Arrhenius :

$$k = Ae^{-\frac{Ea}{RT}} \qquad (1.14)$$

Keterangan :

k : Konstanta laju reaksi

A : Faktor tumbukan

Ea : Energi aktivasi (kJ/kmol)

R : Konstanta gas (8,314 kJ/kmol·K)

T : Suhu (K)

Berdasarkan hasil penelitian yang dilakukan oleh Adnan dan Kibria (2020), data faktor tumbukan (A) dan energi aktivasi (Ea) sebagai berikut:

**Tabel 1.7** Nilai Ea dan A pada setiap reaksi

| Persamaan | $E_a$ | Satuan | A | Satuan |
|---|---|---|---|---|
| $CO_2 + 3H_2 \rightleftharpoons CH_3OH + H_2O$ (1.6) | 87,5 | kJ/kmol | 0,00109 | kmol/(s.kg.Pa) |
| $CO_2 + H_2 \rightleftharpoons CO + H_2O$ (1.7) | 152,9 | kJ/kmol | 3.048.426 | kmol/(s.kg.$Pa^{0,5}$) |
| $CO + 2H_2 \rightleftharpoons CH_3OH$ (1.8) | 113 | kJ/kmol | 0,489 | kmol/(s.kg.Pa) |

- Nilai k pada suhu operasi 220 ºC (493 K) untuk pers. 1.6 sebagai berikut:

  $k = 0{,}00109e^{-\frac{-87{,}5}{8{,}314 \times 493}}$

  $= 1{,}067 \times 10^{-3}$ kmol/(s.kg.Pa)

- Nilai k pada suhu operasi 220 ºC (493 K) untuk pers. 1.7 sebagai berikut:

  $k = 3.048.426e^{-\frac{-152{,}9}{8{,}314 \times 493}}$

  $= 2.936.804$ kmol/(s.kg.$Pa^{0,5}$)

- Nilai k pada suhu operasi 220 ºC (493 K) untuk pers. 1.8 sebagai berikut:

  $k = 0{,}489e^{-\frac{-113}{8{,}314 \times 493}}$

  $= 0{,}4757$ kmol/(s.kg.Pa)

Persamaan Kinetika

$$r'_{CH_3OH,1} = \frac{k_A K_{CO}\left( f_{CO} f_{H_2}^{\frac{3}{2}} - \frac{1}{K_{C1}} \frac{f_{CH_3OH}}{f_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right)}{\left( f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)}$$

(1.15)

$$r'_{CH_3OH,2} = \frac{k_B K_{CO_2}\left( f_{CO_2} f_{H_2} - \frac{1}{K_{C2}} f_{H_2O} f_{CO} \right)}{\left( f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)}$$

(1.16)

$$r'_{CH_3OH,3} = \frac{k_C K_{CO_2}\left( f_{CO_2} f_{H_2}^{\frac{3}{2}} - \frac{1}{K_{C3}} \frac{f_{CH_3OH} f_{H_2O}}{f_{H_2}^{\frac{3}{2}}} \right)}{\left( f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)}$$

(1.17)

Dengan:

$k_A$ : Konstanta laju reaksi untuk CO

$k_B$ : Konstanta laju reaksi untuk Water Gas Shift

$k_C$ : Konstanta laju reaksi untuk $CO_2$

$K_{CO}$ : Konstanta adsorpsi CO ($2{,}16 \times 10^{-10}$ $Pa^{-1}$)

$K_{CO_2}$ : Konstanta adsorpsi $CO_2$ ($7{,}05 \times 10^{-12}$ $Pa^{-1}$)

$K_{\frac{H_2O}{H_2}}$ : Konstanta adsorpsi $H_2O$ yang dinormalisasi terhadap adsorpsi $H_2$ ($2{,}01437 \times 10^{-11}$ $Pa^{-0,5}$)

$K_{C1}$ : Konstanta driving force CO ($2{,}39 \times 10^{-23}$ $Pa^{-2}$)

$K_{C2}$ : Konstanta driving force Water Gas Shift ($1{,}07 \times 10^{2}$)

$K_{C3}$ : Konstanta driving force $CO_2$ ($2{,}56 \times 10^{-21}$ $Pa^{-2}$)

# BAB II
# PERANCANGAN PRODUK

Untuk mencapai standar kualitas produk yang sesuai dengan spesifikasi dan target, proses produksi metanol dapat dirancang berdasarkan variabel-variabel primer, yaitu spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, serta pengendalian proses.

## 2.1 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku

Berikut merupakan sifat fisika dan kimia dari produk dan bahan baku:

### 2.1.1. Sifat Fisika

**Tabel 2.1** Sifat Fisika Produk dan Bahan Baku

| Spesifikasi | Produk | | Bahan Baku | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Nama Senyawa | Metanol | Air | Karbon Monoksida | Hidrogen | Karbon Dioksida |
| Rumus Kimia | $CH_3OH$ | $H_2O$ | CO | $H_2$ | $CO_2$ |
| Berat Molekul, g/mol | 32,042 | 18,015 | 28 | 2 | 44 |
| Fase | Cair | Cair | Gas | Gas | Gas |
| Titik Leleh, $^oC$ | -97,8 | 0 | -205 | -259 | -56,6 |
| Titik Didih, $^oC$ | 64,7 | 100 | -192 | -253 | -78,5 |
| Densitas, g/ml | 0,7886 (pada 25 $^oC$) | 0,9950 (pada 25 $^oC$) | - | - | - |
| Densitas Relatif | - | - | 1 | 0,07 | 1,52 |
| Viskositas, cP | 0,544 (pada 25 $^oC$) | 0,8949 (pada 25 $^oC$) | - | - | - |

| Spesifikasi | Produk | | Bahan Baku | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Nama Senyawa | Metanol | Air | Karbon Monoksida | Hidrogen | Karbon Dioksida |
| Tekanan Uap, mmHg | 127 (pada 25 $^{o}$C) | 23,75 (pada 25 $^{o}$C) | - | - | 42975,4 (pada 20 $^{o}$C) |
| Panas Pembakaran, kJ/mol | 726,1 | - | - | - | - |
| Panas Penguapan, kcal/mol | - | 9,717 | - | - | - |
| Kelarutan dalam Air, mg/L | *infinitely soluble* | - | 30 | 1,6 | 2000 |
| *Explosive Limits* | 6-36 vol% | *non flammable* | 10,9-76 vol% | 4-77 vol% | *non flammable* |

Sumber : PubChem & Air Liquide

### 2.1.2 Sifat Kimia

#### 1. Sifat Kimia Metanol ($CH_3OH$)

Berdasarkan standar *National Fire Protection Association* (NFPA) 704 atau yang umumnya disebut sebagai simbol *Hazard Diamond*, tingkat bahaya pada metanol dapat ditunjukkan pada Gambar 2.1.




**Gambar 2.1** *Hazard Diamond* Metanol

Berdasarkan Gambar 2.1, metanol termasuk dalam 4 kategori berikut:

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Bahaya kesehatan dengan tingkat 1 menunjukkan bahwa metanol memiliki tingkat toksisitas rendah. Paparan terhadap metanol dapat menyebabkan iritasi ringan atau efek kesehatan yang tidak signifikan jika tertelan, terhirup, atau kontak dengan kulit. Meski demikian, paparan jangka panjang atau dalam jumlah besar dapat menyebabkan dampak yang lebih serius, seperti kerusakan organ tubuh (terutama mata dan sistem saraf).

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Bahaya kebakaran dengan tingkat 3 menandakan bahwa metanol sangat mudah terbakar. Metanol memiliki titik nyala 12 °C dan dapat dengan cepat menyala saat berada di dekat sumber panas, api terbuka, atau percikan. Oleh karena itu, penting untuk menangani metanol di lingkungan yang jauh dari sumber api dan menggunakan peralatan yang aman dari percikan api.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Reaktivitas dengan tingkat 0 pada segmen kuning menunjukkan bahwa metanol relatif stabil dalam kondisi normal dan tidak bereaksi secara signifikan dengan bahan kimia lain. Metanol tidak cenderung meledak atau menyebabkan reaksi kimia berbahaya dalam situasi biasa.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Bagian putih digunakan untuk memberikan informasi tentang bahaya khusus, seperti reaktivitas terhadap air, bahan oksidator kuat,

atau bahan lain. Dalam hal ini, tidak ada simbol atau angka yang menunjukkan peringatan khusus untuk metanol.

**2. Sifat Kimia Air ($H_2O$)**

Berdasarkan standar *National Fire Protection Association* (NFPA) 704 atau yang umumnya disebut sebagai simbol *Hazard Diamond*, tingkat bahaya pada air dapat ditunjukkan pada Gambar 2.2.




**Gambar 2.2** *Hazard Diamond* Air

Berdasarkan Gambar 2.2, air termasuk dalam 4 kategori berikut:

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Bahaya kesehatan dengan tingkat 0 menunjukkan bahwa air tidak memiliki potensi bahaya terhadap kesehatan dalam kondisi normal. Air tidak beracun dan tidak menyebabkan iritasi pada kulit, mata, atau sistem pernapasan.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Bahaya kebakaran dengan tingkat 0 menandakan bahwa air sama sekali tidak mudah terbakar. Sebaliknya, air digunakan secara luas sebagai media pemadam kebakaran untuk mengontrol dan memadamkan api. Karena sifatnya yang tidak mudah terbakar, air sering kali menjadi bahan utama dalam sistem keamanan kebakaran.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Reaktivitas dengan tingkat 0 menunjukkan bahwa air tidak bereaksi secara signifikan dengan bahan kimia lain dalam kondisi biasa. Air merupakan bahan stabil yang tidak memicu reaksi kimia berbahaya. Namun, dalam situasi tertentu, air dapat bereaksi dengan bahan yang sangat reaktif, seperti logam alkali (misalnya natrium atau kalium), menghasilkan gas hidrogen yang mudah terbakar.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Peringatan khusus yang kosong menunjukkan bahwa air tidak memerlukan perhatian khusus dalam penggunaan maupun penyimpanannya. Dengan demikian, tidak terdapat risiko tambahan ataupun instruksi khusus yang perlu diikuti selama proses penanganannya.

**3. Sifat Kimia Karbon Monoksida**

Berdasarkan standar *National Fire Protection Association* (NFPA) 704 atau yang umumnya disebut sebagai simbol *Hazard Diamond*, tingkat bahaya pada karbon monoksida dapat ditunjukkan pada Gambar 2.3.




**Gambar 2.3** *Hazard Diamond* Karbon Monoksida

Berdasarkan Gambar 2.3, karbon monoksida termasuk dalam 4 kategori berikut:

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Bahaya kesehatan dengan tingkat 3 menunjukkan bahwa karbon monoksida sangat berbahaya bagi kesehatan. Gas ini tidak berwarna, tidak berbau, dan tidak berasa, sehingga sering kali sulit dideteksi tanpa alat khusus. Penting untuk menggunakan alat deteksi karbon monoksida di lingkungan berisiko dan memastikan ventilasi yang memadai.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Bahaya kebakaran dengan tingkat 4 menunjukkan bahwa karbon monoksida sangat mudah terbakar. Gas ini memiliki rentang konsentrasi yang lebar di udara untuk membentuk campuran eksplosif jika terkena sumber penyalaan seperti percikan api atau panas tinggi. Oleh karena itu, karbon monoksida harus ditangani di lingkungan bebas sumber api dan dalam sistem tertutup untuk mencegah kebocoran.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Reaktivitas dengan tingkat 0 menunjukkan bahwa karbon monoksida relatif stabil dan tidak bereaksi secara signifikan dengan bahan kimia lain dalam kondisi normal. Namun, gas ini dapat berpartisipasi dalam reaksi pembakaran dan menghasilkan karbon dioksida sebagai produk sampingan. Karbon monoksida juga dapat

bereaksi dengan beberapa logam atau oksidan kuat dalam kondisi tertentu, tetapi risiko ini minimal dalam penggunaan biasa.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Pada bagian ini kosong yang berarti tidak ada peringatan khusus tambahan untuk karbon monoksida dalam sistem NFPA 704. Namun, mengingat sifat gas ini yang sulit dideteksi tanpa alat, tindakan pencegahan khusus seperti penggunaan detektor karbon monoksida tetap dianjurkan.

**4. Sifat Kimia Hidrogen**

Berdasarkan standar *National Fire Protection Association* (NFPA) 704 atau yang umumnya disebut sebagai simbol *Hazard Diamond*, tingkat bahaya pada hidrogen dapat ditunjukkan pada Gambar 2.4.




**Gambar 2.4** *Hazard Diamond* Hidrogen

Berdasarkan Gambar 2.4, hidrogen termasuk dalam 4 kategori berikut:

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Bahaya kesehatan dengan tingkat 0 menunjukkan bahwa hidrogen tidak berbahaya bagi kesehatan manusia dalam kondisi normal. Gas hidrogen tidak beracun dan tidak menyebabkan iritasi pada kulit, mata,

atau sistem pernapasan. Perhatian terhadap ventilasi harus diberikan saat menangani hidrogen dalam volume besar.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Bahaya kesehatan dengan tingkat 4 menunjukkan bahwa hidrogen sangat mudah terbakar. Hidrogen mudah menyala oleh percikan kecil, panas, atau api terbuka. Selain itu, hidrogen adalah gas yang sangat ringan, sehingga dengan cepat naik ke atmosfer, menciptakan risiko pembakaran atau ledakan jika ada kebocoran. Penanganan hidrogen harus dilakukan di lingkungan bebas sumber api, menggunakan alat yang dirancang khusus untuk menangani gas yang mudah terbakar.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Reaktivitas dengan tingkat 0 menunjukkan bahwa hidrogen stabil secara kimiawi dalam kondisi normal. Hidrogen dapat bereaksi dengan oksigen ($O_2$) dalam proses pembakaran, menghasilkan air ($H_2O$). Kendati demikian, dalam kondisi biasa, gas hidrogen tidak akan bereaksi spontan tanpa pemicu eksternal.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Pada bagian ini kosong yang berarti tidak ada peringatan khusus tambahan untuk hidrogen menurut sistem NFPA 704. Namun, dalam praktiknya, penting untuk memahami bahwa sifat hidrogen yang tidak berwarna, tidak berbau, dan sangat ringan membuatnya sulit dideteksi tanpa alat khusus.

**5. Sifat Kimia Karbon Dioksida**

Berdasarkan standar *National Fire Protection Association* (NFPA) 704 atau yang umumnya disebut sebagai simbol *Hazard Diamond*, tingkat bahaya pada karbon dioksida dapat ditunjukkan pada Gambar 2.5.




**Gambar 2.5** *Hazard Diamond* Karbon Dioksida

Berdasarkan Gambar 2.5, karbon dioksida termasuk dalam 4 kategori berikut:

a. Bahaya Kesehatan (Warna Biru)

Bahaya kesehatan dengan tingkat 3 menunjukkan bahwa karbon dioksida dapat memberikan dampak serius terhadap kesehatan jika tidak ditangani dengan benar. Karbon dioksida adalah gas yang tidak berwarna dan tidak berbau, tetapi dalam konsentrasi tinggi dapat menyebabkan efek kesehatan yang berbahaya. Gas ini bersifat asfiksian, yang artinya dapat menggantikan oksigen di udara dan menyebabkan kekurangan oksigen dalam tubuh. Alat pemantau kadar $CO_2$ di udara juga sangat dianjurkan di ruang kerja atau area yang berisiko.

b. Bahaya Kebakaran (Warna Merah)

Bahaya kebakaran dengan tingkat 0 menunjukkan bahwa karbon dioksida tidak mudah terbakar. Bahkan, gas ini sering digunakan sebagai media pemadam kebakaran karena sifatnya yang mampu menghambat proses pembakaran dengan mengurangi kadar oksigen di sekitar api.

c. Reaktivitas (Warna Kuning)

Reaktivitas dengan tingkat 0 menunjukkan bahwa karbon dioksida stabil secara kimiawi dan tidak bereaksi dengan bahan lain dalam kondisi normal. Gas ini biasanya tidak memicu reaksi kimia yang berbahaya.

d. Peringatan Khusus (Warna Putih)

Tidak adanya simbol atau angka pada bagian putih menunjukkan bahwa karbon dioksida tidak memiliki peringatan khusus dalam klasifikasi ini. Namun, ini tidak berarti bahwa karbon dioksida sepenuhnya aman. Risiko utama yang terkait dengan karbon dioksida adalah potensi asfiksia di ruang tertutup atau area yang kurang berventilasi.

## 2.2 Pengendalian Kualitas

### 2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum proses produksi dimulai, dilakukan analisis atau pengujian terlebih dahulu terhadap bahan baku yang akan digunakan. Pengujian ini bertujuan untuk memastikan bahwa setiap bahan memenuhi standar mutu serta spesifikasi yang telah ditetapkan dalam rancangan proses produksi. Bahan baku utama yang digunakan dalam pabrik ini terdiri dari gas karbon dioksida ($CO_2$) dan gas hidrogen ($H_2$). Kedua bahan tersebut harus memiliki tingkat kemurnian tertentu dan melewati uji kadar pengotor agar tidak menimbulkan gangguan pada reaksi kimia maupun menurunkan efisiensi proses. Dengan demikian, tahap pengujian bahan baku menjadi langkah penting untuk menjamin konsistensi kualitas produk dan menjaga kestabilan operasi pabrik secara keseluruhan.

### 2.2.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk memastikan mutu produk tetap terjaga sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan. Proses ini dimulai sejak tahap penerimaan bahan baku hingga dihasilkan produk akhir. Pengawasan mutu dilakukan melalui analisis di laboratorium serta pemantauan menggunakan alat kontrol. Dengan demikian, diharapkan produk yang dihasilkan memiliki kualitas dan kapasitas sesuai dengan standar yang telah ditentukan oleh pabrik.

Penyimpangan mutu produk umumnya disebabkan oleh kualitas bahan baku yang tidak memenuhi standar, kesalahan dalam operasi, atau

kerusakan pada peralatan. Ketidaksesuaian tersebut dapat diketahui melalui hasil pemantauan sistem kontrol maupun analisis yang dilakukan oleh Laboratorium Pemeriksaan.

### 2.2.3 Pengendalian Proses

Pengendalian dan pengawasan operasi dilakukan secara terpusat melalui sistem kontrol di *control room*, yang bekerja secara otomatis menggunakan berbagai indikator proses. Apabila terjadi penyimpangan terhadap nilai yang telah diatur, seperti laju alir bahan baku dan produk, tinggi permukaan cairan (*level control*), maupun suhu operasi (*temperature control*), sistem akan memberikan sinyal peringatan berupa lampu indikator, alarm, atau tanda lainnya. Jika penyimpangan tersebut terjadi, maka kondisi proses harus segera dikembalikan ke keadaan semula, baik secara manual maupun otomatis.

Beberapa alat kontrol yang digunakan untuk memantau kondisi operasi antara lain :

a. *Level Control*

*Level control* merupakan instrumen yang dipasang pada bagian atas tangki untuk memantau dan mengatur ketinggian fluida di dalamnya. Apabila terjadi penyimpangan dari kondisi yang telah ditentukan, sistem akan memberikan sinyal peringatan berupa bunyi alarm dan lampu indikator.

b. *Temperature Control*

*Temperature control* berfungsi untuk mengatur dan menjaga suhu operasi pada setiap peralatan proses. Sama seperti level control, apabila suhu tidak sesuai dengan nilai yang telah ditetapkan, sistem akan memberikan tanda peringatan berupa suara dan nyala lampu.

c. *Flow Control*

*Flow control* digunakan untuk mengatur laju aliran masuk maupun keluar dari suatu unit proses agar sesuai dengan kebutuhan operasi.

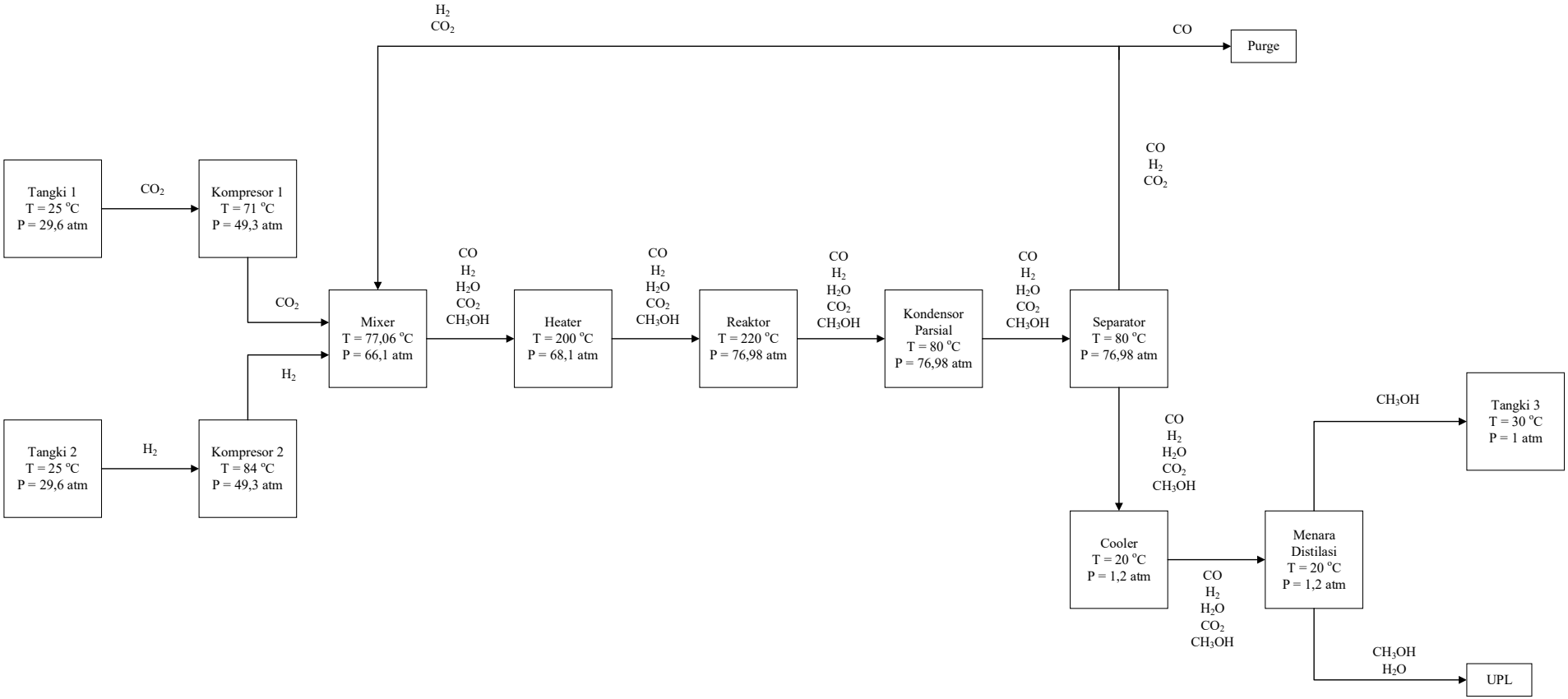
d. *Pressure Control*

*Pressure control* berfungsi untuk mengatur tekanan pada aliran masuk dan keluar proses. Jika tekanan menyimpang dari kondisi operasi yang telah ditetapkan, sistem akan mengeluarkan sinyal peringatan berupa suara alarm dan nyala lampu indikator.

# BAB III
# PERANCANGAN PROSES

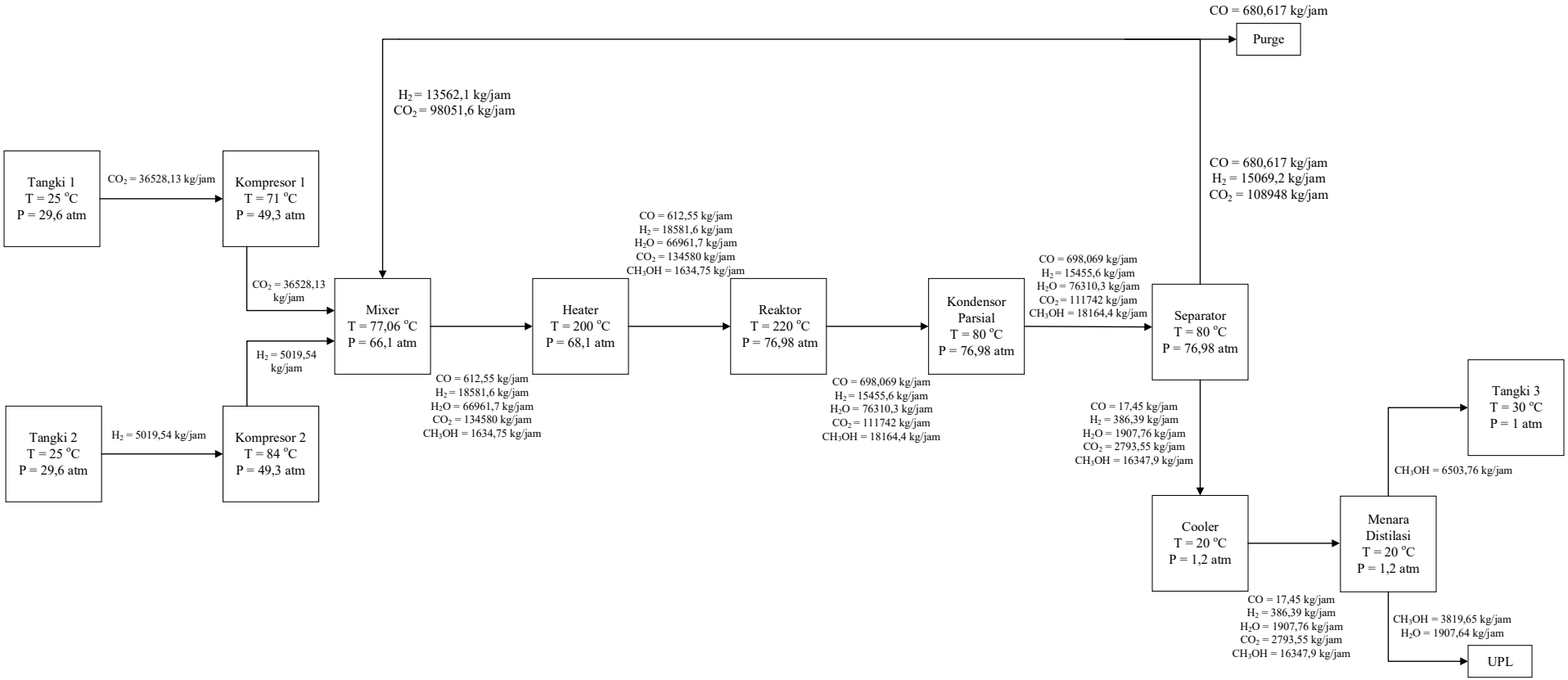
## 3.1 Diagram Alir Proses dan Material

### 3.1.1 Diagram Alir Kualitatif




**Gambar 3.1** Diagram Alir Kualitatif

### 3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif




**Gambar 3.2** Diagram Alir Kuantitatif

## 3.2 Uraian Proses

Pabrik metanol ini dirancang untuk memproduksi 57.000 ton metanol per tahun melalui proses hidrogenasi karbon dioksida ($CO_2$) menggunakan gas hidrogen ($H_2$) sebagai reaktan. Pabrik beroperasi selama 330 hari per tahun dengan waktu operasi 24 jam per hari**.** Proses ini termasuk dalam kategori proses kimia bertekanan tinggi dan bersifat eksotermis**,** sehingga memerlukan pengendalian suhu dan tekanan yang ketat.

Secara garis besar, proses produksi metanol dari $CO_2$ dan $H_2$ dibagi menjadi tiga tahap utama, yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku,
2. Tahap sintesis produk, yaitu reaksi hidrogenasi $CO_2$ menjadi metanol menggunakan katalis pada reaktor bertekanan.
3. Tahap pemurnian produk, yang bertujuan untuk memisahkan dan memurnikan metanol dari air dan komponen gas yang tidak bereaksi.

### 3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Pada tahap ini, bahan baku utama berupa karbon dioksida ($CO_2$) dan hidrogen ($H_2$) dipersiapkan terlebih dahulu sebelum masuk dalam pemrosesan. Dalam penyediaan bahan baku, gas karbon dioksida ($CO_2$) diperoleh dari PT Pupuk Kalimantan Timur yang memiliki fasilitas penangkapan dan pemurnian $CO_2$ dari proses industri amonia. Gas $CO_2$ yang dihasilkan memiliki kemurnian tinggi (99,89%) dan dikirim ke pabrik melalui sistem transportasi gas bertekanan untuk digunakan sebagai bahan

baku utama dalam proses sintesis metanol. Sementara itu, gas hidrogen ($H_2$) disuplai oleh PT Samator Gas Industri, yang memproduksinya melalui proses elektrolisis air. Dalam proses tersebut, air diuraikan menjadi gas hidrogen dan oksigen pada kondisi operasi sekitar 30 atm dan suhu 80°C menggunakan proses elektrolisis. Gas oksigen hasil samping dialirkan ke unit atau industri lain yang membutuhkan, sedangkan gas hidrogen dengan kemurnian tinggi disalurkan ke tempat penyimpanan. $CO_2$ dan $H_2$ masing-masing disimpan di tangki penyimpanan bertekanan (T-01 dan T-02).

Sebelum kedua bahan tersebut dicampur di Mixer (M-01), masing masing gas dinaikkan tekanannya menggunakan kompresor gas tipe sentrifugal (CP-01) dan (CP-02) hingga mencapai tekanan operasi sekitar 50 bar. Setelah itu, aliran $CO_2$ dan $H_2$ dialirkan ke Mixer (M-01) untuk memastikan homogenitas campuran komponen bergerak secara mekanik. Campuran gas tersebut kemudian dialirkan ke pemanas (HE-01) untuk menaikkan suhu hingga 220-260°C, yaitu suhu optimum untuk memulai reaksi hidrogenasi di dalam reaktor. Pada tahap ini, sistem kontrol suhu dan tekanan sangat penting agar kondisi operasi stabil serta menjaga keselamatan proses.

### 3.2.2 Tahap Sintesis Produk

Tahap sintesis merupakan inti dari proses produksi metanol. Campuran gas $CO_2$ dan $H_2$ yang telah mencapai kondisi operasi diarahkan ke dalam reaktor tipe *fixed bed* (R-01), yang beroperasi pada suhu 220 °C dan tekanan 69 bar. Reaksi yang terjadi di reaktor (R-01) adalah sebagai berikut :

$$CO_2 + 3H_2 \rightleftharpoons CH_3OH + H_2O \quad (1.6)$$

$$CO_2 + H_2 \rightleftharpoons CO + H_2O \quad (1.7)$$

$$CO + 2H_2 \rightleftharpoons CH_3OH \quad (1.8)$$

Reaksi yang terjadi dalam reaktor bersifat eksotermis. Katalis yang digunakan adalah $Cu/ZnO/Al_2O_3$, yang efektif untuk meningkatkan selektivitas pembentukan metanol dan menekan pembentukan karbon monoksida (CO). Produk keluar dari reaktor berupa campuran fase (gas-cair) yang terdiri atas $CH_3OH$, $H_2O$, $CO_2$, CO, dan $H_2$ yang tidak bereaksi. Hasil keluaran reaktor kemudian dialirkan ke kondensor parsial (CDP-01) untuk menurunkan suhu hingga sebagian komponen metanol dan air mengembun. Campuran dua fase (gas-cair) selanjutnya dimasukkan ke separator (SP-01) untuk memisahkan fase gas ($H_2$, CO, dan $CO_2$ sisa) dari fase cair ($CH_3OH$ dan $H_2O$) dan sedikit gas yang terlarut.

Gas hasil pemisahan ($H_2$, CO, dan $CO_2$) sebagian besar masuk ke dalam splitter untuk dilakukan pemisahan antara gas yang akan digunakan kembali (*recycle*) dan gas yang akan dibuang (*purge*). Pada splitter, sebagian besar gas yang masih mengandung $H_2$ dan $CO_2$ akan dialirkan kembali menuju Mixer (M-01**)** untuk dicampurkan dengan aliran umpan segar (*fresh feed*) dari $H_2$ dan $CO_2$ sebelum masuk ke reaktor, sehingga meningkatkan efisiensi pemakaian bahan baku. Sementara itu, sebagian kecil aliran gas yang mengandung $CO_2$ dan CO dialirkan sebagai gas buang (*purge gas*) untuk mencegah akumulasi komponen *inert* atau yang tidak

bereaksi di dalam sistem sirkulasi gas. Gas buang ini selanjutnya tidak langsung dilepas ke atmosfer, melainkan diarahkan menuju unit pembakaran (*flaring system*)**.** Pada unit tersebut, gas CO dan $CO_2$ dibakar dalam kondisi terkontrol untuk mengurangi emisi gas berbahaya sebelum dilepaskan ke udara sesuai dengan standar lingkungan yang berlaku.

### 3.2.3 Tahap Pemurnian Produk

Tahap akhir proses produksi metanol adalah pemurnian produk melalui unit distilasi. Hasil bawah pemisahan dari separator (SP-01) selanjutnya dialirkan menuju Expansion Valve untuk menurunkan tekanan menjadi 1 atm**,** serta menurunkan suhu dari sekitar 80°C menjadi 37°C agar metanol berada pada kondisi cair. Kemudian dialirkan ke Cooler (CL-02) untuk menurunkan suhu hingga 20**°**C sebelum memasuki unit Distilasi (MD-01). Pada Menara Distilasi (MD-01) dilakukan pemurnian produk dengan memisahkan metanol ($CH_3OH$) dan air serta beberapa bahan yang terikut berdasarkan perbedaan titik didihnya. Karena metanol memiliki titik didih sebesar 64,7°C**,** sedangkan air memiliki titik didih yang lebih tinggi yaitu 100°C**,** maka metanol akan keluar sebagai produk atas (*distillate*) dan air akan terambil sebagai produk bawah (*bottom*)**.**

Aliran bawah dari MD-01 yang mengandung air dan sedikit sisa metanol dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL) untuk diproses lebih lanjut sebelum dibuang agar tidak mencemari lingkungan. Sementara itu, aliran atas yang merupakan metanol murni dengan sedikit kandungan $CO_2$ dialirkan ke Cooler (CL-02) agar memiliki suhu yang sesuai. Setelah

tekanan dan suhu sesuai, metanol cair disimpan dalam tangki penyimpanan (T-03) sebagai produk akhir pabrik**.**

## 3.3 Spesifikasi Alat

### 3.3.1 Spesifikasi Alat Proses

**a. Reaktor (R-01)**

1. Spesifikasi Umum

   Kode : R-01

   Fungsi : Mereaksikan umpan Reaktor-01 berupa $CO_2$ sebanyak 134579,73 kg/jam dan $H_2$ sebanyak 18581,60 kg/jam sehingga menghasilkan produk berupa metanol sebanyak 18164,37 kg/jam.

   Jenis/Tipe : Reaktor *Fixed Bed Multitubular* dilengkapi dengan pendingin

   Mode Operasi : Kontinyu

   Jumlah : 1

   Harga : Rp 3.911.200.759,68

2. Kondisi Operasi

   Suhu, °C : 220ºC

   Tekanan, atm : 69 bar

   Kondisi Proses : Adiabatis, Isotermal

3. Konstruksi dan Material

   Bahan Konstruksi : Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304

   Diameter (ID) *Shell,* m : 1,59

   Tebal Shell, in : 2,532

   Tinggi Total, m : 5,057

   Jenis Head : *elliptical dished head*

4. Spesifikasi Khusus

   Jenis Katalis : Cu/ZnO/Al2O3

   Bentuk Katalis : Padatan

   Ukuran Katalis : 5 mm

   Dimensi Tube

   Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167*

   Diameter, in : 1,5

   Panjang, m : 4

   Jumlah Tube : 1500

   Tipe : *Triangular Pitch*

   Ukuran Pitch, cm : 6,0325

   Jenis Coolant : Dowtherm A

   Kebutuhan Coolant : 191.902,7951 kg/jam

**b. Separator**

1. Spesifikasi Umum

Nama dan Kode : Separator (SP-01)

Fungsi : Memisahkan campuran uap dan cair dari kondensor (CD-01) dengan hasil atas berupa gas CO, $CO_2$, dan $H_2$ serta hasil bawah berupa campuran $H_2O$ dan $CH_3OH$

Jenis : Silinder vertikal

Material : *Stainless Steel* SA-240 tipe 316

2. Kondisi Operasi

   a. Suhu : 80 ºC

   b. Tekanan : 76,98 atm

3. Dimensi

   A (luas penampang) : 4,0278 $m^2$

   Dt (diameter separator) : 1,524 m

   HL (tinggi cairan) : 1,6494 m

   H (tinggi total) : 3,6576 m

   Jumlah : 1

**c. Menara Distilasi**

1. Spesifikasi Umum

   Nama dan Kode : Menara Distilasi (MD-01)

   Fungsi : Memisahkan campuran $CH_3OH$, $H_2O$, dan sedikit CO, $CO_2$, dan $H_2$

Tipe : *Multicomponent distillation*

Jenis : Menara distilasi dengan *sieve tray*

Material : *Carbon Steel* SA-283 *Grade* C

2. Kondisi Operasi

   a. Umpan

      Suhu : 20 ℃

      Tekanan : 1,2 atm

   b. Distilat

      Suhu : 47,845 ℃

      Tekanan : 1,2 atm

   c. Bottom

      Suhu : 77,109 ℃

      Tekanan : 1,2 atm

3. Spesifikasi Coloumn

   Diameter : 2,7432 m

   Tinggi Total : 19,71 m

   Tebal Shell : 0,1064 in

   Tebal Head : 0,1063 in

4. Tray

   a. Jenis Tray : *Sieve Tray*

   b. *Feed Plate* : *Plate* ke-8

   c. Jumlah *Plate* Aktual : 17 (termasuk reboiler)

d. Susunan *hole* : *Triangular pitch*

e. Diameter *hole* : 0,005 m

f. Jumlah *tray* : 17

g. *Tray spacing* : 0,6 m

h. Jumlah lubang : 6120

Jumlah : 1

**d. Akumulator**

1. Spesifikasi Umum

Nama dan Kode : Akumulator (ACC-01)

Fungsi : Menampung keluaran Kondensor (CD-02) pada Menara Distilasi (MD-01)

Jenis : Silinder horizontal

Material : *Carbon Steel* SA-283 *Grade* C

2. Kondisi Operasi

a. Suhu : 47,845 $^{o}$C

b. Tekanan : 1,2 atm

Kapasitas Tangki : 5,3376 m3

Diameter Tangki : 1,2192 m

Tinggi Tangki : 3,81 m

Jumlah : 1

**e. Mixer**

1. Spesifikasi Umum

| | |
|---|---|
| Nama dan Kode | : Mixer (M-01) |
| Fungsi | : Mencampurkan $CO_2$ dan $H_2$ dengan aliran hasil *recycle* sebelum menuju ke Heater (HE-01) |
| Jenis | : Tangki silinder berpengaduk |
| Material | : *Stainless Steel* SA-240 tipe 316 |

2. Kondisi Operasi

| | | |
|---|---|---|
| a. | Suhu | : 77,0664 ℃ |
| b. | Tekanan | : 66,124 atm |
| Tinggi Cairan | | : 3,8423 m |
| Waktu Tinggal | | : 10 menit |

3. Dimensi Mixer

| | | |
|---|---|---|
| a. | Diameter | : 3,1149 m |
| b. | Tinggi | : 6,9571 m |
| c. | Tebal Shell | : 2,659 in |
| d. | Tebal Head | : 2,951 in |

4. Pengaduk Mixer

| | | |
|---|---|---|
| a. | Jenis | : *Six-blade turbine* |
| b. | Diameter | : 1,0383 m |
| c. | Jumlah Pengaduk | : 1 |
| d. | Lebar Baffle | : 0,2596 m |

e. Kecepatan Putaran : 49 rpm

f. Power : 0,33 Hp

### 3.3.2 Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### a. Kondenser Parsial (CDP-01)

**Tabel 3.1** Spesifikasi Kondensor Parsial (CDP-01)

| **Kondensor Parsial (CDP-01)** | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Kode | CDP-01 | | | |
| Fungsi | Mendinginkan $CH_3OH$ dan $H_2O$ hasil keluaran Reaktor (R-01) | | | |
| Jumlah | 1 alat | | | |
| Tipe | *Shell and Tube Heat Exchanger* | | | |
| Jenis Bahan | *Stainless Steel* SA-240 tipe 316 | | | |
| *Position* | ***Shell*** | | ***Tube*** | |
| *Fluid* | *Water* | | *Gases* | |
| *Fluid Type* | *Cold fluid* | | *Hot fluid* | |
| | in | out | in | out |
| *Temperature* (°C) | 30 | 35 | 220 | 80 |
| *Pressure* (atm) | 76,98 | 76,98 | 76,98 | 76,98 |
| **Mechanical Design** | | | | |
| **Shell** | | **Tube** | | |
| *Length* (ft) | 20 | *Length* (ft) | 20 | |
| *Passes* | 1 | *Passes* | 1 | |
| ID (in) | 29 | OD (in) | 1 | |
| *Baffle Spaces* (in) | 7,25 | *Number of tube* | 397 | |
| | | A ($ft^2$) | 2077,55 | |
| | | BWG | 16 | |
| | | *Triangular Pitch*, in | 1,25 | |

| Kondensor Parsial (CDP-01) | | | |
|---|---|---|---|
| ΔP *cal* / ΔP *allow* (psi) | 0,6797/10 | ΔP *cal* / ΔP *allow* (psi) | 3,0599/10 |
| Rd *cal* / Rd *min* | 0,0064/0,0017 | Rd *cal* / Rd *min* | 0,0064/0,0017 |

**b. Kondenser Parsial (CDP-02)**

**Tabel 3.2** Spesifikasi Kondensor Parsial (CDP-02)

| Kondensor Parsial (CDP-02) | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Kode | CDP-02 | | | |
| Fungsi | Mengembunkan gas dari puncak Menara Distilasi (MD-01) | | | |
| Jumlah | 1 alat | | | |
| Tipe | *Shell and Tube Heat Exchanger* | | | |
| Jenis Bahan | *Carbon Steel* SA 283 *grade* C | | | |
| *Position* | ***Shell*** | | ***Tube*** | |
| *Fluid* | *Water* | | *Gases* | |
| *Fluid Type* | *Cold fluid* | | *Hot fluid* | |
| | in | out | in | out |
| *Temperature* (°C) | 30 | 35 | 63,1 | 47,8 |
| *Pressure* (atm) | 1,2 | 1,2 | 1,2 | 1,2 |
| **Mechanical Design** | | | | |
| **Shell** | | **Tube** | | |
| *Length* (ft) | 20 | *Length* (ft) | 20 | |
| *Passes* | 1 | *Passes* | 1 | |
| ID (in) | 17,25 | OD (in) | 1 | |
| *Baffle Spaces* (in) | 4,31 | *Number of tube* | 131 | |
| | | A ($ft^2$) | 6855,72 | |
| | | BWG | 16 | |
| | | *Triangular Pitch*, in | 1,25 | |

| Kondensor Parsial (CDP-02) | | | |
|---|---|---|---|
| ΔP *cal* / ΔP *allow* (psi) | 0,006/10 | ΔP *cal* / ΔP *allow* (psi) | 1,3915/10 |
| Rd *cal* / Rd *min* | 0,0061/0,0017 | Rd *cal* / Rd *min* | 0,0061/0,0017 |

**c. Reboiler (RB-01)**

**Tabel 3.3** Spesifikasi Reboiler (RB-01)

| Reboiler (RB-01) | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Kode | RB-01 | | | |
| Fungsi | Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara Distilasi (MD-01) | | | |
| Jumlah | 1 alat | | | |
| Tipe | *Shell and Tube Heat Exchanger* | | | |
| Jenis Bahan | *Carbon Steel* SA-283 *Grade* C | | | |
| *Position* | ***Shell*** | | ***Tube*** | |
| *Fluid* | *Liquid organic* | | *Steam* | |
| *Fluid Type* | *Cold Fluid* | | *Hot Fluid* | |
| | in | out | in | out |
| *Temperature* (°C) | 77,11 | 89,20 | 125 | 125 |
| *Pressure* (atm) | 1,2 | 1,2 | 1,2 | 1,2 |
| **Mechanical Design** | | | | |
| **Shell** | | **Tube** | | |
| *Length* (ft) | 20 | *Length* (ft) | 20 | |
| *Passes* | 2 | *Passes* | 2 | |
| ID (in) | 30 | OD (in) | 1 | |
| *Baffle Spaces* (in) | 7,5 | *Number of tube* | 408 | |
| | | A ($ft^2$) | 2135,22 | |
| | | BWG | 16 | |
| | | *Triangular Pitch*, in | 1,25 | |

| Reboiler (RB-01) | | | |
|---|---|---|---|
| ΔP *cal* / ΔP *allow* (psi) | 3,48 / 10 | ΔP *cal* / ΔP *allow* (psi) | 3,1 / 10 |
| Rd *cal* / Rd *min* | 0,00076 / 0,0001 | Rd *cal* / Rd *min* | 0,00076 / 0,0001 |

**d. Heater (HE-01)**

**Tabel 3.4** Spesifikasi Heater (HE-01)

| Heater (HE-01) | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Kode | HE-01 | | | |
| Fungsi | Memanaskan campuran gas $H_2$ dan $CO_2$ yang berasal dari Mixer (M-01) | | | |
| Jumlah | 1 alat | | | |
| Tipe | *Shell and Tube Heat Exchanger* | | | |
| Jenis Bahan | *Stainless Steel* SA-240 tipe 316 | | | |
| *Position* | ***Shell*** | | ***Tube*** | |
| *Fluid* | *Liquid organic* | | *Steam* | |
| *Fluid Type* | *Cold fluid* | | *Hot fluid* | |
| | in | out | in | out |
| *Temperature* (°C) | 77 | 200 | 250 | 249 |
| *Pressure* (atm) | 68 | 68 | 68 | 68 |
| **Mechanical Design** | | | | |
| **Shell** | | **Tube** | | |
| *Length* (ft) | 20 | *Length* (ft) | 20 | |
| *Passes* | 1 | *Passes* | 1 | |
| ID (in) | 15,25 | OD (in) | 1 | |
| *Baffle Spaces* (in) | 3,81 | *Number of tube* | 91 | |
| | | A ($ft^2$) | 4762,37 | |
| | | BWG | 16 | |
| | | *Triangular Pitch*, in | 1,25 | |

| Heater (HE-01) | | | |
|---|---|---|---|
| ΔP *cal* / ΔP *allow* (psi) | 0,0277/10 | ΔP *cal* / ΔP *allow* (psi) | 1,5901/10 |
| Rd *cal* / Rd *min* | 0,002/0,0017 | Rd *cal* / Rd *min* | 0,002/0,0017 |

**e. Cooler (CL-01)**

**Tabel 3.5** Spesifikasi Cooler (CL-01)

| Cooler (CL-01) | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Kode | CL-01 | | | |
| Fungsi | Mendinginkan produk keluaran Separator (SP-01) | | | |
| Jumlah | 1 | | | |
| Tipe | *Shell and Tube Heat Exchanger* | | | |
| Jenis Bahan | *Carbon Steel SA-283 Grade C* | | | |
| **Spesifikasi :** | | | | |
| A | 355,8696 | $ft^2$ | 33,0611 | $m^2$ |
| Ud | 48,102 | Btu/hr $ft^2$ F | | |
| Uc | 288,323 | Btu/hr $ft^2$ F | | |
| Rd | 0,0173 | hr $ft^2$ F/Btu | | |
| Rd min | 0,0017 | hr $ft^2$ F/Btu | | |
| L | 20 | ft | 6,096 | m |
| ***Hot Fluid* : *Tube*** | | | | |
| BWG | 16 | | | |
| IDt | 0,87 | in | 0,0725 | ft |
| ODt | 1 | in | 0,0833 | ft |
| *Number of tube* | 68 | buah | | |
| *Passes* | 1 | | | |
| *Pitch* | 1 ¼ in *Triangular* | | | |

| Cooler (CL-01) | | | | |
|---|---|---|---|---|
| ΔP *cal* / ΔP *allow* | 1,1762 / 10 | psi | | |
| ***Cold Fluid* : *Shell*** | | | | |
| IDs | 13,25 | in | 1,1042 | ft |
| *Baffle Spaces* | 3,3125 | in | 0,2760 | ft |
| *Passes* | 1 | | | |
| ΔP *cal* / ΔP *allow* | 2,7575 / 10 | psi | | |

**f. Cooler (CL-02)**

**Tabel 3.6** Spesifikasi Cooler (CL-02)

| Cooler (CL-02) | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Kode | CL-02 | | | |
| Fungsi | Mendinginkan produk keluaran Accumulator (ACC-01) | | | |
| Jumlah | 1 | | | |
| Tipe | *Shell and Tube Heat Exchanger* | | | |
| Jenis Bahan | *Carbon Steel SA-283 Grade C* | | | |
| **Spesifikasi :** | | | | |
| A | 476,233 | $ft^2$ | 44,241 | $m^2$ |
| Ud | 61,567 | Btu/hr $ft^2$ F | | |
| Uc | 158,870 | Btu/hr $ft^2$ F | | |
| Rd | 0,00995 | hr $ft^2$ F/Btu | | |
| Rd min | 0,0017 | hr $ft^2$ F/Btu | | |
| L | 20 | ft | 6,096 | m |
| ***Hot Fluid* : *Tube*** | | | | |
| BWG | 16 | | | |
| IDt | 0,87 | in | 0,0725 | ft |
| ODt | 1 | in | 0,0833 | ft |

| Cooler (CL-02) | | | | |
|---|---|---|---|---|
| *Number of tube* | 91 | buah | | |
| *Passes* | 1 | | | |
| *Pitch* | 1 ¼ in *Triangular* | | | |
| ΔP *cal* / ΔP *allow* | 5,1379 / 10 | psi | | |
| ***Cold Fluid* : *Shell*** | | | | |
| IDs | 15,25 | in | 1,2708 | ft |
| *Baffle Spaces* | 3,8125 | in | 0,3177 | ft |
| *Passes* | 1 | | | |
| ΔP *cal* / ΔP *allow* | 0,0907 / 10 | psi | | |

**g. Cooler (CL-03)**

**Tabel 3.7** Spesifikasi Cooler (CL-03)

| Cooler (CL-03) | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Kode | CL-03 | | | |
| Fungsi | Mendinginkan produk keluaran Reboiler (RB-01) | | | |
| Jumlah | 1 | | | |
| Tipe | *Shell and Tube Heat Exchanger* | | | |
| Jenis Bahan | *Carbon Steel SA-283 Grade C* | | | |
| **Spesifikasi :** | | | | |
| A | 355,867 | $ft^2$ | 33,059 | $m^2$ |
| Ud | 94,237 | Btu/hr $ft^2$ F | | |
| Uc | 216,556 | Btu/hr $ft^2$ F | | |
| Rd | 0,00599 | hr $ft^2$ F/Btu | | |
| Rd min | 0,0017 | hr $ft^2$ F/Btu | | |
| L | 20 | ft | 6,096 | m |

| Cooler (CL-03) | | | | |
|---|---|---|---|---|
| ***Hot Fluid* : *Tube*** | | | | |
| BWG | 16 | | | |
| IDt | 0,87 | in | 0,0725 | ft |
| ODt | 1 | in | 0,0833 | ft |
| *Number of tube* | 68 | buah | | |
| *Passes* | 1 | | | |
| *Pitch* | 1 ¼ in *Triangular* | | | |
| ΔP *cal* / ΔP *allow* | 5,1362 / 10 | psi | | |
| ***Cold Fluid* : *Shell*** | | | | |
| IDs | 13,25 | in | 1,1042 | ft |
| *Baffle Spaces* | 3,3125 | in | 0,276 | ft |
| *Passes* | 1 | | | |
| ΔP *cal* / ΔP *allow* | 0,5911 / 10 | psi | | |

### 3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

**Tabel 3.8** Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku

| **Kode** | **T-01** | **T-02** |
|---|---|---|
| Fungsi | Menyimpan kebutuhan $CO_2$ pada suhu 25 $^oC$ dan tekanan 30 atm | Menyimpan kebutuhan $H_2$ pada suhu 25 $^oC$ dan tekanan 30 atm |
| Waktu Penyimpanan | 5 hari | 5 hari |
| Fase | Gas | Gas |
| Jenis | Tangki Bola (*Spherical*) | Tangki Bola (*Spherical*) |
| Material Konstruksi | *Stainless Steel SA 240 grade M* | *Stainless Steel SA 240 grade M* |
| Tekanan, atm | 30 | 30 |

| **Kode** | **T-01** | **T-02** |
|---|---|---|
| Suhu, $^oC$ | 25 | 25 |
| Diameter, m | 17,227 | 12,492 |
| Tebal shell, m | 0,1669 | 0,1122 |
| Volume, m3 | 2675,310 | 1020,203 |
| Jumlah | 1 | 1 |

**Tabel 3.9** Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

| **Kode** | **T-03** | **T-04** |
|---|---|---|
| Fungsi | Menyimpan produk $CH_3OH$ keluaran atas MD-01 | Menyimpan produk $CH_3OH$ keluaran bawah MD-01 |
| Tipe | Tangki silinder tegak dengan atap (*head*) berbentuk *torispherical* dan dasar (*bottom*) berbentuk *flat bottomed* | Tangki silinder tegak dengan atap (*head*) berbentuk *torispherical* dan dasar (*bottom*) berbentuk *flat bottomed* |
| Fase | Cair | Cair |
| Waktu penyimpanan | 7 hari | 7 hari |
| Jumlah | 1 | 1 |
| Kapasitas, $m^3$ | 3336,4614 | 2754,8027 |
| Tekanan, atm | 1 | 1 |
| Suhu, $^oC$ | 30 | 30 |
| Material konstruksi | *Carbon Steel SA-283 grade C* | *Carbon Steel SA-283 grade C* |
| Diameter, m | 24,384 | 21,336 |
| Tinggi tangki, m | 13,266 | 12,794 |

| Kode | T-03 | T-04 |
|---|---|---|
| Tebal shell, m<br>a. *Course 1*<br>b. *Course 2*<br>c. *Course 3*<br>d. *Course 4*<br>e. *Course 5* | <br>0,0048<br>0,0048<br>0,0048<br>0,0048<br>0,0048 | <br>0,0048<br>0,0048<br>0,0048<br>0,0048<br>0,0048 |
| Tebal head, in | 5/16 | 5/16 |
| Tinggi head, m | 4,1216 | 3,65 |

### 3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

#### a. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas

**Tabel 3.10** Spesifikasi Kompresor (CP-01)

| Kode | CP-01 |
|---|---|
| Fungsi | Menaikkan tekanan $CO_2$ sebelum masuk mixer |
| Bahan yang dikompresi | $CO_2$ |
| Kondisi Operasi | Pin = 30 atm |
| | Pout = 50 atm |
| | Tin = 25 $^oC$ |
| | Tout = 71 $^oC$ |
| Kapasitas | 561,314 $m^3$/jam |
| *Compression ratio* | 1,67 |
| *Single / multistage* | *Single* |
| *Compressor efficiency* | 80% |
| Jenis *compressor* | *Centrifugal Compressor Singlestage* |
| *Motor power* – daya motor (Watt) | 52734,62 Watt |

| **Kode** | **CP-01** |
|---|---|
| *Material construction* | *Carbon Steel* |

**Tabel 3.11** Spesifikasi Kompresor (CP-02)

| **Kode** | **CP-02** |
|---|---|
| Fungsi | Menaikkan tekanan $H_2$ sebelum masuk mixer |
| Bahan yang dikompresi | $H_2$ |
| Kondisi Operasi | Pin = 30 atm |
| | Pout = 50 atm |
| | Tin = 25 ºC |
| | Tout = 84 ºC |
| Kapasitas | 2087,490 $m^3$/jam |
| *Compression ratio* | 1,67 |
| *Single / multistage* | *Single* |
| *Compressor efficiency* | 80% |
| Jenis *compressor* | *Centrifugal Compressor Singlestage* |
| *Motor power* – daya motor (Watt) | 100088,18 Watt |
| *Material construction* | *Carbon Steel* |

**Tabel 3.12** Spesifikasi Expansion Valve

| **Kode** | **EV-01** | **EV-02** |
|---|---|---|
| Fungsi | Menurunkan tekanan keluaran produk bawah SP-01 | Menurunkan tekanan keluaran produk atas SP-01 |
| Tipe | *Globe Valve* | *Globe Valve* |
| Bahan Konstruksi | *Stainless Steel SA 240 Grade M Type 304* | *Stainless Steel SA 240 Grade M Type 304* |
| Kondisi Operasi | T(ºC) = 80 | T(ºC) = 80 |
| | Pin(atm) = 76,98 | Pin(atm) = 76,98 |

| Kode | EV-01 | EV-02 |
|---|---|---|
| | Pout(atm)= 0,987 | Pout(atm)= 49,35 |
| Ukuran Pipa | | |
| ID (m) | 0,0627 | 0,2027 |
| OD (m) | 0,0732 | 0,2191 |
| Sch | 40 | 40 |
| IPS (m) | 0,0635 | 0,2032 |
| Luas Area ($m^2$) | 0,0031 | 0,0323 |
| Panjang Ekuivalen (m) | 21,335 | 30,479 |
| Jumlah | 1 | 1 |

**b. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair**

**Tabel 3.13** Spesifikasi Pompa

| Kode | P-01 | P-02 |
|---|---|---|
| Fungsi | Mengalirkan produk dari ACC ke T-03 | Mengalirkan produk dari Reboiler ke T-04 |
| Viskositas, cP | 0,4077 | 0,3349 |
| Kapasitas, $m^3$/jam | 10,2130 | 8,7746 |
| *Pump Head*, m | 5,6841 | 5,3530 |
| Suhu fluida, $^oC$ | 47,845 | 77,109 |
| Jenis pompa | *Centrifugal Pumps* | *Centrifugal Pumps* |
| Daya Motor, Watt | 372,85 | 372,85 |
| *Material Construction* | *Commercial Steel* | *Commercial Steel* |

## 3.4 Neraca Massa

**Tabel 3.14** Neraca Massa di Mixer (M-01)

| Komponen | Input (kg/jam) | | | Output (kg/jam) |
|---|---|---|---|---|
| | **Arus 3** | **Arus 4** | **Arus 12** | **Arus 5** |
| CO | 0 | 0 | 612,56 | 612,56 |
| $H_2$ | 0 | 5019,54 | 13562,06 | 18581,60 |
| $H_2O$ | 0 | 0 | 66961,73 | 66961,73 |
| $CO_2$ | 36528,13 | 0 | 98051,59 | 134579,73 |
| $CH_3OH$ | 0 | 0 | 1634,75 | 1634,75 |
| **Sub Total** | 36528,13 | 5019,54 | 180822,68 | 222370,36 |
| **Total** | 222370,36 | | | 222370,36 |

**Tabel 3.15** Neraca Massa di Reaktor (R-01)

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) |
|---|---|---|
| | **Arus 6** | **Arus 7** |
| CO | 612,56 | 698,07 |
| $H_2$ | 18581,60 | 15455,64 |
| $H_2O$ | 66961,73 | 76310,3 |
| $CO_2$ | 134579,73 | 111741,98 |
| $CH_3OH$ | 1634,75 | 18164,38 |
| **Total** | 222370,36 | 222370,36 |

**Tabel 3.16** Neraca Massa di Separator (SP-01)

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | |
|---|---|---|---|
| | **Arus 8** | **Arus 9** | **Arus 13** |
| CO | 698,07 | 680,62 | 17,45 |
| $H_2$ | 15455,64 | 15069,25 | 386,39 |
| $H_2O$ | 76310,3 | 74402,54 | 1907,76 |

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | |
|---|---|---|---|
| | Arus 8 | Arus 9 | Arus 13 |
| $CO_2$ | 111741,98 | 108948,4 | 2793,55 |
| $CH_3OH$ | 18164,38 | 1816,44 | 16347,94 |
| **Sub Total** | 222370,36 | 200917,27 | 21453,09 |
| **Total** | 222370,36 | 222370,36 | |

**Tabel 3.17** Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-01)

| Komponen | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) | | |
|---|---|---|---|---|
| | Arus 15 | Arus 16 | Arus 17 | Arus 18 |
| CO | 17,45 | 17,45 | 0,002 | 0 |
| $H_2$ | 386,39 | 386,38 | 0,014 | 0 |
| $H_2O$ | 1907,76 | 0,027 | 0,089 | 1907,64 |
| $CO_2$ | 2793,55 | 2783,76 | 9,787 | 0 |
| $CH_3OH$ | 16347,94 | 6024,52 | 6503,76 | 3819,65 |
| **Sub Total** | 21453,09 | 9212,14 | 6513,65 | 5727,29 |
| **Total** | 21453,09 | 21453,09 | | |

## 3.5 Neraca Panas

**Tabel 3.18** Neraca Panas di Kompresor (CP-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| ΔH in | -1148690 | |
| ΔH out | | -9622 |
| W yang dibutuhkan | 1139068 | |
| **Total** | -9622 | -9622 |

**Tabel 3.19** Neraca Panas di Kompresor (CP-02)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| ΔH in | 41999 | |
| ΔH out | | 4365809 |
| W yang dibutuhkan | 4323810 | |
| **Total** | 4365809 | 4365809 |

**Tabel 3.20** Neraca Panas di Mixer (M-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| ΔH in *recycle* | 22390454 | |
| ΔH in keluaran CP-01 | -9622 | |
| ΔH in keluaran CP-02 | 4365809 | |
| ΔH out | | 22532008 |
| Q yang dibutuhkan | -4214633 | |
| **Total** | 22532008 | 22532008 |

**Tabel 3.21** Neraca Panas di Heater (HE-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Q in | 22532008 | |
| Q out | | 241758928 |
| Q steam | 219226921 | |
| **Total** | 241758928 | 241758928 |

**Tabel 3.22** Neraca Panas di Reaktor (R-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Q in | 241758928 | |
| Q out | | 280983191 |

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Q pendingin | 39224263 | |
| **Total** | 280983191 | 280983191 |

**Tabel 3.23** Neraca Panas di Kondensor Parsial (CDP-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Q in | 280983191 | |
| Q out | | 20982500 |
| Q pendingin | -260000691 | |
| **Total** | 20982500 | 20982500 |

**Tabel 3.24** Neraca Panas di Separator (SP-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| ΔH in | 20982500 | |
| ΔH out gas | | 24843806 |
| ΔH out cair | | 2705862 |
| Q yang dibutuhkan | 6567168 | |
| **Total** | 27549668 | 27549668 |

**Tabel 3.25** Neraca Panas di Menara Distilasi (MD-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| ΔH in | -388220 | |
| ΔH kondensor | | 5985914 |
| ΔH distilat | | 524476 |
| ΔH bottom | | 1179094 |
| Q yang dibutuhkan | 8077704 | |
| **Total** | 7689484 | 7689484 |

**Tabel 3.26** Neraca Panas di Cooler (CL-01)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Q in | 2705862 | |
| Q out | | -388220 |
| Q pendingin | -3094082 | |
| **Total** | -388220 | -388220 |

**Tabel 3.27** Neraca Panas di Cooler (CL-02)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Q in | 524476 | |
| Q out | | 113800 |
| Q pendingin | -410676 | |
| **Total** | 113800 | 113800 |

**Tabel 3.28** Neraca Panas di Cooler (CL-03)

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Q in | 1179098 | |
| Q out | | 111388 |
| Q pendingin | -1067710 | |
| **Total** | 111388 | 111388 |

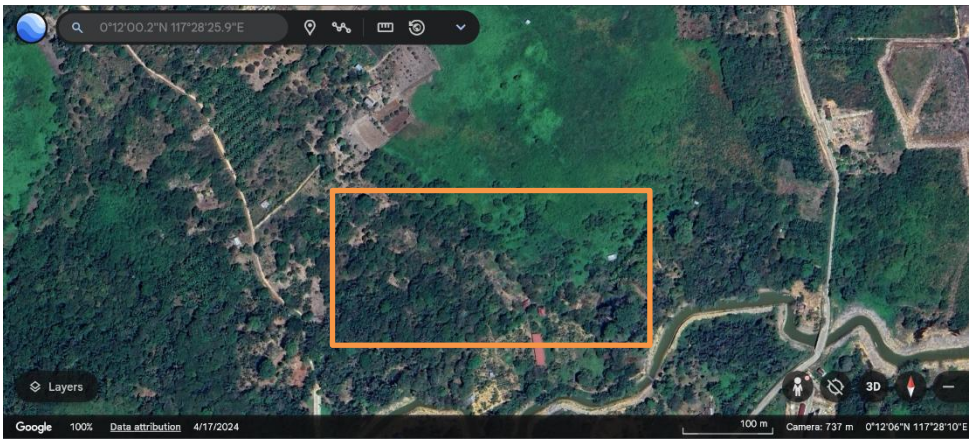
# BAB IV
# PERANCANGAN PABRIK

## 4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu aspek penting dalam perencanaan pendirian pabrik karena berpengaruh langsung terhadap efisiensi operasional, biaya produksi, serta keberlanjutan usaha. Lokasi yang tepat akan membantu menekan biaya transportasi bahan baku dan distribusi produk, menjaga ketersediaan pasokan, serta mempermudah akses terhadap tenaga kerja dan utilitas seperti air, listrik, serta bahan bakar. Menurut Towler dan Sinnott (2022), faktor-faktor utama yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik antara lain kedekatan dengan sumber bahan baku, akses ke pasar, ketersediaan transportasi, kondisi lingkungan, serta dukungan infrastruktur dan kebijakan daerah.

Selain itu, aspek sosial dan lingkungan juga memiliki peran yang tidak kalah penting. Lokasi pabrik sebaiknya berada di kawasan industri atau area yang telah ditetapkan pemerintah untuk kegiatan manufaktur guna meminimalkan dampak negatif terhadap lingkungan dan masyarakat sekitar. Hal ini juga mempermudah proses perizinan serta pengelolaan limbah produksi. Menurut AIChemE (2003), pemilihan lokasi yang sesuai harus mempertimbangkan keseimbangan antara efisiensi ekonomi dan tanggung jawab lingkungan, sehingga kegiatan produksi dapat berjalan optimal dan berkelanjutan.

Dengan mempertimbangkan faktor-faktor tersebut, lokasi pabrik idealnya berada di wilayah yang memiliki akses logistik yang baik, dekat dengan pemasok bahan baku, serta memiliki dukungan utilitas yang memadai. Berdasarkan pertimbangan teknis dan ekonomi, Bontang, Kalimantan Timur menjadi lokasi yang direncanakan untuk mendirikan pabrik metanol.




**Gambar 4.1** Lokasi Pabrik

### 4.1.1. Faktor Primer

Pemilihan lokasi pabrik tersebut didasarkan oleh faktor-faktor seperti berikut :

a. Pemasaran

Metanol merupakan produk kimia dasar yang tidak dapat dipasarkan langsung ke masyarakat, karena termasuk Bahan Berbahaya dan Beracun (B3) yang bersifat mudah terbakar dan beracun. Metanol biasanya digunakan sebagai bahan baku dalam berbagai industri, seperti industri formaldehid, asam asetat, resin sintetis, farmasi, serta sebagai bahan

campuran bahan bakar alternatif seperti Dimetil Eter (DME) dan biodiesel. Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan kawasan industri pengguna agar biaya transportasi dan distribusi dapat diminimalkan, dan mempermudah proses pemasaran ekspor.

b. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan komponen utama yang menentukan kelangsungan operasi suatu pabrik. Lokasi pabrik yang berdekatan dengan kawasan industri memberikan keuntungan tersendiri karena ketersediaan bahan baku dapat lebih mudah diperoleh dalam jumlah yang memadai. Pabrik idealnya dibangun di daerah yang memiliki jarak relatif dekat dengan sumber bahan baku agar proses pengadaan dan transportasi menjadi lebih efisien, baik dari segi waktu maupun biaya.

Bahan baku utama, yaitu $CO_2$ dan $H_2$, diperoleh dari dalam negeri. Pabrik metanol berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur, yang berdekatan dengan pabrik pemasok bahan baku. $CO_2$ dipasok oleh PT Pupuk Kaltim, sedangkan $H_2$ diperoleh dari PT Samator Gas Industri, keduanya berlokasi di kawasan yang sama.

c. Kondisi Iklim

Kondisi iklim dan cuaca di Bontang, Kalimantan Timur relatif stabil sehingga dapat menunjang proses keberlangsungan pabrik yang dapat berjalan dengan optimal. Kondisi alam pada area lokasi pabrik yang akan

didirikan belum pernah terjadi bencana alam yang berarti lokasi tersebut memungkinkan untuk pabrik berjalan dengan lancar.

d. Transportasi

Fasilitas transportasi yang memadai juga merupakan faktor penting dalam menentukan lokasi pendirian suatu pabrik, karena berperan dalam penyediaan bahan baku, kegiatan distribusi, serta pemasaran produk. Dari segi fasilitas transportasi, Kota Bontang, Kalimantan Timur memiliki letak yang cukup strategis karena didukung oleh sarana transportasi darat yang menghubungkan berbagai kota besar di Kalimantan Timur. Selain itu, wilayah Bontang memiliki akses yang strategis terhadap jalur transportasi laut melalui Pelabuhan Bontang, sehingga mempermudah proses distribusi bahan baku menuju pabrik maupun penyaluran hasil produksi ke berbagai daerah.

e. Penyediaan Utilitas

Dalam proses produksi, fasilitas pendukung seperti utilitas merupakan salah satu aspek yang sangat penting. Utilitas ini meliputi air, listrik, bahan bakar, dan kebutuhan penunjang lainnya. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik yang dekat dengan sumber utilitas yang memadai akan sangat menguntungkan. Pada pabrik ini, kebutuhan air diperoleh dari Sungai Guntung, sedangkan kebutuhan listrik dipasok oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN) yang memiliki kapasitas pembangkit sekitar ±10.000 MW.

Apabila terjadi gangguan pasokan listrik, pabrik juga dilengkapi dengan generator cadangan sebagai sumber energi alternatif.

f. Tenaga Kerja

Pendirian suatu pabrik di suatu daerah tentu akan membuka banyak lapangan pekerjaan bagi masyarakat sekitar. Diharapkan bahwa pembangunan pabrik metanol di Bontang, Kalimantan Timur dapat memberikan kesempatan kerja bagi penduduk setempat. Namun, agar proses produksi dapat berjalan dengan baik dan efisien, dibutuhkan tenaga kerja yang terampil dan berkualifikasi. Oleh karena itu, pabrik ini memerlukan karyawan dengan latar belakang pendidikan kejuruan atau menengah, serta lulusan sarjana dan magister sesuai dengan kebutuhan operasionalnya.

### 4.1.2. Faktor Sekunder

a. Kebijakan Pemerintah

Kota Bontang telah ditetapkan oleh pemerintah sebagai kawasan industri yang terbuka bagi para investor. Hal ini sejalan dengan kebijakan pemerintah dalam mendorong pengembangan sektor industri. Selain itu, pemerintah juga memberikan dukungan dalam bentuk kemudahan perizinan, keringanan pajak, serta akses terhadap sarana dan prasarana pendukung pembangunan industri, sehingga memudahkan proses pendirian dan operasional pabrik di wilayah tersebut.

b. Perluasan Pabrik

Pabrik Metanol yang akan dibangun perlu mempertimbangkan kemungkinan perluasan area di masa mendatang. Hal ini dilakukan untuk mengantisipasi peningkatan permintaan produk yang dihasilkan. Oleh karena itu, lokasi yang dipilih harus memiliki lahan yang cukup luas untuk mendukung pengembangan di masa depan. Dalam hal ini, Kota Bontang, Kalimantan Timur, dinilai memenuhi kriteria tersebut karena memiliki area sekitar yang cukup luas, sebagian berupa perkebunan dan lahan kosong, serta berada di pinggiran kota yang masih memungkinkan untuk ekspansi.

c. Lingkungan Sekitar Pabrik

Masyarakat di sekitar Kota Bontang pada umumnya mendukung pengembangan wilayahnya sebagai kota industri. Dukungan ini muncul karena keberadaan industri dinilai dapat membuka lapangan pekerjaan baru serta meningkatkan taraf ekonomi masyarakat secara keseluruhan. Dengan demikian, pendirian pabrik metanol di Bontang diharapkan dapat memberikan dampak sosial dan ekonomi yang positif bagi masyarakat sekitar.

d. Kondisi Iklim dan Tanah

Sebagian besar wilayah Kota Bontang merupakan daerah dataran rendah dengan ketinggian sekitar 24 meter di atas permukaan laut. Jenis tanah yang dominan di wilayah ini antara lain *claystone*, *siltstone*, dan *sandstone*, serta tanah lempung berpasir (*sandy clay*) dan tanah karbon

(*carbonaceous clay*), yang umumnya cocok untuk pembangunan industri. Iklim di Bontang termasuk tropis, dengan curah hujan rata-rata sekitar 2.000–2.300 mm per tahun dan suhu udara berkisar antara 22–32°C (Badan Meteorologi, Klimatologi, dan Geofisika – BMKG Bontang). Kondisi iklim seperti kelembapan udara, intensitas sinar matahari, dan arah angin tergolong stabil dan mendukung aktivitas industri, sehingga wilayah ini layak dijadikan lokasi pendirian pabrik metanol.

## 4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik mencakup beberapa area utama, yaitu area perkantoran dan administrasi, area peralatan proses, area penyimpanan bahan baku dan produk, unit pendukung proses, serta fasilitas untuk karyawan dan area lain yang menunjang kelancaran kegiatan produksi. Perancangan tata letak pabrik harus dilakukan secara terencana dan efisien agar kegiatan produksi dapat berjalan secara ekonomis, optimal, dan aman, termasuk dalam hal kelancaran arus lalu lintas bahan dan akses pekerja. Selain efisiensi, faktor keselamatan kerja juga menjadi prioritas utama. Oleh karena itu, penempatan peralatan proses harus diatur sedemikian rupa agar keamanan dan kenyamanan pekerja selama beraktivitas di area pabrik tetap terjamin.

### 4.2.1. Kantor

Kegiatan administrasi kantor merupakan aktivitas yang berhubungan langsung dengan sistem pengelolaan administrasi dalam lingkup perkantoran. Sistem manajemen di area ini berfungsi untuk mengelola dan menyediakan

informasi administratif yang dibutuhkan guna mendukung kelancaran dan efektivitas kegiatan operasional pabrik. Area kantor berperan sebagai pusat kegiatan administrasi, manajemen, dan keuangan pabrik, serta menjadi penghubung antara pihak internal dan eksternal perusahaan. Umumnya, area kantor ditempatkan di bagian depan kawasan pabrik untuk memudahkan akses dan koordinasi.

### 4.2.2. Produksi

Area produksi merupakan bagian utama tempat berlangsungnya proses operasional pabrik. Di area ini terdapat penyimpanan bahan baku dan produk, penempatan peralatan proses, serta ruang kendali (*control room*) untuk memantau jalannya produksi. Area produksi biasanya dipisahkan dari area lain guna meningkatkan keamanan, keselamatan kerja, dan efisiensi operasional.

### 4.2.3 Instalasi dan Utilitas

Area instalasi dan utilitas merupakan bagian yang menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Di area ini terdapat berbagai sistem pendukung seperti penyediaan uap pemanas (*steam*), air pendingin, air domestik, air *service*, listrik, serta bahan bakar yang diperlukan untuk menjamin kelancaran operasi pabrik. Fungsi utama area ini adalah untuk menyediakan dan mengatur suplai energi serta media proses agar seluruh unit produksi dapat beroperasi secara efisien dan berkesinambungan.

### 4.2.4. Fasilitas Umum

Area fasilitas umum berfungsi sebagai pusat sarana penunjang bagi seluruh karyawan. Fasilitas yang terdapat di area ini antara lain perumahan atau mess

karyawan, poliklinik, tempat ibadah, kantin, serta area taman atau ruang terbuka hijau. Keberadaan fasilitas ini bertujuan untuk menunjang kenyamanan, kesehatan, dan kesejahteraan karyawan, sehingga dapat mendukung produktivitas dan suasana kerja yang kondusif di lingkungan pabrik.

### 4.2.5. Keamanan

Area keamanan merupakan tempat yang digunakan untuk menyimpan berbagai peralatan pengaman yang berfungsi untuk mengantisipasi dan meminimalkan dampak yang mungkin timbul akibat ledakan, asap, kebakaran, kebocoran gas beracun, dan bahaya lainnya. Oleh karena itu, diperlukan penyediaan alat pemadam kebakaran di beberapa titik yang berpotensi menjadi sumber bahaya guna mencegah terjadinya kebakaran.

### 4.2.6. Pengolahan Limbah

Dalam mendirikan pabrik, aspek kelestarian lingkungan harus menjadi pertimbangan penting. Untuk itu, diperlukan area khusus yang berfungsi sebagai tempat pengolahan limbah agar tidak mencemari atau merusak lingkungan sekitar. Limbah hasil produksi akan diproses dan diuji lebih lanjut untuk memastikan kandungan bahan berbahaya berada di bawah batas aman sebelum dibuang ke lingkungan.

### 4.2.7. Area Ekspansi

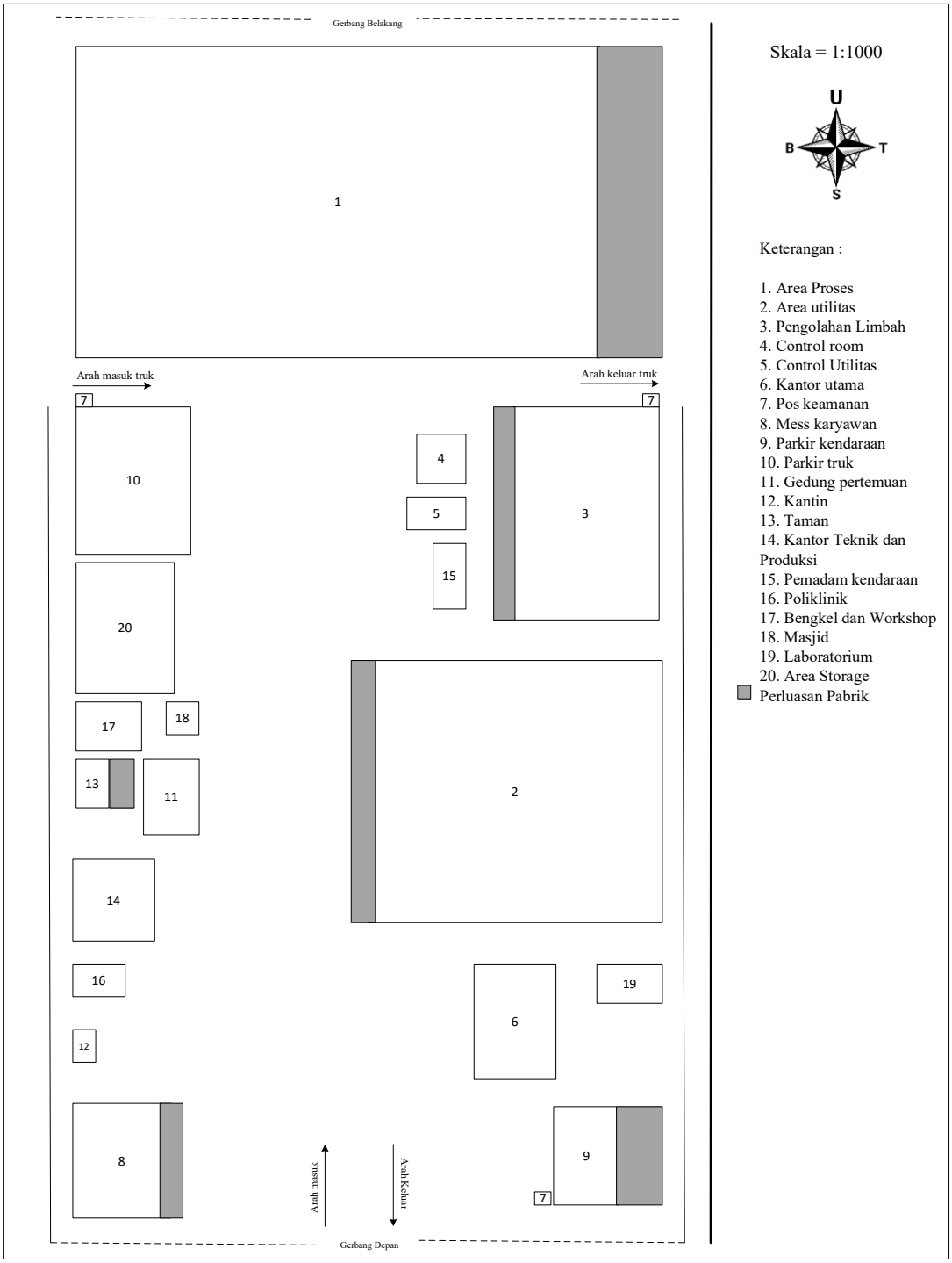
Sebagai langkah antisipasi terhadap kemungkinan peningkatan kapasitas produksi akibat meningkatnya permintaan produk, perlu disiapkan area khusus untuk perluasan pabrik di masa mendatang. Pembangunan pabrik metanol ini

direncanakan menempati lahan seluas 38.936 m², dengan luas bangunan mencapai 28.326 m².

**Tabel 4.1** Luas Area Pabrik

| No | Lokasi | Panjang (m) | Lebar (m) | Luas (m2) |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Area Proses | 95 | 160 | 15200 |
| 2 | Area Utilitas | 80 | 90 | 7200 |
| 3 | Pengolahan Limbah | 45 | 65 | 2925 |
| 4 | Control Room | 15 | 15 | 225 |
| 5 | Control Utilitas | 10 | 18 | 180 |
| 6 | Kantor Utama | 35 | 25 | 875 |
| 7 | Pos Keamanan | 4 | 5 | 20 |
| 8 | Mess Karyawan | 35 | 30 | 1050 |
| 9 | Parkir Kendaraan | 30 | 20 | 600 |
| 10 | Parkir Truk | 45 | 35 | 1575 |
| 11 | Gedung Pertemuan | 23 | 17 | 391 |
| 12 | Kantin | 10 | 7 | 70 |
| 13 | Taman | 15 | 10 | 150 |
| 14 | Kantor Teknik dan Produksi | 25 | 25 | 625 |
| 15 | Pemadam Kebakaran | 20 | 10 | 200 |
| 16 | Poliklinik | 10 | 16 | 160 |
| 17 | Bengkel dan Workshop | 15 | 20 | 300 |
| 18 | Masjid | 10 | 10 | 100 |
| 19 | Laboratorium | 12 | 20 | 240 |
| 20 | Area Storage | 40 | 30 | 1200 |
| 21 | Perluasan Pabrik | 40 | 20 | 800 |
| Luas Total ($m^2$) | | | | 34086 |

| No | Lokasi | Panjang (m) | Lebar (m) | Luas (m2) |
|---|---|---|---|---|
| Luas Tanah ($m^2$) | | | | 38936 |




**Gambar 4.2** Layout Pabrik

## 4.3 Tata Letak Mesin (Machines Layout)

Tata letak peralatan proses atau mesin merupakan pengaturan yang paling optimal dari seluruh peralatan proses di dalam pabrik. Perancangan tata letak yang optimal dapat memberikan keuntungan secara ekonomis karena mampu meminimalkan biaya konstruksi serta memungkinkan kegiatan produksi berjalan dengan efisien. Selain itu, penataan ini juga penting karena berkaitan dengan aspek keselamatan, keamanan, dan kenyamanan para pekerja selama beraktivitas di area pabrik. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penyusunan tata letak peralatan proses antara lain sebagai berikut:

### 4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Aliran bahan baku dan produk yang dirancang dengan tepat dapat memberikan keuntungan ekonomi yang signifikan serta mendukung kelancaran dan keamanan proses produksi. Tata alir yang efisien mampu mengurangi waktu serta biaya transportasi di dalam pabrik, sekaligus menurunkan risiko terjadinya kontaminasi atau kerusakan produk. Selain itu, pengaturan jalur aliran yang baik juga memudahkan kegiatan pengawasan dan pengendalian mutu selama proses produksi berlangsung.

### 4.3.2. Aliran Udara

Sirkulasi udara di dalam maupun di sekitar area proses harus dipastikan berlangsung dengan baik. Aliran udara yang lancar sangat penting untuk mencegah terjadinya penumpukan udara di suatu titik yang dapat mengandung bahan kimia berbahaya dan berpotensi membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah

angin juga perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik agar penyebaran uap atau gas berbahaya dapat diminimalkan dan kondisi kerja tetap aman.

### 4.3.3. Pencahayaan Pabrik

Pencahayaan di seluruh area pabrik harus tersedia dengan intensitas yang memadai, terutama pada malam hari karena pabrik beroperasi selama 24 jam setiap hari. Selain itu, pada area tertentu yang memiliki peralatan proses dengan tingkat risiko tinggi, perlu disediakan penerangan tambahan guna memastikan keselamatan dan kelancaran aktivitas kerja di area tersebut.

### 4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Pergerakan manusia dan kendaraan di area proses harus mendapat perhatian khusus, termasuk dalam hal jarak antarperalatan, lebar jalur akses, serta kemudahan bagi pekerja untuk mencapai peralatan proses. Pengaturan ini penting agar apabila terjadi gangguan atau kerusakan pada peralatan, karyawan dapat melakukan perbaikan dengan cepat sehingga dampak atau potensi bahaya dapat diminimalkan. Selain itu, apabila terjadi kebakaran atau ledakan, jalur yang tertata dengan baik akan memudahkan kendaraan darurat dan petugas pemadam kebakaran untuk segera menjangkau lokasi kejadian.

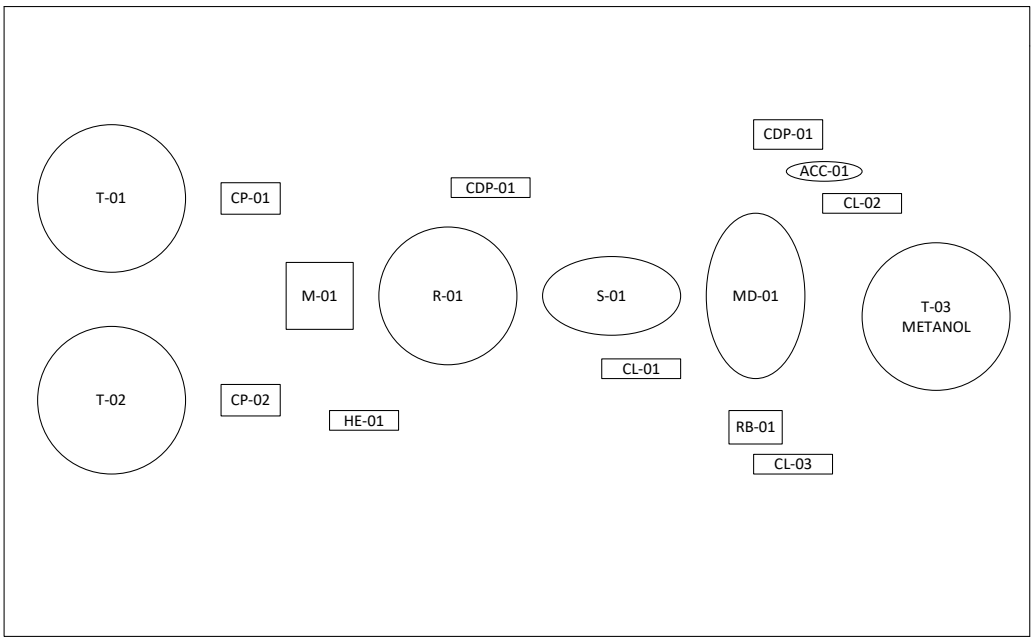
### 4.3.5. *Maintenance*

*Maintenance* merupakan hal yang sangat penting dalam menjaga sarana dan fasilitas peralatan di pabrik. Kemudahan dalam melakukan perawatan peralatan juga perlu diperhatikan dalam penentuan posisi peralatan proses. Hal ini penting karena perawatan yang rutin dan tepat akan menjaga agar peralatan tetap berfungsi

dengan baik serta memiliki umur pakai yang lebih panjang. Penempatan peralatan yang dirancang dengan baik akan memberikan ruang yang cukup bagi kegiatan perbaikan maupun pembersihan, sehingga proses perawatan dapat dilakukan dengan lebih efisien dan aman.

### 4.3.6. Tata Letak Peralatan Proses

Dalam penyusunan tata letak peralatan proses, jarak antarperalatan harus diperhitungkan dengan cermat, terutama untuk peralatan yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi. Peralatan semacam ini perlu ditempatkan pada area khusus yang terpisah dari unit proses lainnya. Tujuannya adalah agar apabila terjadi kebakaran atau ledakan, dampaknya tidak langsung memengaruhi atau membahayakan peralatan lain di sekitarnya, sehingga keamanan operasional pabrik tetap terjaga.




**Gambar 4.3** Layout Alat Proses

Keterangan Gambar :

| | | | |
|---|---|---|---|
| T | : Tangki | CL | : *Cooler* |
| CP | : *Compressor* | MD | : Menara Distilasi |
| M | : Mixer | ACC | : *Accumulator* |
| HE | : *Heater* | RB | : *Reboiler* |
| R | : Reaktor | S | : Separator |
| CDP | : Kondensor Parsial | | |

## 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk Pabrik Metanol ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan badan hukum yang sah, di mana kepemilikannya terdiri atas saham-saham dan pendiriannya harus dilakukan melalui akta autentik. Akta tersebut memuat informasi penting seperti nama perusahaan, tujuan pendirian, besaran modal, serta lokasi kantor pusat perusahaan. Perusahaan ini didirikan berdasarkan kerja sama para pemegang saham yang memiliki tanggung jawab terbatas terhadap modal yang disetorkan. Kekuasaan tertinggi dalam perusahaan berada pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang umumnya dilaksanakan satu kali setiap tahun. Dalam rapat tersebut, direktur dan komisaris dipilih untuk menjalankan fungsi manajerial dan pengawasan perusahaan. Komisaris memiliki tugas untuk melakukan pemeriksaan atau audit internal, baik secara langsung maupun dengan bantuan akuntan perusahaan, apabila ditemukan ketidaksesuaian dalam kegiatan operasional. Modal perusahaan

diperoleh dari penjualan saham, dan apabila perusahaan mengalami kerugian, pemilik hanya menanggung kerugian sebesar modal yang ditanamkan, tanpa harus menggunakan harta pribadi untuk menutupi utang perusahaan. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan bentuk badan usaha ini antara lain sebagai berikut:

a. Modal Perusahaan

Dalam Perseroan Terbatas (PT), modal diperoleh melalui penjualan saham di pasar modal. Modal tersebut dibagi menjadi sejumlah saham, sehingga setiap individu dapat berinvestasi sesuai kemampuan, baik dalam jumlah kecil maupun besar. Sistem ini memungkinkan pengumpulan modal secara lebih efektif dan mempermudah pergerakan perusahaan di pasar modal, karena penjualan saham menjadi sarana yang efisien untuk memperoleh dana investasi.

b. Wewenang dan Tanggung Jawab Pemegang Saham

Dalam struktur Perseroan Terbatas, pemegang saham hanya bertanggung jawab sebesar modal yang disetorkan, sebagaimana tercantum dalam nilai saham yang dimilikinya. Pemegang saham tidak terlibat langsung dalam pengelolaan perusahaan, karena kegiatan manajerial dijalankan oleh direksi dan jajaran manajemen. Dengan pembagian tanggung jawab yang jelas ini, stabilitas operasional dan kelancaran produksi perusahaan lebih terjamin, karena pengelolaan dilakukan secara profesional oleh pihak yang berwenang.

c. Pemilik dan Pengelola Perusahaan

Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sedangkan pengelolaan perusahaan dilakukan oleh dewan direksi beserta stafnya di bawah pengawasan dewan komisaris. Struktur ini memastikan adanya pemisahan yang tegas antara pemilik modal dan pengelola operasional, sehingga tata kelola perusahaan dapat berjalan dengan efektif dan akuntabel.

d. Keberlangsungan Perusahaan

Apabila terjadi pergantian pemegang saham, hal tersebut tidak akan memengaruhi posisi direksi, staf, maupun karyawan yang bekerja di dalam perusahaan. Hal ini karena pemegang saham tidak berperan langsung dalam kegiatan operasional, sehingga keberlangsungan dan stabilitas perusahaan tetap terjaga meskipun terjadi perubahan pada kepemilikan saham.

### 4.4.2. Struktur Organisasi

Sistem organisasi yang diterapkan pada perusahaan ini adalah sistem organisasi garis dan staf *(line and staff organization system*). Dalam sistem ini, jalur wewenang bersifat lebih sederhana dan praktis, sehingga pembagian tugas kerja menjadi lebih jelas dan terarah, di mana setiap karyawan hanya bertanggung jawab kepada satu atasan langsung.Alur kekuasaan berasal dari dewan direksi, kemudian diteruskan kepada kepala bagian, kepala seksi, dan karyawan pelaksana. Di bawah

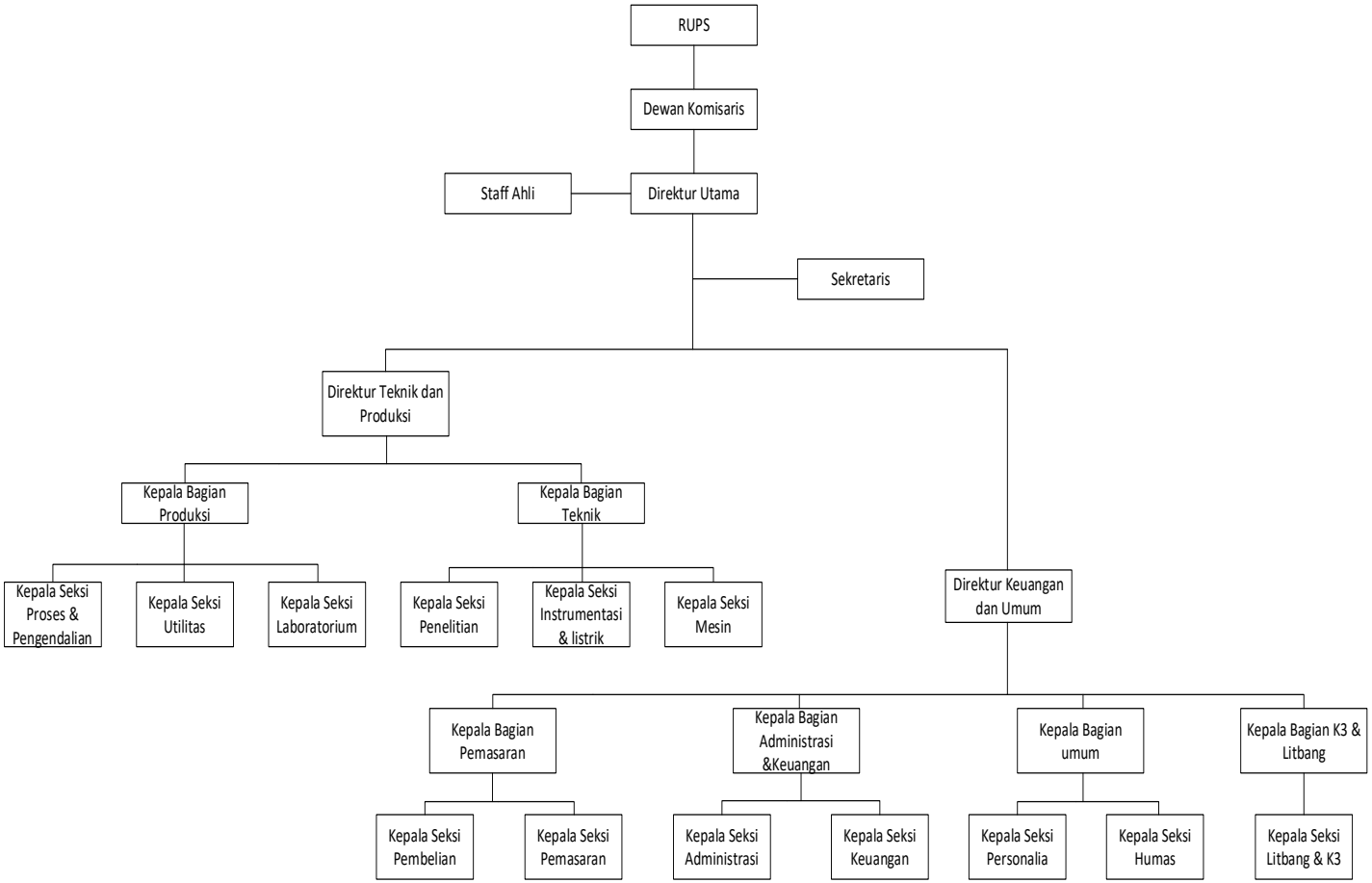
struktur tersebut, terdapat staf ahli yang bertugas memberikan masukan dan pertimbangan teknis kepada direksi.

Keunggulan dari sistem organisasi garis dan staf ini antara lain:

a. Adanya kesatuan komando yang jelas, karena pembagian wewenang dan tanggung jawab telah ditetapkan dengan tegas.

b. Proses pengambilan keputusan dan penyampaian perintah dapat dilakukan lebih cepat, sebab intruksi disampaikan langsung kepada bawahan yang bersangkutan.

c. Kepemimpinan berbagai aktivitas berada di bawah satu orang pimpinan, sehingga biaya operasional dapat diminimalkan.




**Gambar 4.4** Organisasi Perusahaan

## 4.5 Tugas dan Wewenang

### 4.5.1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan otoritas tertinggi dalam suatu Perseroan Terbatas (PT). Mereka adalah pihak yang menanamkan modal untuk mendirikan serta menjalankan perusahaan. Tugas dan wewenang pemegang saham meliputi :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris serta direksi
2. Menyetujui laporan tahunan perusahaan, termasuk neraca laba rugi dan hasil usaha tahunan
3. Menyelenggarakan Rapat Umum Pemegang saham (RUPS) sedikitnya satu kali dalam satu tahun.

### 4.5.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan lembaga yang bertanggung jawab kepada para pemegang saham dan ditunjuk untuk mewakili kepentingan mereka. Tugas utama Dewan Komisaris adalah melakukan pengawasan terhadap kinerja direktur utama serta memberikan bantuan dan nasihat dalam pengambilan keputusan penting perusahaan. Selain itu, Dewan Komisaris juga berperan dalam menilai dan menyetujui rencana kerja direksi yang mencakup kebijakan umum perusahaan, target keuntungan, rencana pendanaan, serta arah strategi pemasaran.

### 4.5.3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang memiliki tanggung jawab penuh terhadap kemajuan, stabilitas, dan keberhasilan

operasional perusahaan. Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas seluruh kebijakan, keputusan, serta kegiatan yang dilakukan selama masa jabatannya.

Tugas dan wewenang Direktur Utama meliputi:

a. Memimpin serta mengembangkan perusahaan agar beroperasi secara efektif, efisien, dan berkelanjutan.
b. Menyusun dan melaksanakan kebijakan strategis perusahaan berdasarkan arahan dari Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
c. Menjaga stabilitas organisasi serta membangun hubungan kerja yang harmonis antara pemegang saham, manajemen, karyawan, dan pelanggan.
d. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan RUPS.
e. Mengkoordinasikan kegiatan antar direktorat, terutama Direktorat Teknik dan Produksi serta Direktorat Keuangan dan Umum.
f. Menginisiasi kerja sama dengan pihak eksternal guna mendukung kepentingan perusahaan.
g. Mewakili perusahaan dalam menjalin hubungan, kerja sama, maupun perjanjian dengan pihak ketiga.

Dalam pelaksanaan tugasnya, direktur Utama dibantu oleh beberapa direktorat dan staff pendukung, yaitu :

1. Sekretaris

Bertugas membantu Direktur Utama dalam pengelolaan administrasi perusahan, meliputi kegiatan surat-menyurat, kearsipan, dokumentasi, dan pekerjaan administratif lainnya agar proses operasional berjalan dengan lancar.

2. Direktorat Teknik dan Produksi

Direktur Teknologi dan Produksi bertanggung jawab atas pengawasan kegiatan operasional di seluruh divisi yang berada di bawah tanggung jawabnya, serta mengevaluasi kinerja tiap unit untuk segera ditindaklanjuti apabila ditemukan kendala dalam pelaksanaannya. Selain itu, direktur ini juga memiliki peran penting dalam perencanaan, perumusan pengembangan, penerapan teknologi, serta pengendalian kebijakan umum yang berkaitan dengan penyusunan strategi produksi agar proses berjalan secara efisien, aman, dan berkelanjutan.

Direktorat ini membawahi beberapa bagian, antara lain:

a. Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi bertugas untuk mengelola dan mengawasi seluruh kegiatan yang berhubungan dengan proses produksi, termasuk pengendalian mutu serta operasional laboratorium. Dalam pelaksanaannya, kepala bagian ini dibantu oleh seksi

b. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab terhadap seluruh kegiatan teknik dan pemeliharaan pabrik, kepala bagian ini memastikan agar seluruh peralatan dan fasilitas produksi

dapat beroperasi dengan optimal dan aman. Dalam pelaksanaannya, ia dibantu oleh Seksi Pemeliharaan, Seksi Instrumentasi dan Listrik, serta Seksi Mesin, yang masing-masing berperan dalam menjaga keandalan sistem, peralatan, dan infrastruktur teknis di lingkungan pabrik.

3. Direktorat Keuangan dan Pemasaran

Direktur Keuangan dan Umum bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama serta memimpin seluruh kegiatan yang berkaitan dengan administrasi, keuangan, personalia, pemasaran, hubungan masyarakat, keamanan, dan keselamatan kerja (K3). Dalam melaksanakan tugasnya, direktur ini didukung oleh empat kepala bagian dan satu staf ahli sebagai berikut:

a. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab untuk mengatur dan mengawasi seluruh kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan pengadaan bahan baku serta pemasaran produk. Dalam melaksanakan tugasnya, kepala bagian ini dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu Seksi Pembelian dan Seksi Pemasaran, guna memastikan proses pengadaan dan distribusi produk berjalan efektif serta sesuai dengan target perusahaan.

b. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertugas untuk mengelola dan mengawasi seluruh kegiatan operasional administrasi perusahaan, termasuk pencatatan keuangan, pembukuan, serta pengelolaan penggajian karyawan. Dalam pelaksanaan tugasnya, kepala bagian ini dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu Seksi

Administrasi dan Seksi Keuangan, agar kegiatan administrasi dan keuangan perusahaan berjalan tertib, transparan, dan efisien.

c. Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertugas untuk mengatur dan mengawasi seluruh kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan bidang personalia, hubungan masyarakat (humas), dan keamanan. Dalam melaksanakan tanggung jawabnya, kepala bagian ini dibantu oleh tiga kepala seksi, yaitu Seksi Personalia, Seksi Humas, dan Seksi Keamanan, agar seluruh kegiatan operasional perusahaan di bidang tersebut berjalan lancar dan tertib.

d. Kepala Bagian K3 dan Litbang

Kepala Bagian K3 dan Litbang bertanggung jawab untuk mengelola seluruh kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan keselamatan dan kesehatan kerja (K3) serta penelitian dan pengembangan (R&D). Dalam pelaksanaannya, kepala bagian ini dibantu oleh dua kepala seksi, yaitu Seksi K3 dan Seksi Litbang, guna memastikan penerapan keselamatan kerja yang optimal serta mendukung inovasi dan peningkatan kualitas proses maupun produk perusahaan.

e. Staf Ahli

Staf Ahli memiliki tugas untuk memberikan masukan, saran, dan pandangan profesional terkait berbagai aspek operasional perusahaan. Peran ini bertujuan untuk mendukung manajemen dalam pengambilan keputusan strategis serta meningkatkan efektivitas dan kinerja organisasi secara keseluruhan.

### 4.5.4. Pengaturan Jam Kerja

Perusahaan Metanol dirancang untuk beroperasi selama 330 hari per tahun secara kontinu selama 24 jam setiap hari. Sisa hari dalam setahun yang tidak termasuk hari libur digunakan untuk kegiatan perbaikan, pemeliharaan, atau penghentian operasi sementara (shutdown). Berdasarkan sistem kerja yang diterapkan, karyawan dibagi menjadi dua kelompok, yaitu:

a. Karyawan non-shift

Karyawan non-shift adalah mereka yang bekerja selama 5 hari dalam seminggu dengan total waktu kerja 40 jam per minggu. Hari Sabtu, Minggu, dan hari libur nasional ditetapkan sebagai hari libur kerja. Karyawan dalam kelompok ini tidak terlibat langsung dalam proses produksi, melainkan berperan dalam kegiatan administratif dan manajerial. Yang termasuk dalam kategori karyawan non-shift antara lain: Direktur Utama, Sekretaris, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum, serta para Kepala Bagian beserta staf yang bekerja di kantor.

Rincian jam kerja karyawan non-shift disajikan sebagai berikut :

**Tabel 4.2** Rincian Jam Kerja

| **Hari** | **Jam Kerja** | **Jam Istirahat** |
|---|---|---|
| Senin – Kamis | 08.00 – 17.00 | 12.00 – 13.00 |
| Jum’at | 08.00 – 17.00 | 12.00 – 13.00 |

b. Karyawan Shift

Karyawan shift dibagi menjadi 4 kelompok (A, B, C, dan D), di mana dalam satu hari kerja hanya tiga kelompok yang bertugas, sementara satu kelompok mendapatkan jatah libur. Setiap kelompok bekerja dengan pola rotasi enam hari kerja dan dua hari libur setiap minggunya. Apabila terdapat hari libur nasional atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, kelompok yang bertugas tetap wajib masuk kerja, namun waktu kerja tersebut akan dihitung sebagai lembur dan memperoleh insentif tambahan. Setiap shift dipimpin oleh seorang kepala shift (*shift leader*) yang bertanggung jawab atas pelaksanaan kegiatan operasional selama jam kerja berlangsung.

**Tabel 4.3** Rincian Jam Kerja Masing-masing *Shift*

| Kelompok Kerja | Jam Kerja | Jam Istirahat |
|---|---|---|
| Shift 1 | 08.00 – 16.00 | 12.00 – 13.00 |
| Shift 2 | 16.00 – 00.00 | 18.30 – 19.30 |
| Shift 3 | 00.00 – 08.00 | 04.0 – 05.00 |

**Tabel 4.4** Jadwal Jam Kerja

| Kelompok | Tanggal | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 |
| A | P | P | P | L | M | M | M | L | S | S | S |
| B | S | S | L | P | P | P | L | M | M | M | L |
| C | M | L | S | S | S | L | P | P | P | L | M |
| D | L | M | M | M | L | S | S | S | L | P | P |

**Tabel 4.5** Jadwal Jam Kerja (Lanjutan)

| Kelompok | Tanggal | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 |
| A | L | M | M | M | L | S | S | S | L | P | P |
| B | P | P | P | L | M | M | M | L | S | S | S |
| C | S | S | L | P | P | P | L | M | M | M | L |
| D | M | L | S | S | S | L | P | P | P | L | M |

Keterangan :

P = Shift Pagi (08.00 – 16.00)

S = Shift Sore (16.00 – 00.00)

M = Shift Malam (00.00 – 08.00)

L = Libur

### 4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

**Tabel 4.6** Jumlah Tenaga Kerja dan Total Gaji

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji/bulan (Rp) | Total gaji (Rp) | Total gaji/tahun (Rp) |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Direktur Utama | 1 | Rp 40.000.000,00 | Rp 40.000.000,00 | Rp 480.000.000,00 |
| 2 | Direktur Teknik dan Produksi | 1 | Rp 28.000.000,00 | Rp 28.000.000,00 | Rp 336.000.000,00 |
| 3 | Direktur Keuangan dan Umum | 1 | Rp 28.000.000,00 | Rp 28.000.000,00 | Rp 336.000.000,00 |
| 4 | Staff Ahli | 1 | Rp 16.000.000,00 | Rp 16.000.000,00 | Rp 192.000.000,00 |

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji/bulan (Rp) | Total gaji (Rp) | Total gaji/tahun (Rp) |
|---|---|---|---|---|---|
| 5 | Kepala Bagian Umum | 1 | Rp 14.000.000,00 | Rp 14.000.000,00 | Rp 168.000.000,00 |
| 6 | Kepala Bagian Pemasaran | 1 | Rp 14.000.000,00 | Rp 14.000.000,00 | Rp 168.000.000,00 |
| 7 | Kepala Bagian Administrasi & Keuangan | 1 | Rp 14.000.000,00 | Rp 14.000.000,00 | Rp 168.000.000,00 |
| 8 | Kepala Bagian Teknik | 1 | Rp 14.000.000,00 | Rp 14.000.000,00 | Rp 168.000.000,00 |
| 9 | Kepala Bagian Produksi | 1 | Rp 14.000.000,00 | Rp 14.000.000,00 | Rp 168.000.000,00 |
| 10 | Kepala Bagian Litbang & K3 | 1 | Rp 14.000.000,00 | Rp 14.000.000,00 | Rp 168.000.000,00 |
| 11 | Kepala Seksi Personalia | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 12 | Kepala Seksi Humas | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 13 | Kepala Seksi Mesin | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 14 | Kepala Seksi Pembelian | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 15 | Kepala Seksi Pemasaran | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 16 | Kepala Seksi Administrasi | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 17 | Kepala Seksi Keuangan | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 18 | Kepala Seksi Proses & Pengendalian | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji/bulan (Rp) | Total gaji (Rp) | Total gaji/tahun (Rp) |
|---|---|---|---|---|---|
| 19 | Kepala Seksi Penelitian | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 20 | Kepala Seksi Laboratorium | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 21 | Kepala Seksi Utilitas | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 22 | Kepala Seksi Litbang & K3 | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 23 | Kepala Seksi Instrumentasi & Listrik | 1 | Rp 12.500.000,00 | Rp 12.500.000,00 | Rp 150.000.000,00 |
| 24 | Sekretaris | 3 | Rp 8.000.000,00 | Rp 24.000.000,00 | Rp 288.000.000,00 |
| 25 | Karyawan Personalia | 4 | Rp 6.500.000,00 | Rp 26.000.000,00 | Rp 312.000.000,00 |
| 26 | Karyawan Humas | 4 | Rp 6.500.000,00 | Rp 26.000.000,00 | Rp 312.000.000,00 |
| 27 | Karyawan Pembelian | 4 | Rp 6.500.000,00 | Rp 26.000.000,00 | Rp 312.000.000,00 |
| 28 | Karyawan Pemasaran | 4 | Rp 6.500.000,00 | Rp 26.000.000,00 | Rp 312.000.000,00 |
| 29 | Karyawan Administrasi & Keuangan | 5 | Rp 6.500.000,00 | Rp 32.500.000,00 | Rp 390.000.000,00 |
| 30 | Karyawan Proses | 10 | Rp 6.500.000,00 | Rp 65.000.000,00 | Rp 780.000.000,00 |
| 31 | Karyawan Pengendalian | 3 | Rp 6.500.000,00 | Rp 19.500.000,00 | Rp 234.000.000,00 |
| 32 | Karyawan Laboratorium | 3 | Rp 6.500.000,00 | Rp 19.500.000,00 | Rp 234.000.000,00 |
| 33 | Karyawan Pemeliharaan | 3 | Rp 6.500.000,00 | Rp 19.500.000,00 | Rp 234.000.000,00 |
| 34 | Karyawan Utilitas | 6 | Rp 6.500.000,00 | Rp 39.000.000,00 | Rp 468.000.000,00 |

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji/bulan (Rp) | Total gaji (Rp) | Total gaji/tahun (Rp) |
|---|---|---|---|---|---|
| 35 | Karyawan K3 | 4 | Rp 6.500.000,00 | Rp 26.000.000,00 | Rp 312.000.000,00 |
| 36 | Karyawan Litbang | 4 | Rp 6.500.000,00 | Rp 26.000.000,00 | Rp 312.000.000,00 |
| 37 | Operator Proses | 17 | Rp 5.000.000,00 | Rp 85.000.000,00 | Rp 1.020.000.000,00 |
| 38 | Operator Utilitas | 10 | Rp 5.000.000,00 | Rp 50.000.000,00 | Rp 600.000.000,00 |
| 39 | Dokter | 2 | Rp 5.500.000,00 | Rp 11.000.000,00 | Rp 132.000.000,00 |
| 40 | Perawat | 4 | Rp 5.000.000,00 | Rp 20.000.000,00 | Rp 240.000.000,00 |
| 41 | Satpam | 6 | Rp 4.700.000,00 | Rp 28.200.000,00 | Rp 338.400.000,00 |
| 42 | Supir | 5 | Rp 4.700.000,00 | Rp 23.500.000,00 | Rp 282.000.000,00 |
| 43 | Cleaning Service | 5 | Rp 4.700.000,00 | Rp 23.500.000,00 | Rp 282.000.000,00 |
| Total | | 129 | Rp 479.100.000,00 | Rp 974.700.000,00 | Rp11.696.400.000,00 |

### 4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

Berikut merupakan berbagai fasilitas dan hak yang diberikan perusahaan kepada karyawan guna mendukung kelancaran aktivitas kerja mereka, antara lain:

a. Hak Cuti

1. Cuti Tahunan

Setiap karyawan berhak memperoleh cuti tahunan maksimal selama 12 hari kerja setiap tahunnya. Apabila hak cuti tersebut tidak digunakan dalam

kurun waktu satu tahun, maka hak cuti akan hangus dan tidak dapat diakumulasikan ke tahun berikutnya.

2. Cuti Bersama

Setiap tahun, perusahaan memberikan cuti bersama kepada seluruh karyawan yang bertepatan dengan libur Idulfitri selama 4 hari kerja.

3. Cuti Melahirkan

Karyawan wanita yang akan melahirkan berhak mendapatkan cuti selama 3 bulan. Selama masa cuti tersebut, gaji tetap dibayarkan secara penuh, dengan ketentuan bahwa jarak kelahiran antara anak pertama dan anak berikutnya minimal 2 tahun.

b. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (non-shift), hari libur nasional ditetapkan sebagai hari libur kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, mereka tetap harus bekerja pada hari libur nasional, dengan ketentuan bahwa hari tersebut dihitung sebagai lembur dan diberikan kompensasi tambahan.

c. Kerja Lembur

Kegiatan lembur dilakukan dengan persetujuan kepala bagian apabila terdapat pekerjaan mendesak yang harus segera diselesaikan.

d. Seragam kerja

Untuk menghindari perbedaan antar karyawan, perusahaan memberikan dua setel pakaian kerja setiap tahun. Selain itu, masker kerja juga disediakan sebagai alat pelindung diri guna mendukung keselamatan kerja.

e. Jamsostek

Jamsostek (Jaminan Sosial Tenaga Kerja) merupakan program asuransi jiwa dan kecelakaan kerja yang bertujuan untuk memberikan rasa aman dan perlindungan bagi karyawan selama menjalankan tugasnya.

f. Penyediaan Fasilitas bagi Karyawan

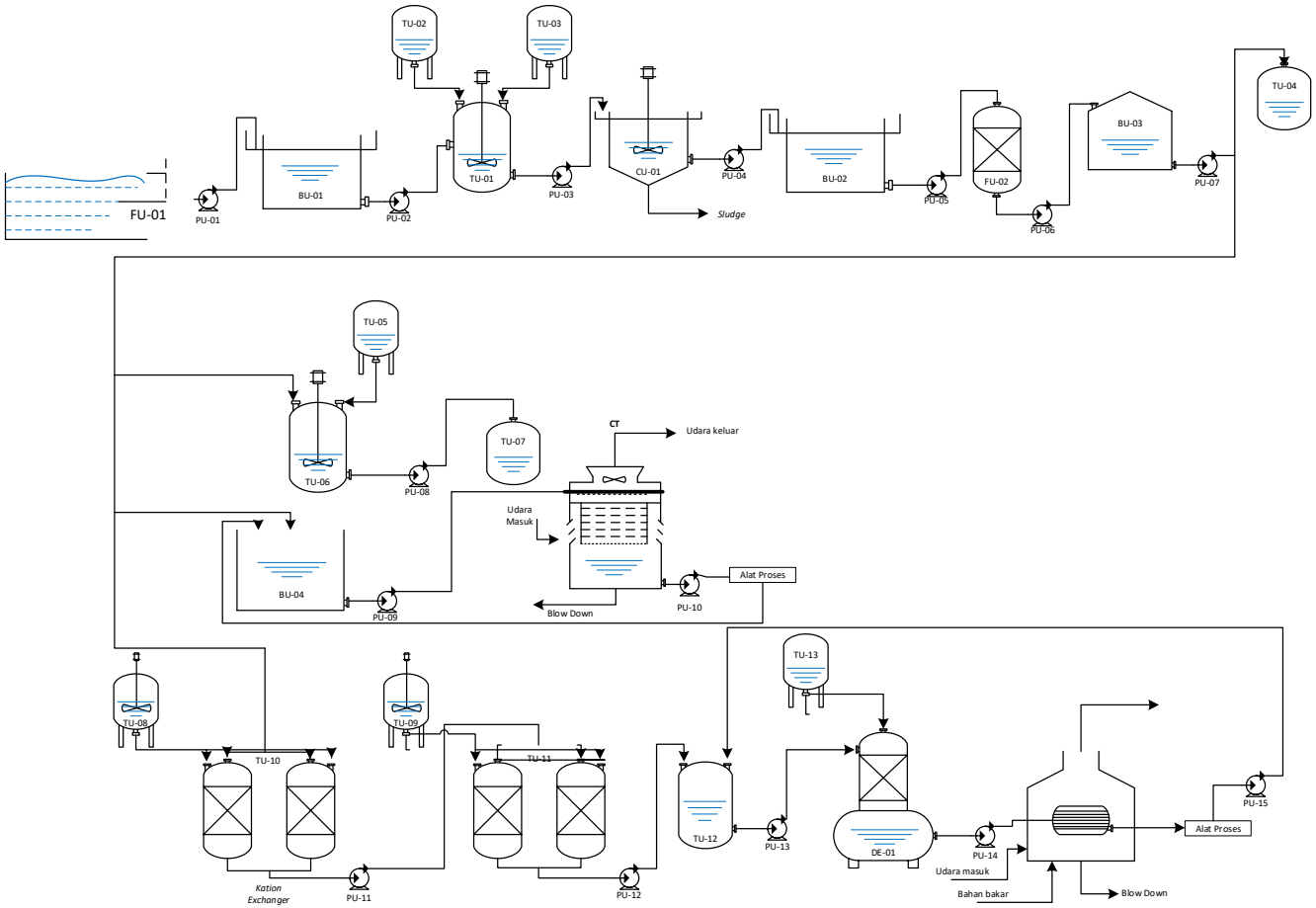
Perusahaan memberikan berbagai fasilitas untuk mendukung kenyamanan dan kesejahteraan karyawan, antara lain:

1. Fasilitas transportasi atau bus karyawan untuk mempermudah mobilitas dari dan ke tempat kerja.
2. Fasilitas poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis seperti dokter dan perawat guna menunjang kesehatan karyawan.
3. Fasilitas ibadah yang disediakan lengkap dengan air dan listrik agar karyawan dapat beribadah dengan nyaman.
4. Fasilitas koperasi karyawan sebagai sarana untuk membantu kebutuhan ekonomi dan kesejahteraan pegawai.
5. Fasilitas kantin yang menyediakan makanan dan minuman bagi seluruh karyawan selama jam kerja.

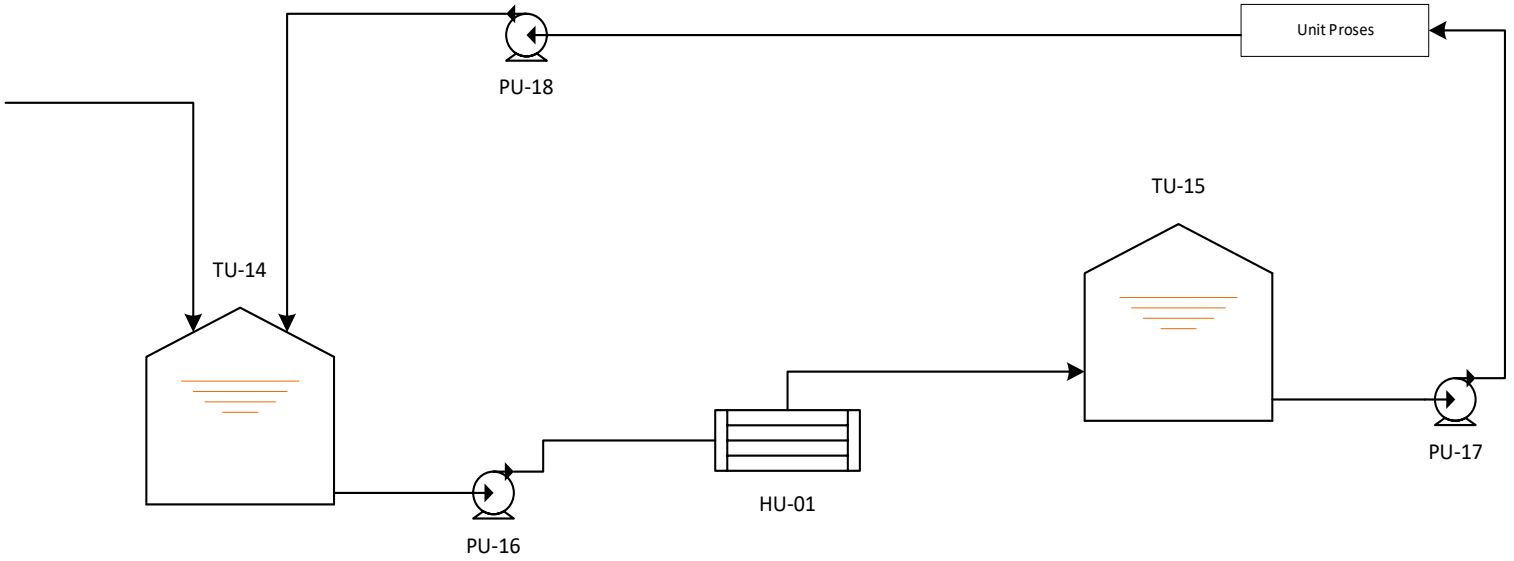
# BAB V
# UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung dalam pabrik kimia yang berperan menyediakan kebutuhan penunjang bagi jalannya proses produksi. Pada pabrik, keberadaan utilitas menjadi faktor esensial untuk menjaga konsistensi jalannya proses, baik dari segi penyediaan listrik, air, udara tekan, maupun layanan teknis lainnya. Kelancaran proses produksi dalam suatu pabrik kimia sangat bergantung pada keberadaan unit utilitas yang mendukungnya. Dalam perancangan pabrik, unit utilitas yang perlu disediakan meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)
4. Unit Pengolahan *Dowtherm A*
5. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
6. Unit Penyediaan Bahan Bakar
7. Unit Pengolahan Limbah




Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas Unit Pengolahan Air




Gambar 5.2 Diagram Alir Utilitas Unit Pengolahan *Dowtherm A*

Keterangan Alat :

FU-01 : Saringan
FU-02 : Saringan Pasir
BU-01 : Bak Pengendap Awal
BU-02 : Bak Pengendap 2
BU-03 : Bak Penampungan Sementara
BU-04 : Bak Air Pendingin
CU-01 : *Clarifier*
CT-01 : *Cooling Tower*
De-01 : *Daerator*
B-01 : *Boiler*
TU-01 : Tangki Penggumpal
TU-02 : Tangki Tawas
TU-03 : Tangki CaOH
TU-04 : Tangki Air Bertekanan
TU-05 : Tangki Kaporit
TU-06 : Tangki Klorinasi
TU-07 : Tangki Air Bersih
TU-08 : Tangki $H_2SO_4$
TU-09 : Tangki NaOH
TU-10 : Tangki Kation
TU-11 : Tangki Anion
TU-12 : Tangki Umpan Boiler
TU-13 : Tangki $N_2H_4$
TU-14 : Tangki Dowtherm A
TU-15 : Tangki Penampung Sementara
BL-01 : Blower Cooling Tower

## 5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

### 5.1.1. Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu komponen penting yang berperan sebagai bahan baku maupun sebagai sarana penunjang dalam berbagai tahap proses produksi. Ketersediaan air dalam jumlah memadai dan kualitas yang sesuai menjadi faktor penentu kelancaran operasional pabrik. Secara umum, kebutuhan air di pabrik industri dapat dipenuhi dari berbagai sumber, seperti air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut yang kemudian diolah sesuai spesifikasi yang dibutuhkan. Pada perancangan pabrik metanol ini, dipilih sumber air dari Sungai Guntung yang berlokasi dekat dengan area pabrik untuk memenuhi kebutuhan operasional sehari-hari. Pemanfaatan air sungai mempertimbangkan faktor ketersediaan dan kontinuitas pasokan, kemudahan akses, efisiensi biaya distribusi, dan pengolahan yang lebih sederhana dibandingkan air laut. Secara umum, kebutuhan air pada pabrik ini mencakup berbagai aspek operasional yang mendukung kelancaran kegiatan produksi maupun non-produksi, yaitu:

1. Air Domestik

   Dalam perancangan pabrik ini, air domestik merupakan salah satu utilitas pendukung yang krusial. Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan hidrasi, sanitasi, dan higienitas karyawan, seperti untuk air minum, toilet, kamar mandi, dan perumahan. Secara fisik, air domestik yang layak harus memenuhi kriteria organoleptik yang baik. Air harus jernih (tidak keruh), tidak berwarna, tidak

berbau, dan tidak memiliki rasa. Secara kimia, nilai pH harus netral, yaitu dalam rentang 6,5 hingga 8,5. Selain itu, konsentrasi logam terlarut seperti Besi (Fe) dan Mangan (Mn) harus dibatasi di bawah 0,3 mg/L dan 0,5 mg/L untuk mencegah perubahan warna dan keberadaan klorin sisa (*residual chlorine*) dijaga pada kisaran 0,2 mg/L untuk mencegah air dari kontaminasi ulang selama proses distribusi.

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari (Sularso, 2001). Air domestik ini terdiri dari dua komponen utama, yaitu untuk kebutuhan air karyawan sebanyak 129 orang diperlukan 12.900 kg/hari dan untuk 20 unit rumah dinas dengan perkiraan penghuni 80 orang membutuhkan pasokan tambahan sebesar 8.000 kg/hari. Secara total, kebutuhan air domestik pabrik diproyeksikan mencapai 20.900 kg/hari.

2. Air *Service*

Perkiraan air untuk kebutuhan layanan umum seperti bengkel, workshop, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, musholla, dan kebun sebesar 10.950 kg/hari.

3. Air Pendingin

Air pendingin diperoleh dari menara pendingin (*cooling tower*) melalui proses penurunan suhu sehingga dapat digunakan sebagai media pendingin pada alat penukar panas. Pemilihan air sebagai fluida pendingin didasarkan pada

ketersediannya yang melimpah, kemudahan dalam pengolahan serta pengendaliannya, kemampuannya menyerap panas dalam jumlah besar per satuan volume, dan stabilitasnya yang tidak mengalami dekomposisi.

Kebutuhan air pendingin pada pabrik ini ditunjukkan dalam Tabel 5.1 berikut:

**Tabel 5.1** Kebutuhan Air Pendingin

| Nama Alat | Kebutuhan (kg/jam) |
|---|---|
| Condensor Parsial-01 | 231.569,799 |
| Condensor Parsial-02 | 28.868,920 |
| Cooler-01 | 36.656,493 |
| Cooler-02 | 11.794,149 |
| Cooler-03 | 25.974,113 |
| Total | 334.863,474 |

Perancangan dilakukan dengan *overdesign* sebesar 20% untuk mengantisipasi adanya fluktuasi beban operasi maupun kondisi tidak terduga yang dapat memengaruhi kinerja sistem pendinginan, sehingga total kebutuhan air pendingin menjadi 401.836,169 kg/jam. Selama proses berlangsung, air pendingin mengalami *blowdown* pada unit *cooling tower*, sehingga diperlukan penambahan air make-up. Hasil perhitungan menunjukkan bahwa kebutuhan air make-up mencapai 13.662,430 kg/jam.

4. Air Pemanas (Steam)

Air *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air steam yang dapat digunakan untuk boiler harus memenuhi persyaratan. Adapun syarat air umpan boiler, diantaranya: tidak berbuih, tidak

membentuk kerak dalam reboiler, dan tidak menyebabkan korosi pada pipa. Apabila kualitas air boiler tidak memenuhi standar, dapat menimbulkan kerusakan pada alat yang menyebabkan terjadinya *scaling*, *fouling*, maupun *foaming*.

Kebutuhan steam untuk peralatan pada pabrik ini ditunjukkan pada Tabel 5.2 berikut:

**Tabel 5.2** Kebutuhan Steam

| Nama Alat | Kebutuhan (kg/jam) |
|---|---|
| Heater-01 | 28.034,23 |
| Reboiler-01 | 20.791,30 |
| Heater Utilitas-01 | 135 |
| Total | 48.825,53 |

Dalam perancangan kapasitas *steam* ditetapkan *overdesign* 20% untuk mengantisipasi fluktuasi beban operasi, sehingga total kebutuhan *steam* menjadi 58.590,636 kg/jam. Selama proses, terdapat *blowdown* sebesar 15% dari total kebutuhan *steam*. Selain itu, kehilangan *steam* juga terjadi melalui sistem pembuangan kondensat pada *steam trap*, dengan jumlah sekitar 5% dari kebutuhan *steam*. Kebutuhan *make-up water* ditentukan dari total kehilangan akibat *blowdown* dan pelepasan melalui *steam trap*, berdasarkan perhitungan didapat 11.718,127 kg/jam.

### 5.1.2. Unit Pengolahan Air

a. Penghisapan

Air sungai dipompa menggunakan PU-01 kemudian dialirkan ke unit penyaringan untuk menyaring kontaminan padatan berukuran besar.

b. Screening

Tahap penyaringan awal ini bertujuan untuk memisahkan partikel padatan berukuran besar, seperti daun dan ranting, secara fisik tanpa melibatkan bahan kimia. Partikel halus yang masih terikut akan diolah pada proses selanjutnya. Untuk melindungi peralatan, sebuah *screen* dipasang pada sisi hisap pompa agar meminimalkan beban kotoran pada alat penyaring, sehingga mencegah *fouling* dan memperpanjang masa pakainya.

c. *Koagulasi*

*Koagulasi* adalah proses penggumpalan partikel koloid melalui penambahan koagulan atau bahan kimia tertentu, sehingga muatan partikel dinetralkan dan dapat mengendap akibat pengaruh gravitasi. Koagulan yang digunakan berupa tawas atau Aluminium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$), yaitu garam hasil reaksi antara asam kuat dan basa lemah, yang dalam kondisi basa mudah mengalami hidrolisis. Agar proses flokulasi berlangsung lebih efektif, ditambahkan $Ca(OH)_2$ untuk menciptakan suasana basa sekaligus mengurangi kesadahan

karbonat dalam air. Selanjutnya, pada tahap flokulasi, partikel hasil koagulasi digabungkan menjadi flok berukuran lebih besar sehingga dapat dipisahkan melalui proses sedimentasi maupun filtrasi.

d. Pengendapan

Pada tahap ini, air yang telah melalui koagulasi-flokulasi dialirkan ke bak pengendapan. Di dalam bak, aliran air diperlambat sehingga partikel *flok* memiliki waktu yang cukup untuk mengendap ke dasar bak akibat pengaruh gravitasi, dan endapan yang terkumpul selanjutnya dibuang melalui saluran *blowdown*.

e. *Sand Filter*

Air dari bak sedimentasi yang masih mengandung padatan tersuspensi kemudian dialirkan ke unit sand filter untuk dilakukan proses filtrasi. Tahap ini berfungsi menghilangkan mineral terlarut, seperti $Ca^{2+}$, $Mg^{2+}$, $Na^{+}$, dan senyawa lain dengan bantuan media resin. Apabila sand filter telah jenuh atau kotor, dilakukan pencucian ulang melalui proses *backwash* dan *rinse* agar kinerjanya tetap optimal.

f. Penampungan Sementara

Air yang telah melewati tahap filtrasi dapat dikategorikan sebagai air bersih, kemudian dialirkan ke bak penampung sementara. Selanjutnya, air tersebut didistribusikan untuk berbagai kebutuhan, antara lain:

1. Air Domestik dan *Service Water*
2. Air Pendingin
3. *Steam Water*

g. Klorinasi

Klorinasi merupakan proses penambahan klorin ($Cl_2$) atau senyawa hipoklorit ke dalam air. Proses ini bertujuan untuk membasmi bakteri serta mikroorganisme lain yang berpotensi membahayakan, sehingga kualitas air terjaga dan aman digunakan dalam kebutuhan sehari-hari.

h. Demineralisasi

Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion terlarut pada *filtered water* sebelum digunakan sebagai umpan *boiler*. Tahap demineralisasi umumnya dibagi menjadi dua proses utama, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi.

Pelunakan air dilakukan di dalam *kation exchanger*, resin penukar ion jenis *hydrogen-zeolite* akan menangkap dan menukar kation-kation penyebab kesadahan, seperti $Ca^{2+}$, $Mg^{2+}$, dan $Na^{+}$, dengan ion $H^{+}$. Apabila kapasitas resin telah jenuh, maka dilakukan regenerasi dengan menggunakan larutan asam kuat $H_2SO_4$. Keluaran dari proses ini adalah air yang bebas mineral penyebab kerak (*scaling*).

Tahap selanjutnya, air keluaran dari *kation exchanger* dialirkan ke *anion exchanger* untuk menjalani proses dealkalinasi. Tahap ini

bertujuan menghilangkan ion-ion bermuatan negatif seperti $HCO_3^-$, $CO_3^{2-}$, $SO_4^{2-}$, $Cl^-$, dan sebagainya. Ion-ion tersebut perlu dihilangkan karena pada kondisi basa, pemanasan air dapat menghasilkan gas $CO_2$ yang berpotensi menurunkan kinerja *boiler* maupun peralatan proses. Mekanisme penangkapan ion pada *anion exchanger* serupa dengan *kation exchanger*, namun menggunakan resin jenis *weakly basic anion exchanger*. Saat resin mencapai kapasitas jenuh, regenerasi dilakukan dengan penambahan basa kuat NaOH. Air hasil proses *anion exchanger* umumnya sudah memenuhi syarat sebagai air proses, tetapi untuk digunakan sebagai umpan boiler masih diperlukan tahapan lanjutan agar didapat air dengan kemurnian tingkat tinggi.

i. Deaerasi

Air hasil demineralisasi yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu melewati proses deaerasi untuk menghilangkan gas-gas terlarut, khususnya $O_2$ yang berpotensi menimbulkan korosi pada *boiler*. Korosi tidak hanya memperpendek umur peralatan, tetapi juga dapat menyebabkan kegagalan mekanis hingga peledakan akibat ketidaksesuaian antara ekspansi tekanan dan desain *boiler*. Untuk menekan risiko tersebut, diperlukan senyawa $N_2H_4$ (hidrazin) yang berfungsi mengikat $O_2$ maupun gas terlarut lainnya. Setelah kandungan gas terlarut berkurang, air keluaran *deaerator* dapat langsung digunakan sebagai

*boiler feed water* dan dialirkan ke dalam *boiler*. Di dalam *boiler*, air dipanaskan hingga berubah menjadi *steam*. Namun, untuk mengendalikan akumulasi padatan tersuspensi, dilakukan *blowdown* secara berkala sehingga sejumlah air dikeluarkan dari sistem. Kehilangan air akibat blowdown kemudian diganti dengan penambahan make-up water agar kebutuhan proses tetap terpenuhi.

## 5.2 Unit Pembangkit *Steam*

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

Kapasitas : 58.590,64 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

*Boiler* dilengkapi dengan unit *economizer*, *safety valve*, serta sistem pengaman otomatis untuk menjamin keamanan operasi. Air umpan dari *water treatment plant* terlebih dahulu dikondisikan dengan menyesuaikan kadar silika, oksigen, kalsium, dan magnesium melalui penambahan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu, pH air diatur pada rentang 10,5–11,5, karena nilai pH yang terlalu tinggi dapat meningkatkan sifat korosif.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dialirkan ke *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan energi panas dari gas sisa pembakaran residu *boiler*. Di dalam *boiler*, panas yang dihasilkan *burner* digunakan untuk

memanaskan lorong api dan pipa-pipa api, sehingga air menyerap energi panas dari dinding maupun pipa hingga mencapai titik didih. Uap yang terbentuk ditampung sampai tekanan mencapai sekitar 10 bar, sebelum akhirnya dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke berbagai unit proses produksi.

## 5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pabrik dipasok dari PLN, dengan dukungan generator internal sebagai sumber cadangan apabila terjadi gangguan pasokan. Penggunaan generator ini bertujuan menjaga kontinuitas proses produksi dan kestabilan suplai energi listrik. Jenis generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik, karena mampu menghasilkan daya listrik dalam jumlah besar serta memungkinkan penyesuaian level tegangan (*step-up* dan *step-down*) sesuai kebutuhan. Energi listrik pada generator diperoleh dari putaran poros engkol yang digerakkan oleh energi panas hasil pembakaran bahan bakar solar.

Berikut merupakan rincian untuk kebutuhan listrik pabrik metanol diantaranya sebagai berikut:

a. Kebutuhan listrik alat proses

**Tabel 5.3** Total Kebutuhan Listrik Alat Proses

| No. | Jenis Alat | Kode Alat | Hp | kW |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Kompresor 1 | CP-01 | 70,72 | 52,73 |
| 2 | Kompresor 2 | CP-02 | 134,22 | 100,09 |
| 3 | Mixer | M-01 | 0,33 | 0,25 |
| 4 | Pompa 1 | P-01 | 0,5 | 0,37 |
| 5 | Pompa 2 | P-02 | 0,5 | 0,37 |

| No. | Jenis Alat | Kode Alat | Hp | kW |
|---|---|---|---|---|
| | **Total** | | **206,27** | **153,82** |

b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

**Table 5.4** Total Kebutuhan Listrik Utilitas

| No. | Jenis Alat | Kode Alat | Hp | kW |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Kompresor | KU-01 | 2,00 | 1,49 |
| 2 | Blower Cooling Tower | BU-01 | 2,00 | 1,49 |
| 3 | Pengaduk Flokulator | MU-01 | 2,00 | 1,49 |
| 4 | Klarifier | KL-01 | 1,5 | 1,12 |
| 5 | Pompa Utilitas 1 | PU-01 | 1,00 | 0,75 |
| 6 | Pompa Utilitas 2 | PU-02 | 1,00 | 0,75 |
| 7 | Pompa Utilitas 3 | PU-03 | 2,00 | 1,49 |
| 8 | Pompa Utilitas 4 | PU-04 | 2,00 | 1,49 |
| 9 | Pompa Utilitas 5 | PU-05 | 1,00 | 0,75 |
| 10 | Pompa Utilitas 6 | PU-06 | 2,00 | 1,49 |
| 11 | Pompa Utilitas 7 | PU-07 | 2,00 | 1,49 |
| 12 | Pompa Utilitas 8 | PU-08 | 0,17 | 0,12 |
| 13 | Pompa Utilitas 9 | PU-09 | 2,00 | 1,49 |
| 14 | Pompa Utilitas 10 | PU-10 | 0,17 | 0,12 |
| 15 | Pompa Utilitas 11 | PU-11 | 1,00 | 0,75 |
| 16 | Pompa Utilitas 12 | PU-12 | 1,00 | 0,75 |
| 17 | Pompa Utilitas 13 | PU-13 | 2,00 | 1,49 |
| 18 | Pompa Utilitas 14 | PU-14 | 1,00 | 0,75 |
| 19 | Pompa Utilitas 15 | PU-15 | 1,00 | 0,75 |
| 20 | Pompa Utilitas 16 | PU-16 | 1,00 | 0,75 |
| 21 | Pompa Utilitas 17 | PU-17 | 1,5 | 1,12 |
| 22 | Pompa Utilitas 18 | PU-18 | 1,5 | 1,12 |

| No. | Jenis Alat | Kode Alat | Hp | kW |
|---|---|---|---|---|
| | **Total** | | **26,83** | **20,01** |

Sehingga total kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas adalah 173,83 kW terdapat *overdesign* 10% diperoleh 191,209 kW.

c. Kebutuhan listrik untuk alat kontrol

Kebutuhan daya listrik untuk sistem kontrol diperkirakan sekitar 25% dari total daya listrik yang diperlukan untuk pengoperasian motor. Berdasarkan perhitungan, total kebutuhan listrik untuk kontrol mencapai 43,46 kW dengan *overdesign* 10% kebutuhan menjadi 47,8 kW.

d. Kebutuhan listrik untuk penerangan

Kebutuhan daya listrik untuk sistem penerangan diperkirakan sekitar 15% dari total daya yang digunakan untuk mengoperasikan motor. Dengan asumsi tersebut, total konsumsi listrik untuk penerangan mencapai 26,07 kW dengan *overdesign* 10% kebutuhan menjadi 28,68 kW.

e. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor

Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor, termasuk AC, komputer, dan perlengkapan penunjang lainnya, diperkirakan mencapai 15% dari total daya listrik yang digunakan untuk menggerakkan motor. Berdasarkan asumsi tersebut, total daya listrik yang dibutuhkan untuk peralatan kantor adalah sekitar 26,07 kW dengan *overdesign* 10% kebutuhan menjadi 28,68 kW.

f. Kebutuhan listrik untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain

Kebutuhan listrik untuk menunjang kegiatan bengkel dan laboratorium diperkirakan sekitar 15% dari total daya listrik yang digunakan pada motor. Dengan perhitungan tersebut, total daya listrik yang diperlukan untuk bengkel dan laboratorium mencapai 26,07 kW dengan *overdesign* 10% kebutuhan menjadi 28,68 kW.

Dengan demikian berdasarkan rincian kebutuhan diatas, total keseluruhan kebutuhan listrik yang diperlukan untuk menjalankan seluruh unit pabrik mencapai 310,50 kW.

## 5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Di pabrik metanol ini, udara tekan diperlukan untuk mengoperasikan berbagai instrumen kontrol pneumatik. Tekanan udara instrumen yang dipakai adalah 7,2 bar, dan terdapat sekitar 17 unit alat kontrol yang membutuhkan suplai udara tersebut. Proses penyediaannya dilakukan dengan cara menekan udara lingkungan menggunakan kompresor yang dilengkapi filter hingga mencapai tekanan 7,2 bar. Udara tekan kemudian dialirkan ke peralatan kontrol maupun unit proses yang memerlukannya. Total kebutuhan udara instrumen diperkirakan sekitar 31,78 $m^3$/jam. Agar udara tetap kering, aliran udara dari kompresor dilewatkan melalui tangki pengering berisi *silica gel* sebelum digunakan.

## 5.5 Unit Pengolahan *Dowtherm A*

Sistem sirkulasi *Dowtherm A* pada proses ini beroperasi dalam rangkaian tertutup. Aliran fluida dimulai dari tangki penyimpanan awal (TU-14), melewati

pemanas (HU-01), kemudian menuju tangki penampungan sementara (TU-15), sebelum dialirkan ke unit reaktor, dan kembali menuju sistem. Fluida pemanas yang digunakan adalah *Dowtherm A* ($C_{12}H_{10}$) dengan kebutuhan alir sebesar 230.283,354 kg/jam, dengan *overdesign* 20%.

Tangki penyimpanan awal (TU-14) berbentuk silinder vertikal dengan volume kerja 252,56 $m^3$, yang setelah diberi *overdesign* 20% didapat volume 303,07 $m^3$. Tangki ini memiliki diameter dan tinggi masing-masing 7,28 m. Dari tangki tersebut, *Dowtherm* dipanaskan menggunakan *heat exchanger* tipe *Shell and Tube* dengan *steam* sebagai media pemanas.

Selanjutnya, fluida dialirkan ke tangki penampungan sementara (TU-15) yang juga berbentuk silinder vertikal. Tangki ini memiliki volume kerja 210,47 $m^3$ dan setelah ditambah *overdesign* 20% total kapasitasnya 252,56 $m^3$, dengan diameter dan tinggi masing-masing 6,85 m.

Keseluruhan sistem beroperasi dalam siklus tertutup, sehingga setelah melalui reaktor, *Dowtherm* kembali ke tangki awal. Konsep ini memastikan stabilitas suhu dan kontinuitas aliran *Dowtherm* sebagai media pemanas dalam proses produksi.

## 5.6 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan di pabrik metanol ini dialokasikan untuk pembakaran pada *boiler* dan generator listrik. *Boiler* membutuhkan solar sebanyak 132,378 kg/jam dengan efisiensi pembakaran 80%, sedangkan generator memerlukan 42,27 kg/jam solar dengan efisiensi yang sama.

## 5.7 Unit Pengolahan Limbah

Air limbah domestik yang berasal dari toilet di area pabrik maupun perkantoran dikumpulkan kemudian diolah dalam unit stabilisasi dengan metode lumpur aktif, proses aerasi, serta penambahan gas klorin. Sementara itu, limbah cair dari laboratorium memerlukan pengolahan khusus sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung bahan kimia. Tahapan pengolahannya meliputi *physical treatment* (seperti pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (melalui penambahan bahan kimia serta pengaturan pH), dan *biological treatment* untuk memastikan kualitas air limbah sesuai standar.

Pada pabrik metanol, aliran gas dari bagian atas menara distilasi berupa gas-gas tidak terkondensasi seperti $CO_2$, CO, dan $H_2$ dikenal sebagai *purge gas*. Aliran ini harus ditangani untuk mencegah penumpukan inert dan mengurangi potensi pencemaran lingkungan. Pemanfaatan yang paling umum adalah menggunakannya sebagai bahan bakar pada unit pembangkit uap seperti *furnace reformer, boiler,* atau *gas turbine*, karena kandungan CO dan $H_2$ masih memiliki nilai kalor tinggi sehingga dapat meningkatkan efisiensi energi pabrik.

## 5.8 Spesifikasi Alat Utilitas

**Tabel 5.5** Spesifikasi Pompa Utilitas

| Kode | PU-01 | PU-02 | PU-03 | PU-04 |
|---|---|---|---|---|
| Fungsi | Mengalirkan hasil *Screening* (FU-01) menuju ke Bak Pengendapan 1 (BU-01) | Mengalirkan hasil (BU-01) ke Tangki *Flokulator* (TU-01) | Mengalirkan hasil (TU-01) ke *Clarifier* (CU-01) | Mengalirkan hasil (CU-01) ke Bak Pengendapan 2 (BU-02) |
| Jenis | *Single Stage Centrifugal Pump* | | | |

| Kode | PU-01 | PU-02 | PU-03 | PU-04 |
|---|---|---|---|---|
| Bahan | | *Cast Iron* | | |
| Kapasitas (gpm) | 95,2728 | 95,2728 | 95,2728 | 95,2728 |
| | | Ukuran Pipa | | |
| IPS | 4 | 4 | 4 | 4 |
| No. Sch | 40 | 40 | 40 | 40 |
| OD (in) | 4,5 | 4,5 | 4,5 | 4,5 |
| ID (in) | 4,026 | 4,026 | 4,026 | 4,026 |
| Efisiensi Pompa | 0,78 | 0,68 | 0,78 | 0,68 |
| Tenaga Pompa (Hp) | 0,71 | 0,67 | 1,65 | 1,73 |
| Tenaga Motor (Hp) | 1 | 1 | 2 | 2 |

**Tabel 5.6** Spesifikasi Lanjutan Pompa Utilitas

| Kode | PU-05 | PU-06 | PU-07 | PU-08 |
|---|---|---|---|---|
| Fungsi | Mengalirkan hasil (BU-02) ke Bak Saringan Pasir (FU-02) | Mengalirkan hasil (FU-02) ke Bak Penampung Sementara (BU-03) | Mengalirkan hasil (BU-03) ke Tangki Air Bertekanan (TU-04), Tangki Klorinasi (TU-06), Bak Air Pendingin (BU-04), dan Tangki *Kation* (TU-10) | Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-06) ke Tangki Penampungan Air Bersih (TU-07) |
| Jenis | | *Single Stage Centrifugal Pump* | | |
| Bahan | | *Cast Iron* | | |
| Kapasitas (gpm) | 95,2728 | 95,2728 | 95,2728 | 2,3581 |

| Kode | PU-05 | PU-06 | PU-07 | PU-08 |
|---|---|---|---|---|
| | | Ukuran Pipa | | |
| IPS | 4 | 4 | 4 | 1 |
| No. Sch | 40 | 40 | 40 | 40 |
| OD (in) | 4,5 | 4,5 | 4,5 | 1,32 |
| ID (in) | 4,026 | 4,026 | 4,026 | 1,049 |
| Efisiensi Pompa | 0,78 | 0,78 | 0,60 | 0,58 |
| Tenaga Pompa (Hp) | 0,82 | 1,79 | 1,68 | 0,01 |
| Tenaga Motor (Hp) | 1 | 2 | 2 | 0,17 |

**Tabel 5.7** Spesifikasi Lanjutan Pompa Utilitas

| Kode | PU-09 | PU-10 | PU-11 | PU-12 |
|---|---|---|---|---|
| Fungsi | Mengalirkan air dari Bak Air Pendingin (BU-04) ke *Cooling Tower* (CT-01) | Mengalirkan air dari Alat Proses ke Bak Air Pendingin (BU-04) | Mengalirkan air dari Tangki *Kation* (TU-10) ke Tangki *Anion* (TU-11) | Mengalirkan air dari Tangki *Anion* (TU-11) ke Tangki Umpan *Boiler* (TU-12) |
| Jenis | *Single Stage Centrifugal Pump* | | | |
| Bahan | *Cast Iron* | | | |
| Kapasitas (gpm) | 72,643 | 2,3581 | 8,792 | 8,792 |
| | | Ukuran Pipa | | |
| IPS | 3 | 1 | 2 | 2 |
| No. Sch | 40 | 40 | 40 | 40 |
| OD (in) | 3,5 | 1,32 | 2,38 | 2,38 |
| ID (in) | 3,068 | 1,05 | 2,067 | 2,067 |
| Efisiensi Pompa | 0,75 | 0,20 | 0,54 | 0,44 |

| Kode | PU-09 | PU-10 | PU-11 | PU-12 |
|---|---|---|---|---|
| Tenaga Pompa (Hp) | 1,94 | 0,11 | 0,63 | 0,6 |
| Tenaga Motor (Hp) | 2 | 0,17 | 1 | 1 |

**Tabel 5.8** Spesifikasi Lanjutan Pompa Utilitas

| Kode | PU-13 | PU-14 | PU-15 | PU-16 |
|---|---|---|---|---|
| Fungsi | Mengalirkan air dari Tangki Umpan *Boiler* (TU-12) ke Tangki *Deaerator* (De-01) | Mengalirkan air dari Tangki *Deaerator* (De-01) ke *Boiler* (B-01) | Mengalirkan air dari Alat Proses ke Tangki Umpan *Boiler* (TU-12) | Mengalirkan *Dowtherm* dari (TU-14) ke *Heater* Utilitas (HU-01) |
| Jenis | *Single Stage Centrifugal Pump* | | | |
| Bahan | *Cast Iron* | | | |
| Kapasitas (gpm) | 8,792 | 8,792 | 11,773 | 64,137 |
| Ukuran Pipa | | | | |
| IPS | 2 | 2 | 2 | 2 |
| No. Sch | 40 | 40 | 40 | 40 |
| OD (in) | 2,38 | 2,38 | 2,38 | 2,38 |
| ID (in) | 2,067 | 2,067 | 2,067 | 2,067 |
| Efisiensi Pompa | 0,34 | 0,34 | 0,24 | 0,7 |
| Tenaga Pompa (Hp) | 1,87 | 1,87 | 0,74 | 0,92 |
| Tenaga Motor (Hp) | 2 | 2 | 1 | 1 |

**Tabel 5.9** Spesifikasi Lanjutan Pompa Utilitas

| Kode | PU-17 | PU-18 |
|---|---|---|
| Fungsi | Mengalirkan *Dowtherm* dari (TU-15) ke Unit Proses | Mengalirkan hasil Unit Proses ke (TU-14) |
| Jenis | *Single Stage Centrifugal Pump* | |
| Bahan | *Cast Iron* | |
| Kapasitas (gpm) | 58,194 | 58,194 |
| Ukuran Pipa | | |
| IPS | 2 | 2 |
| No. Sch | 40 | 40 |
| OD (in) | 2,38 | 2,38 |
| ID (in) | 2,067 | 2,067 |
| Efisiensi Pompa | 0,64 | 0,62 |
| Tenaga Pompa (Hp) | 1,42 | 1,33 |
| Tenaga Motor (Hp) | 1,5 | 1,5 |

**Tabel 5.10** Spesifikasi Bak Utilitas

| Bak | BU-01 | BU-02 | BU-03 | BU-04 |
|---|---|---|---|---|
| Fungsi | Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air | Mengendapkan endapan yang berbentuk *flok* dengan proses *flok*ulasi | Menampung sementara *raw water* setelah disaring *sand filter* | Menampung air untuk kebutuhan *Cooling Tower* |
| Jenis | Bak persegi | | | |
| Bahan | Beton bertulang | | | |
| Spesifikasi | | | | |
| Kapasitas ($m^3$/jam) | 231,1189 | 277,6852 | 230,9226 | 200,9181 |
| Panjang (m) | 17,7017 | 14,9302 | 14,9260 | 22,619 |

| Bak | BU-01 | BU-02 | BU-03 | BU-04 |
|---|---|---|---|---|
| Lebar (m) | 17,7017 | 14,9302 | 14,9260 | 22,619 |
| Tinggi (m) | 8,8509 | 7,4651 | 7,4630 | 11,310 |

**Tabel 5.11** Spesifikasi Tangki Utilitas

| Tangki | TU-01 | TU-02 | TU-03 | TU-04 |
|---|---|---|---|---|
| Fungsi | Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang berupa dispersi dengan menambahkan koagulan | Menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi | Menyimpan larutan CaOH untuk 1 minggu | Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum |
| Jenis | Tangki silinder dengan pengaduk | Tangki silinder | Tangki silinder | Tangki silinder |
| Bahan | *Stainless Steel* | *Stainless Steel* | *Carbon Steel* | *Carbon Steel* |
| | | Spesifikasi | | |
| Tinggi (m) | 8,9044 | 4,6555 | 5,1097 | 2,5580 |
| Diameter (m) | 8,9044 | 2,3278 | 2,5549 | 2,5580 |
| Volume ($m^3$) | 554,2142 | 19,8023 | 26,1820 | 13,140 |
| Jenis *Impeller* | *Marine propeller* | - | - | - |
| Jumlah *Impeller* | 1 | - | - | - |
| Power Motor | 2 | - | - | - |
| Jumlah | 1 | 1 | 1 | 1 |

**Tabel 5.12** Spesifikasi Lanjutan Tangki Utilitas

| Tangki | TU-05 | TU-06 | TU-07 | TU-08 |
|---|---|---|---|---|
| Fungsi | Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu | Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga | Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga | Menyimpan $H_2SO_4$ untuk regenerasi penukar *kation* |
| Jenis | Tangki silinder | Tangki silinder tegak | Tangki silinder tegak | Tangki silinder tegak |
| Bahan | *Carbon Steel* | *Carbon Steel* | *Carbon Steel* | *Stainless Steel* |
| | | Spesifikasi | | |
| Tinggi (m) | 0,071 | 0,8868 | 2,5580 | 1,5479 |
| Diameter (m) | 0,071 | 0,8868 | 2,5580 | 1,5479 |
| Volume ($m^3$) | 0,000281 | 0,5475 | 13,140 | 2,9115 |
| Jenis *Impeller* | - | - | - | - |
| Jumlah *Impeller* | - | - | - | - |
| Power Motor | - | - | - | - |
| Jumlah | 1 | 1 | 1 | 1 |

**Tabel 5.13** Spesifikasi Lanjutan Tangki Utilitas

| Tangki | TU-09 | TU-10 | TU-11 | TU-12 |
|---|---|---|---|---|
| Fungsi | Menyimpan $H_2SO_4$ untuk regenerasi penukar *anion* | Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif ($Na^+$, $Ca^{2+}$, | Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih | Mencampur kondesat sirkulasi dan *makeup* air umpan *boiler* |

| Tangki | TU-09 | TU-10 | TU-11 | TU-12 |
|---|---|---|---|---|
| | | $Ba^{2+}$) yang ada di dalam air | | |
| Jenis | Tangki silinder tegak | Tangki silinder tegak | Tangki silinder tegak | Tangki silinder tegak |
| Bahan | *Carbon Steel* | *Stainless Steel* | *Carbon Steel* | *Carbon Steel* |
| | | Spesifikasi | | |
| Tinggi (m) | 0,9514 | 2,2860 | 1,9050 | 4,4742 |
| Diameter (m) | 0,9514 | 1,8963 | 1,8031 | 4,4742 |
| Volume ($m^3$) | 0,6761 | 5,3775 | 4,8621 | 70,3088 |
| Jenis *Impeller* | - | - | - | - |
| Jumlah *Impeller* | - | - | - | - |
| Power Motor | - | - | - | - |
| Jumlah | 1 | 2 | 2 | 1 |

**Tabel 5.14** Spesifikasi Lanjutan Tangki Utilitas

| Tangki | TU-13 | TU-14 | TU-15 |
|---|---|---|---|
| Fungsi | Menyimpan larutan $N_2H_4$ (hidrazin) | Menyimpan *Dowtherm A* untuk keperluan pendinginan reaktor | Menampung *Dowtherm A* dengan suhu yang telah disesuaikan untuk kebutuhan reaktor |
| Jenis | Tangki silinder tegak | Tangki silinder tegak | Tangki silinder tegak |
| Bahan | *Carbon Steel* | *Carbon Steel* | *Carbon Steel* |
| | | Spesifikasi | |
| Tinggi (m) | 4,4986 | 7,2816 | 6,8522 |

| Tangki | TU-13 | TU-14 | TU-15 |
|---|---|---|---|
| Diameter (m) | 4,4986 | 7,2816 | 6,8522 |
| Volume ($m^3$) | 71,4668 | 303,0744 | 252,562 |
| Jenis *Impeller* | - | - | - |
| Jumlah *Impeller* | - | - | - |
| Power Motor | - | - | - |
| Jumlah | 1 | 1 | 1 |

**Tabel 5.15** Spesifikasi *Screening* Utilitas

| Kode | FU-01 |
|---|---|
| Fungsi | Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya |
| Jenis | Tangki persegi |
| Bahan | Aluminium |
| Spesifikasi | |
| Panjang (m) | 9,7389 |
| Lebar (m) | 9,7389 |
| Tinggi (m) | 4,8694 |
| Volume ($m^3$) | 461,8451 |

**Tabel 5.16** Spesifikasi Saringan Pasir Utilitas

| Kode | FU-02 |
|---|---|
| Fungsi | Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai |
| Jenis | Tangki silinder |
| Bahan | *Carbon Steel* |

| | |
|---|---|
| Kode | FU-02 |
| Ukuran Pasir (mesh) | 28 |
| | Spesifikasi |
| Panjang (m) | 4,8461 |
| Lebar (m) | 4,8461 |
| Tinggi (m) | 2,4230 |
| Volume ($m^3$) | 56,9043 |

**Tabel 5.17** Spesifikasi *Clarifier*

| | |
|---|---|
| Kode | CU-01 |
| Fungsi | Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid |
| Jenis | Tangki silinder dengan pengaduk dan *conical bottom* |
| | Spesifikasi |
| Diameter (m) | 14,1348 |
| Tinggi (m) | 14,1348 |
| Volume ($m^3$) | 2216,8567 |
| Jenis *Impeller* | *Marine propeller 3 blade* |
| Jumlah *Impeller* | 1 |
| Power Motor (Hp) | 1,5 |

**Tabel 5.18** Spesifikasi *Cooling Tower* Utilitas

| | |
|---|---|
| Kode | CT-01 |
| Fungsi | Mendinginkan air pendingin setelah digunakan |
| Jenis | *Cooling Tower Induced Draft* |
| | Spesifikasi |

| Kode | CT-01 |
|---|---|
| Panjang (m) | 3,5276 |
| Lebar (m) | 3,5276 |
| Tinggi (m) | 6,7197 |

**Tabel 5.19** Spesifikasi *Deaerator*

| Kode | De-01 |
|---|---|
| Fungsi | Menghilangkan gas $CO_2$ dan $O_2$ yang terikat dalam *feed water* penyebab kerak |
| Jenis | Tangki silinder |
| | Spesifikasi |
| Kapasitas (kg/jam) | 58590,6356 |
| Diameter (m) | 4,4742 |
| Tinggi (m) | 4,4742 |
| Volume ($m^3$) | 70,3088 |

**Tabel 5.20** Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

| Kode | BL-01 |
|---|---|
| Fungsi | Menghisap udara sekitar untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan |
| Jenis | *Centrifugal Blower* |
| Bahan | *Carbon Steel* |
| | Spesifikasi |
| Kapasitas ($m^3$/jam) | 3448,216 |
| Efisiensi | 0,78 |
| Power (Hp) | 2 |

**Tabel 5.21** Spesifikasi *Heater Dowtherm A*

| Kode | HU-01 |
|---|---|
| Fungsi | Menaikkan suhu dowtherm A sebelum dimasukkan ke R-01 |
| Bahan | *Carbon Steel* |
| Jenis | *Shell and Tube* |
| | Spesifikasi |
| OD *tube* (m) | 0,0254 |
| ID *tube* (m) | 0,0221 |
| ID *shell* (m) | 0,3048 |
| Panjang (m) | 6,096 |
| Jumlah *tube* | 55 |
| Luas perpindahan panas ($ft^2$) | 250,47 |

# BAB VI
# EVALUASI EKONOMI

Analisis ekonomi merupakan aspek krusial dalam tahap prarancangan pabrik, yang berfungsi untuk menilai kelayakan finansial sekaligus potensi keuntungan yang dapat diperoleh. Suatu rancangan pabrik dianggap layak untuk didirikan jika dapat beroperasi secara berkesinambungan dalam kondisi yang menghasilkan keuntungan. Proses evaluasi meliputi perhitungan kebutuhan modal investasi awal, estimasi besaran laba bersih yang dapat dicapai, analisis periode pengembalian modal, serta penentuan titik impas, yaitu kondisi ketika pendapatan yang diperoleh setara dengan total biaya yang dikeluarkan.

Untuk itu pada perancangan pabrik metanol ini, terdapat beberapa faktor yang ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
    a. Modal Tetap (*Fixed Capital Cost*): Biaya yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas pabrik.
    b. Modal Kerja (*Working Capital Cost*): Biaya yang diperlukan untuk menunjang operasional awal pabrik.
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
    a. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*): Biaya yang secara langsung berhubungan dengan proses produksi.
    b. Biaya Produksi Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*): Biaya yang mendukung jalannya produksi namun tidak terkait langsung.

c. Biaya Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*): Biaya produksi yang jumlahnya relatif konstan meskipun kapasitas produksi berubah.

3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)

   Biaya penunjang fungsi perusahaan di luar biaya produksi.

4. Analisis Kelayakan Ekonomi

   a. *Return on Investment* (ROI): Persentase keuntungan tahunan terhadap total investasi yang ditanamkan.

   b. *Pay Out Time* (POT): Periode waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi dari keuntungan bersih yang diperoleh.

   c. *Break Even Point* (BEP): Titik kesetimbangan antara pendapatan penjualan dan total biaya, sehingga perusahaan tidak mengalami laba maupun rugi.

   d. *Shut Down Point* (SDP): Keadaan di mana pendapatan hanya menutup biaya variabel, sehingga pabrik sebaiknya dihentikan untuk menghindari kerugian lebih besar.

   e. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR): Tingkat pengembalian investasi yang dihitung dengan mempertimbangkan nilai waktu uang.

## 6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses untuk setiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi saat ini. Harga peralatan akan berbeda setiap tahunnya, dapat naik atau turun tergantung pada kondisi ekonomi, sehingga akan sulit untuk menentukan harga peralatan secara pasti. Estimasi harga peralatan dapat dilakukan dengan mengetahui indeks harga peralatan operasi pada tahun tersebut.

Analisis estimasi harga peralatan dilakukan dengan acuan tahun 2025 untuk memperkirakan biaya pembelian pada tahun konstruksi, yaitu tahun 2030. Dalam analisis ekonomi, seluruh harga peralatan serta kebutuhan pabrik lainnya disesuaikan terhadap tahun acuan analisis agar nilai perhitungan tetap representatif. Indeks harga yang digunakan sebagai dasar penyesuaian ini dikenal dengan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

**Tabel 6.1** Indeks Harga Alat pada Tahun 1993-2030

| No. | Tahun | Indeks ($Y_1$) | No. | Tahun | Indeks ($Y_1$) |
|---|---|---|---|---|---|
| **1** | 1963 | 102,4 | **35** | 1997 | 386,5 |
| **2** | 1964 | 103,3 | **36** | 1998 | 389,5 |
| **3** | 1965 | 104,2 | **37** | 1999 | 390,6 |
| **4** | 1966 | 107,2 | **38** | 2000 | 394,1 |
| **5** | 1967 | 109,7 | **39** | 2001 | 442,5 |
| **6** | 1968 | 113,7 | **40** | 2002 | 452,0 |
| **7** | 1969 | 119 | **41** | 2003 | 461,6 |
| **8** | 1970 | 125,7 | **42** | 2004 | 471,1 |
| **9** | 1971 | 132,3 | **43** | 2005 | 480,6 |
| **10** | 1972 | 137,2 | **44** | 2006 | 490,1 |
| **11** | 1973 | 144,1 | **45** | 2007 | 499,6 |
| **12** | 1974 | 165,4 | **46** | 2008 | 509,2 |
| **13** | 1975 | 182,4 | **47** | 2009 | 518,7 |
| **14** | 1976 | 192,1 | **48** | 2010 | 528,2 |
| **15** | 1977 | 204,1 | **49** | 2011 | 537,7 |
| **16** | 1978 | 218,8 | **50** | 2012 | 547,3 |
| **17** | 1979 | 238,7 | **51** | 2013 | 556,8 |
| **18** | 1980 | 261,2 | **52** | 2014 | 566,3 |
| **19** | 1981 | 297,0 | **53** | 2015 | 575,8 |
| **20** | 1982 | 314,0 | **54** | 2016 | 585,3 |

| No. | Tahun | Indeks ($Y_1$) | No. | Tahun | Indeks ($Y_1$) |
|---|---|---|---|---|---|
| **21** | 1983 | 317,0 | **55** | 2017 | 594,9 |
| **22** | 1984 | 322,7 | **56** | 2018 | 604,4 |
| **23** | 1985 | 325,3 | **57** | 2019 | 613,9 |
| **24** | 1986 | 318,4 | **58** | 2020 | 623,4 |
| **25** | 1987 | 323,8 | **59** | 2021 | 632,9 |
| **26** | 1988 | 342,5 | **60** | 2022 | 642,5 |
| **27** | 1989 | 355,4 | **61** | 2023 | 652,0 |
| **28** | 1990 | 357,6 | **62** | 2024 | 661,5 |
| **29** | 1991 | 361,3 | **63** | 2025 | 671,0 |
| **30** | 1992 | 358,2 | **64** | 2026 | 680,5 |
| **31** | 1993 | 359,2 | **65** | 2027 | 690,1 |
| **32** | 1994 | 368,1 | **66** | 2028 | 699,6 |
| **33** | 1995 | 381,1 | **67** | 2029 | 709,1 |
| **34** | 1996 | 381,7 | **68** | 2030 | 718,6 |

Terdapat dua pendekatan yang umum digunakan untuk memperkirakan harga peralatan proses. Harga di tahun pembangunan pabrik dapat dihitung berdasarkan harga referensi tahun tertentu yang dikalikan dengan rasio indeks harga. Metode ini diperkenalkan oleh Aries dan Newton (1955) dan dinyatakan dalam persamaan berikut:

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

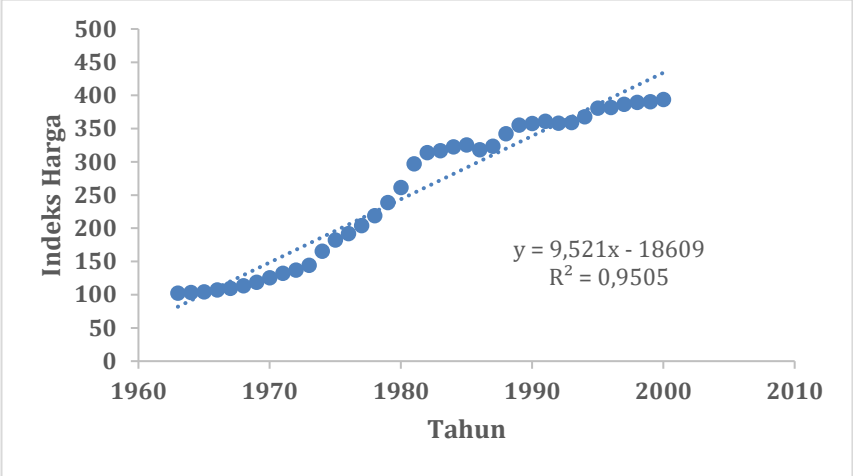
Dimana :

Ex : Harga peralatan pada tahun 2030

Ey : Harga peralatan pada tahun referensi 2014

Nx : Indeks harga pada tahun 2030

Ny : Indeks harga pada tahun 2014




**Gambar 6.1** Grafik Regresi Linear Indeks Harga terhadap Tahun

Dari hasil analisis regresi linear yang ditampilkan pada grafik, diperoleh persamaan y = 9,5215x - 18609. Berdasarkan persamaan tersebut, nilai *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) pada tahun referensi 2014 sebesar 566,3, sedangkan pada tahun perancangan 2030 diperkirakan meningkat menjadi 718,6. Dengan menggunakan nilai indeks tersebut, dapat dilakukan penentuan harga peralatan proses dan utilitas sebagai berikut:

**Tabel 6.2** Harga Alat Proses

| Nama Alat | Kode Alat | Jumlah | NY | NX | EY | EX |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tangki $CO_2$ | T-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $500.000 | $634.503 |
| Tangki $H_2$ | T-02 | 1 | 566,3 | 718,6 | $200.000 | $253.801 |
| Kompresor | CP-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $59.800 | $75.887 |
| | CP-02 | 1 | 566,3 | 718,6 | $99.700 | $126.520 |

| Nama Alat | Kode Alat | Jumlah | NY | NX | EY | EX |
|---|---|---|---|---|---|---|
| *Mixer* | M-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $199.000 | $252.532 |
| *Heat Exchanger* | HE-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $165.800 | $210.402 |
| *Reactor* | R-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $185.000 | $234.766 |
| Kondensor Parsial | CDP-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $195.500 | $248.091 |
| | CDP-02 | 1 | 566,3 | 718,6 | $109.100 | $138.448 |
| *Separator* | S-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $30.000 | $38.070 |
| *Splitter* | Split | 1 | 566,3 | 718,6 | $590 | $748,71 |
| *Expansion Valve* | EV-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $800 | $1.015 |
| | EV-02 | 1 | 566,3 | 718,6 | $1.300 | $1.650 |
| *Cooler* | CL-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $19.300 | $24.492 |
| | CL-02 | 1 | 566,3 | 718,6 | $24.200 | $30.710 |
| | CL-03 | 1 | 566,3 | 718,6 | $18.300 | $23.223 |
| Menara Distilasi | MD-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $42.000 | $53.298 |
| *Reboiler* | RB-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $52.000 | $65.988 |
| *Accumulator* | ACC-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $5.000 | $6.345 |
| Tangki Metanol | T-03 | 1 | 566,3 | 718,6 | $191.600 | $243.141 |
| | T-04 | 1 | 566,3 | 718,6 | $179.200 | $227.406 |
| Pompa | P-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $5.700 | $7.233 |
| | P-02 | 1 | 566,3 | 718,6 | $5.700 | $7.233 |
| Total | | | | | $2.289.590 | $2.905.502 |
| | | | | | Rp38.144.569.400 | Rp48.405.654.851 |

**Tabel 6.3** Harga Alat Utilitas

| Nama Alat | Kode Alat | Jumlah | NY | NX | EY | EX |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Saringan Awal | FU-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $3.500 | $4.442 |
| Saringan Pasir | FU-02 | 1 | 566,3 | 718,6 | $19.200 | $24.365 |
| Bak Pengendapan Awal | BU-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $27.100 | $34.390 |
| Bak Pengendapan 2 | BU-02 | 1 | 566,3 | 718,6 | $80.300 | $101.901 |
| Bak Penampung Sementara | BU-03 | 1 | 566,3 | 718,6 | $27.100 | $34.390 |
| Bak Air Pendingin | BU-04 | 1 | 566,3 | 718,6 | $5.060 | $6.421 |
| Tangki Flokulator | TU-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $220.000 | $279.181 |
| Tangki Larutan Tawas | TU-02 | 1 | 566,3 | 718,6 | $3.400 | $4.315 |
| Tangki CaOH | TU-03 | 1 | 566,3 | 718,6 | $5.700 | $7.233 |
| Tangki Air Bertekanan | TU-04 | 1 | 566,3 | 718,6 | $7.000 | $8.883 |
| Tangki Kaporit | TU-05 | 1 | 566,3 | 718,6 | $5.000 | $6.345 |
| Tangki Klorinasi | TU-06 | 1 | 566,3 | 718,6 | $71.800 | $91.115 |
| Tangki Air Bersih | TU-07 | 1 | 566,3 | 718,6 | $12.700 | $16.116 |

| Nama Alat | Kode Alat | Jumlah | NY | NX | EY | EX |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tangki $H_2SO_4$ | TU-08 | 1 | 566,3 | 718,6 | $34.500 | $43.781 |
| Tangki NaOH | TU-09 | 1 | 566,3 | 718,6 | $11.300 | $14.340 |
| Tangki *Kation* | TU-10 | 1 | 566,3 | 718,6 | $3.800 | $4.822 |
| Tangki *Anion* | TU-11 | 1 | 566,3 | 718,6 | $3.500 | $4.442 |
| Tangki Umpan *Boiler* | TU-12 | 1 | 566,3 | 718,6 | $7.100 | $9.010 |
| Tangki $N_2H_4$ | TU-13 | 1 | 566,3 | 718,6 | $5.200 | $6.599 |
| *Clarifier* | CU-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $4.500 | $5.711 |
| *Cooling Tower* | CT-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $5.500 | $6.980 |
| *Blower Cooling Tower* | BL-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $4.200 | $5.330 |
| Tangki Deaerator | De-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $152.300 | $193.270 |
| *Boiler* | B-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $25.900 | $32.867 |
| *Heater* Utilitas | HU-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $3.100 | $3.934 |
| Tangki Penyimpanan *Dowtherm A* | TU-14 | 1 | 566,3 | 718,6 | $25.620 | $32.512 |
| Tangki Penampungan Sementara | TU-15 | 1 | 566,3 | 718,6 | $23.980 | $30.431 |
| Pompa | PU-01 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-02 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |

| Nama Alat | Kode Alat | Jumlah | NY | NX | EY | EX |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | PU-03 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-04 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-05 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-06 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-07 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-08 | 1 | 566,3 | 718,6 | $3.200 | $4.061 |
| | PU-09 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-10 | 1 | 566,3 | 718,6 | $3.200 | $4.061 |
| | PU-11 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-12 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-13 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-14 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-15 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-16 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-17 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| | PU-18 | 1 | 566,3 | 718,6 | $9.700 | $12.309 |
| Total | | | | | $959.960 | $1.218.194 |
| | | | | | Rp15.992.933.600 | Rp20.295.115.034 |

## 6.2 Penaksiran Harga Alat

Kapasitas produksi : 57.000 ton/tahun

Pabrik beroperasi : 330 hari kerja

Umur alat : 10 tahun

Kurs mata uang : 1$ = Rp 16.660,00 (Per 23 September 2025)

Didirikan : 2030

UMR Kota Bontang : Rp 4.626.855 (tahun 2030)

## 6.3 Komponen Biaya

1. Modal (*Capital Investment*)

*Capital Investment* merupakan total biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas pabrik beserta kelengkapannya agar pabrik dapat beroperasi secara komersial. Komponen utama *Capital Investment* meliputi:

a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas pabrik.

**Tabel 6.4** *Physical Plant Cost* (PPC)

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Purchased Equipment Cost* | Rp68.700.769.884,35 |
| 2. | *Delivered Equipment Cost* | Rp17.175.192.471,09 |
| 3. | Instalasi | Rp11.163.503.973,60 |
| 4. | Pemipaan | Rp37.833.299.543,14 |
| 5. | Instrumentasi | Rp17.164.388.388,43 |
| 6. | Insulasi | Rp2.624.526.110,02 |
| 7. | Listrik | Rp6.870.076.988,44 |
| 8. | Bangunan | Rp113.304.000.000,00 |
| 9. | *Land & Yard Improvement* | Rp4.672.320.000,00 |
| Total | | Rp279.508.077.359,06 |

**Tabel 6.5** *Direct Plant Cost* (DPC)

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Physical Plant Cost* | Rp279.508.077.359,06 |
| 2. | *Engineering and Construction* | Rp55.901.615.471,81 |

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| Total | | Rp335.409.692.830,87 |

**Tabel 6.6** *Fixed Capital Investment* (FCI)

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Direct Plant Cost* | Rp335.409.692.830,87 |
| 2. | *Contractor's fee* | Rp13.416.387.713,23 |
| 3. | *Contingency* | Rp50.311.453.924,63 |
| Total | | Rp399.137.534.468,74 |

b. *Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk mendukung kegiatan operasional pabrik untuk menjalankan operasi dalam jangka waktu tertentu. Sumber modal tersebut dapat berasal dari pinjaman bank, dana pribadi, maupun investor. Tujuan utama dari investasi ini adalah memperoleh keuntungan dari modal yang telah ditanamkan. Suatu investasi yang baik memiliki beberapa karakteristik, antara lain mampu memberikan keuntungan optimal, memiliki waktu pengembalian yang cepat, mematuhi ketentuan hukum yang berlaku, menggunakan teknologi yang memadai, serta menjamin aspek keamanan dan keandalan operasional.

**Tabel 6.7** *Working Capital Investment*

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Raw Material Inventory* | Rp7.063.709.357,73 |
| 2. | *In process Inventory* | Rp465.727.999,19 |
| 3. | *Product Inventory* | Rp55.887.359.903,02 |

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 4. | *Extended Credit* | Rp64.343.534.187,24 |
| 5. | *Available Cash* | Rp55.887.359.903,02 |
| Total | | Rp183.647.691.350,21 |

2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Biaya produksi (*Manufacturing Cost*) merupakan total biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi suatu produk. Komponen ini mencakup keseluruhan *Direct Cost*, *Indirect Cost*, dan *Fixed Cost* yang berhubungan langsung dengan proses pembuatan produk. Secara umum, elemen-elemen yang termasuk dalam *manufacturing cost* meliputi:

a. *Direct Manufacturing Cost*

*Direct Manufacturing Cost* atau biaya langsung merupakan biaya yang secara langsung terkait dengan proses pembuatan produk di dalam pabrik, yaitu pengeluaran yang berhubungan langsung dengan kegiatan produksi.

**Tabel 6.8** *Direct Manufacturing Cost*

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Raw Material* | Rp339.058.049.171,03 |
| 2. | *Labor* | Rp11.696.400.000,00 |
| 3. | *Supervision* | Rp2.924.100.000,00 |
| 4. | *Maintenance* | Rp39.913.753.446,87 |
| 5. | *Plant Supplies* | Rp5.987.063.017,03 |
| 6. | *Royalty and Patents* | Rp7.721.224.102,47 |

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 7. | *Utilities* | Rp81.300.548.137,37 |
| Total | | Rp488.601.137.874,78 |

b. *Indirect Manufacturing Cost*

*Indirect Manufacturing Cost* atau biaya tidak langsung merupakan biaya-biaya yang tidak terkait langsung pada unit produksi dalam pabrik.

**Tabel 6.9** *Indirect Manufacturing Cost*

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Payroll Overhead* | Rp1.754.460.000,00 |
| 2. | *Laboratory* | Rp1.169.640.000,00 |
| 3. | *Plant Overhead* | Rp5.848.200.000,00 |
| 4. | *Packaging and Shipping* | Rp38.606.120.512,34 |
| Total | | Rp47.378.420.512,34 |

c. *Fixed Manufacturing Cost*

*Fixed Manufacturing Cost* atau biaya tetap merupakan biaya yang dikeluarkan oleh pabrik, baik dalam kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran ini konstan tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

**Tabel 6.10** *Fixed Manufacturing Cost*

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Depreciation* | Rp39.913.753.446,87 |
| 2. | *Property Taxes* | Rp3.991.375.344,69 |
| 3. | *Insurance* | Rp3.991.375.344,69 |
| Total | | Rp47.896.504.136,25 |

**Tabel 6.11** *Total Manufacturing Cost*

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Direct Manufacturing Cost* | Rp488.601.137.874,78 |
| 2. | *Indirect Manufacturing Cost* | Rp47.378.420.512,34 |
| 3. | *Fixed Manufacturing Cost* | Rp47.896.504.136,25 |
| Total | | Rp583.876.062.523,37 |

3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

*General Expenses* atau biaya umum adalah pengeluaran yang berhubungan dengan aktivitas operasional perusahaan secara keseluruhan, namun tidak termasuk dalam kategori *manufacturing cost*. Biaya ini diperlukan untuk menunjang kelancaran kegiatan perusahaan di luar proses manufaktur.

**Tabel 6.12** *General Expenses*

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | Biaya Administrasi | Rp18.442.828.768,00 |
| 2. | *Sales* | Rp30.738.047.946,66 |
| 3. | *Research* | Rp21.516.633.562,66 |
| 4. | *Finance* | Rp11.655.704.516,38 |

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| Total | | Rp82.353.214.793,70 |

**Tabel 6.13** Total *Production Cost*

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Manufacturing Cost* | Rp583.876.062.523,37 |
| 2. | *General Expenses* | Rp82.353.214.793,70 |
| Total | | Rp666.229.277.317,07 |

## 6.4 Analisis Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 772.122.410.247

Total *production cost* : Rp 666.229.277.317

Keuntungan : Total penjualan – Total *production cost*

: Rp 105.893.132.930

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 5% dari keuntungan : Rp 5.294.656.646

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp 100.598.476.283

## 6.5 Analisis Risiko Pabrik

Analisis risiko pabrik bertujuan untuk menilai tingkat potensi bahaya dalam kegiatan operasional, guna menentukan apakah pabrik tergolong berisiko tinggi

(*high risk*) atau rendah (*low risk*). Penilaian ini mempertimbangkan kemungkinan terjadinya kejadian yang tidak diinginkan serta langkah mitigasi yang dapat diterapkan. Berdasarkan hasil analisis yang dilakukan, pabrik metanol dikategorikan sebagai pabrik dengan tingkat risiko rendah (*low risk*), dengan beberapa faktor yang mendasari kesimpulan tersebut:

**Tabel 6.14** Analisis Risiko

| No. | Parameter Risiko | Deskripsi | *Risk* | |
|---|---|---|---|---|
| | | | *Low* | *High* |
| 1. | Kondisi Operasi | Suhu maksimal peralatan : 220$^{o}$C | | v |
| | | Tekanan maksimal peralatan : 77 atm | | v |
| Bahan baku yang digunakan | | | | |
| 2. | Karbon Dioksida | Toksisitas: Pada konsentrasi tinggi menggantikan oksigen yang menyebabkan asfiksia dan sesak/narkosis | | v |
| | | *Explosion Limits*: Tidak mudah meledak /tidak mudah bereaksi secara eksplosif | v | |
| | | *Flammability*: *Non-flammable* | v | |
| | | Stabilitas: Stabil | v | |
| 3. | Hidrogen | Toksisitas: Tidak *toxic* secara kimia | v | |
| | | *Explosion Limits*: 4 - 77 vol% sangat berisiko ledakan jika bercampur udara | | v |
| | | *Flammability*: Sangat mudah terbakar | | v |
| | | Stabilitas: Stabil sebagai molekul namun reaktif secara kimia. Pada temperatur dan tekanan tinggi, bahaya mekanis dan potensi kebocoran meningkat | | v |
| Produk samping | | | | |
| 4. | Karbon Monoksida | Toksisitas: *Toxic* jika terhirup karena dapat mengikat hemoglobin lebih kuat dari oksigen | | v |

| No. | Parameter Risiko | Deskripsi | *Risk* | |
|---|---|---|---|---|
| | | | *Low* | *High* |
| | | *Explosion Limits*: 10,9 - 76 vol% sangat berpotensi ledakan jika bercampur udara | | v |
| | | *Flammability*: Sangat mudah terbakar | | v |
| | | Stabilitas : Stabil karena sulit terurai | v | |
| Produk yang dihasilkan | | | | |
| 5. | Metanol | Toksisitas: *Toxic* jika terhirup dan terkena kulit | | v |
| | | *Explosion Limits*: 6 - 36 vol% rentan meledak dalam kondisi tertentu | | v |
| | | *Flammability* : Sangat mudah terbakar | | v |
| | | Stabilitas: Stabil | v | |
| 6. | Air | Toksisitas: *Negligible* sehingga tidak *toxic* | v | |
| | | *Explosion Limits*: Tidak meledak | v | |
| | | *Flammability*: *Non-flammable* | v | |
| | | Stabilitas: Sangat stabil secara kimia | v | |

Berdasarkan hasil penilaian:

- Jumlah poin *low risk*: 10
- Jumlah poin *high risk*: 12

Berdasarkan skor yang diperoleh, pabrik ini termasuk dalam kategori **risiko tinggi (*high risk*).** Hal ini menunjukkan bahwa kegiatan operasional pabrik memiliki potensi bahaya yang signifikan, baik dari sisi teknis maupun keselamatan, sehingga diperlukan penerapan sistem pengendalian serta prosedur keselamatan yang ketat untuk menjaga kelancaran dan keamanan proses. Sistem pengendalian seperti detektor gas khusus, peralatan tahan-ledak, system ventilasi dan

pembuangan gas, *containment* sekunder, dan alat pelindung diri yang memadai diperlukan untuk memitigasi risiko dan menjamin operasi pabrik berlangsung aman dan berkelanjutan.

Selaras dengan hasil tersebut, pendekatan juga digunakan dalam analisis kelayakan ekonominya. Hal ini penting karena besarnya risiko teknis dan operasional pada suatu pabrik akan memengaruhi batas minimal yang diharapkan dari parameter finansialnya agar investasi yang dilakukan tetap layak secara ekonomi.

## 6.6 Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan bertujuan untuk menilai besarnya laba yang diperoleh guna menentukan potensi keuntungan maksimum serta menilai apakah pabrik layak atau tidak secara ekonomi. Beberapa metode digunakan untuk menilai kelayakan tersebut, antara lain:

a. *Return on Investment* (ROI)

*Return on Investment* (ROI) 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.

$$\%\text{ROI} = \frac{Profit}{Fixed\ Capital\ Investment} \times 100\% \qquad (6.1)$$

ROI Sebelum Pajak : 26,53%

ROI Setelah Pajak : 25,20%

b. *Pay Out Time* (POT)

*Pay Out Time* merupakan jangka waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal investasi melalui keuntungan yang dihasilkan. Perhitungan ini bertujuan untuk mengetahui berapa lama waktu yang diperlukan hingga investasi dapat kembali sepenuhnya. Untuk pabrik dengan tingkat risiko rendah, batas maksimum POT yang dapat diterima maksimal 5 tahun. Sedangkan pada pabrik dengan tingkat risiko tinggi, nilai POT yang disarankan tidak melebihi 2 tahun.

$$\text{POT} = \frac{Fixed\ Capital\ Investment\ (FCI)}{\text{Keuntungan+Depresiasi}} \qquad (6.2)$$

POT Sebelum Pajak : 2,74 tahun

POT Setelah Pajak : 2,84 tahun

c. *Break Even Point* (BEP)

*Break Even Point* (BEP) merupakan titik impas di mana total pendapatan sama dengan total biaya, sehingga perusahaan tidak mengalami laba maupun rugi. BEP digunakan untuk menentukan batas minimum produksi atau penjualan agar investasi tidak merugi serta untuk memperkirakan harga jual minimum dan jumlah produk yang harus dijual hingga perusahaan mulai memperoleh keuntungan. Secara umum, nilai BEP untuk pabrik kimia berkisar antara 40–60% dari kapasitas produksi maksimum.

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa+0,3Ra}}{\text{Sa−Va−0,7Ra}} \times 100\% \qquad (6.3)$$

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

**Tabel 6.15** *Annual Fixed Manufacturing Cost* (Fa)

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Depreciation* | Rp39.913.753.446,87 |
| 2. | *Property Taxes* | Rp3.991.375.344,69 |
| 3. | *Insurance* | Rp3.991.375.344,69 |
| Total | | Rp47.896.504.136,25 |

**Tabel 6.16** *Annual Regulated Expenses* (Ra)

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | Gaji Karyawan | Rp11.696.400.000,00 |
| 2. | *Payroll Overhead* | Rp1.754.460.000,00 |
| 3. | *Supervise* | Rp2.924.100.000,00 |
| 4. | *Plant Overhead* | Rp5.848.200.000,00 |
| 5. | *Laboratory* | Rp1.169.640.000,00 |
| 6. | *General Expenses* | Rp82.353.214.793,70 |
| 7. | *Maintenance* | Rp39.913.753.446,87 |
| 8. | *Plant Supplies* | Rp5.987.063.017,03 |
| Total | | Rp151.646.831.257,61 |

**Tabel 6.17** *Annual Variable Value* (Va)

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | Bahan Baku | Rp339.058.049.171,03 |
| 2. | *Packaging and Shipping* | Rp38.606.120.512,34 |
| 3. | Biaya Bahan Utilitas | Rp81.300.548.137,37 |
| 4. | *Royalties and Patents* | Rp7.721.224.102,47 |

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| Total | | Rp466.685.941.923,22 |

**Tabel 6.18** *Annual Sales Value* (Sa)

| No. | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1. | *Annual Sales Value* | Rp772.122.410.246,88 |
| Total | | Rp772.122.410.246,88 |

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar 46,86%

d. *Shut Down Point* (SDP)

*Shut Down Point* merupakan kondisi dimana aktivitas produksi harus dihentikan karena sudah tidak ekonomis untuk dilanjutkan. Hal ini dapat disebabkan oleh meningkatnya *variable cost* atau keputusan manajemen akibat rendahnya profitabilitas. Pada kondisi ini, biaya untuk melanjutkan operasi lebih besar dibandingkan menutup pabrik dan menanggung *fixed cost*.

Secara operasional, SDP merepresentasikan batas minimum kapasitas pabrik yang harus dipertahankan untuk menjaga kelayakan operasi. Apabila dalam periode satu tahun pabrik gagal mencapai tingkat kapasitas minimum ini, maka penghentian operasi merupakan keputusan yang paling rasional dari perspektif ekonomi untuk meminimalkan kerugian lebih lanjut.

$$\text{SDP} = \frac{0{,}3Ra}{Sa - Va - 0{,}7Ra} \times 100\% \quad (6.4)$$

Didapatkan SDP = 22,83%

e. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR)

*Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) merupakan estimasi besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun. Perhitungan ditentukan melalui investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun, melainkan secara bertahap selama masa operasi pabrik. Metode ini digunakan untuk menilai kelayakan ekonomi jangka panjang, khususnya pada proyek industri kimia. Proyek dianggap layak apabila nilai DCFRR melebihi batas minimum yang ditetapkan, yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga bank. Nilai ini didapat dari analisis arus kas tahunan yang telah didiskontokan untuk mengetahui pengembalian investasi sesungguhnya setelah memperhitungkan nilai waktu uang.

$$(\text{FC+WC})(1+i)^n = CF[(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \cdots + (1+i) + 1] + \text{SV+WCI} \quad (6.5)$$

Dimana:

FC = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Investment*

i = *Interest*/Nilai DCFRR

n = Umur pabrik

CF = *Cash Flow* Setelah Pajak

SV = *Salvage Value* (10% FCI)

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut:

FC = Rp 399.137.534.469

WC = Rp 183.647.691.350

SV = Rp 39.913.753.447

CF = Rp 152.167.934.247

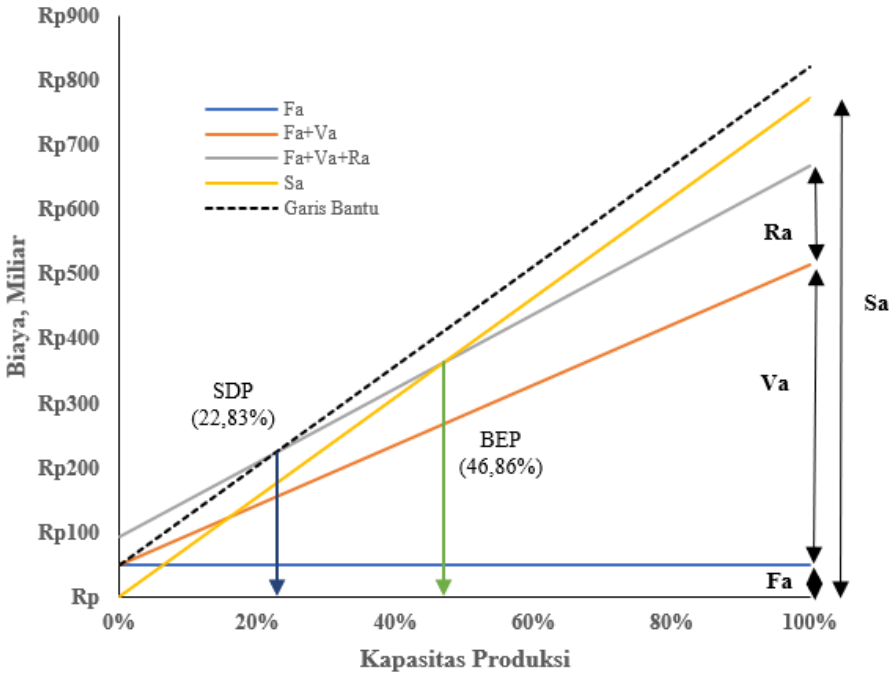
n = 10 tahun

Berdasarkan perhitungan yang dilakukan dengan metode *trial & error*, diperoleh nilai DCFRR sebagai berikut:

| | |
|---|---|
| DCFRR | = 26,04% |
| Bunga Bank Indonesia | = 5,25% |
| Bunga bank minimum (1,5 dari Bunga Bank Indonesia) | = 7,88% |

## 6.7 Hasil Analisis

Hubungan antara kapasitas produksi dan biaya operasional tahunan divisualisasikan dalam grafik yang menampilkan komponen biaya tetap (FA), biaya variabel (VA), total biaya (RA), pendapatan penjualan (SA), titik kritis *Break Even Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP). Visualisasi ini menunjukkan batas operasional pabrik yang masih layak dan aman secara finansial.




**Gambar 6.2** Grafik Evaluasi Ekonomi

Secara keseluruhan, hasil analisis menunjukkan bahwa pabrik ini layak dikembangkan dari sisi ekonomi. Hal ini juga ditinjau dari nilai ROI, POT, BEP, SDP, dan DCFRR yang memenuhi kriteria kelayakan industri kimia dengan kategori *low risk*.

**Tabel 6.29** Hasil Analisis Kelayakan Ekonomi

| Kriteria | Terhitung | Persyaratan | Keterangan |
|---|---|---|---|
| ROI | Sebelum pajak : 26,53% | ROI sebelum pajak<br>*High Risk* = >44%<br>*Low Risk* = minimum 11% | *Low Risk* |
| | Setelah pajak : 25,20% | | |
| POT | Sebelum pajak : 2,74 tahun | *High Risk* = POT sebelum pajak < 2 tahun<br>*Low Risk* = 5 tahun ≥ POT sebelum pajak ≥ 2 tahun | *Low Risk* |
| | Setelah pajak : 2,84 tahun | | |
| BEP | 46,86% | Kisaran 40-60% | Memenuhi |
| SDP | 22,83% | >20% | Memenuhi |
| DCFRR | 26,04% | >1,5 bunga bank = 7,88% | Memenuhi |

# BAB VII
# PENUTUP

## 7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan dan analisis, perancangan pabrik metanol dari proses hidrogenasi dengan kapasitas 57.000 ton/tahun diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

a. Pendirian pabrik metanol dari proses hidrogenasi dengan kapasitas 57.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Bontang, Kalimantan Timur dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku yang dekat dengan pabrik.

b. Pendirian pabrik bertujuan untuk memenuhi kebutuhan metanol dalam negeri sehingga dapat mengurangi angka impor dari luar negeri, serta menciptakan lapangan kerja baru.

c. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan. Pabrik ini layak didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:

    1. *Return on Investment* (ROI)

        a. ROI sebelum pajak : 26,53%

        b. ROI sesudah pajak : 25,20%

        Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum 11%. (Aries & Newton, 1955).

    2. *Pay Out Time* (POT)

a. POT sebelum pajak : 2,74 tahun

b. POT setelah pajak : 2,84 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

3. *Break Event Point* (BEP) : 46,86%

4. *Shut Down Point* (SDP) : 22,83%

5. *Nilai Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)* : 26,04%

d. Meninjau hasil analisis aspek kelayakan, dapat dinyatakan bahwa rencana pendirian pabrik metanol dari $CO_2$ dan $H_2$ dengan kapasitas 57.000 ton per tahun memiliki prospek yang positif dan dapat dikaji lebih lanjut dari sisi teknis, ekonomi, serta dampak lingkungannya**.**

## 7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pabrik untuk didirikan, konsep-konsep tersebut diantaranya :

a. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan

b. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

c. Pemenuhan bahan baku tergantung dari produksi pabrik yang diperoleh dari produk pabrik lain, maka dari itu perlu adanya kontrak pembelian bahan baku agar permintaan akan bahan baku dapat dipenuhi selama pabrik beroperasi.

d. Produk metanol dapat digunakan sebagai sarana untuk memenuhi permintaan yang terus meningkat di masa depan.

# DAFTAR PUSTAKA


Adnan, M. A., & Kibria, M. G. (2020). Comparative techno-economic and life cycle assessment of power-to-methanol synthesis pathways. *Applied Energy, 278.* https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2020.115614

*aries-newton.* (n.d.).

*Brownell.* (n.d.).

Carberry, J. J., Walker, W. H., White, A. H., Jackson, D. D., James, J. H., Lewis, W. K., & Curtis H C Parmelee, H. A. (n.d.). *McGraw-Hill Chemical Engineering Series Editorial Advisory Board Building the Literature of a Profession.*

*CHEMICAL ENGINEERING VOLUME 2 FIFTH EDITION Particle Technology and Separation Processes.* (n.d.).

*Chemical Process Equipment.* (n.d.).

Couper, J. R. . (2003). *Process engineering economics.* Marcel Dekker.

Din, I. U., Shaharun, M. S., Alotaibi, M. A., Alharthi, A. I., & Naeem, A. (2019). Recent developments on heterogeneous catalytic CO2 reduction to methanol. In *Journal of CO2 Utilization* (Vol. 34, pp. 20–33). Elsevier Ltd. https://doi.org/10.1016/j.jcou.2019.05.036

Ei-Zeftawy, A. M. (1995). Focus on the Chemical Value of Methanol. In *Eng. Sci. (Special Issue)* (Vol. 7).

Gamal, M., & Ashour, I. (n.d.). *Integrated Methanol Production from CO 2 Hydrogenation Detailed Simulation, Design and Environmental Analysis.* www.ijeais.org/ijaisr

*Geankoplis.* (n.d.).

Guil-López, R., Mota, N., Llorente, J., Millán, E., Pawelec, B., Fierro, J. L. G., & Navarro, R. M. (2019). Methanol Synthesis from CO2: A Review of the Latest Developments in Heterogeneous Catalysis. *Materials, 12*(23), 3902. https://doi.org/10.3390/ma12233902

*HANDBOOK OF CHEMICAL ENGINEERING CALCULATIONS.* (n.d.).

Kern, D. Q. (n.d.). *PROCESS HEAT TRANSFER.*

Le, R. (n.d.). *E-1-FOR CHEMlCAl AND PETROCHEMlCRl PLANTS.*

Ledakowicz, S., Nowicki, L., Petera, J., Nizioł, J., Kowalik, P., & Gołębiowski, A. (2013). Kinetic characterisation of catalysts for methanol synthesis. *Chemical and Process Engineering - Inzynieria Chemiczna i Procesowa,* 34(4), 497–506. https://doi.org/10.2478/cpe-2013-0040

Liu, Z.-K., Agren, J., & Hillert, M. (1996). EQIINJBHIA Application of the Le Chatelier principle on gas reactions. In *Fluid Phase Equilibria* (Vol. 121).

*methanol kirk othmer.* (n.d.).

*methanol sunggyu lee 1990.* (n.d.).

Prastianto, A. F., Febriyadi, M. A. A., Ni'mah, H., & Mahfud, M. (2023). Potensi Batu Bara sebagai Bahan Baku untuk Pabrik Metanol. *Journal of*

*Fundamentals and Applications of Chemical Engineering (JFAChE)*, *4*(1), 18. https://doi.org/10.12962/j2964710x.v4i1.19818

Putri, F. P., Ernia, D., & Dewi, N. (n.d.). *SELEKSI PROSES DAN PENENTUAN KAPASITAS PABRIK PADA PRA-RANCANGAN PABRIK BUBUK KALDU JAMUR TIRAM. 2022*(3), 502–508. http://distilat.polinema.ac.id

Rafiee, A. (2020). Modelling and optimization of methanol synthesis from hydrogen and CO2. *Journal of Environmental Chemical Engineering, 8*(5). https://doi.org/10.1016/j.jece.2020.104314

Reubroycharoen, P., Yamagami, T., Vitidsant, T., Yoneyama, Y., Ito, M., & Tsubaki, N. (2003). Continuous low-temperature methanol synthesis from syngas using alcohol promoters. *Energy and Fuels, 17*(4), 817–821. https://doi.org/10.1021/ef020240v

Smith, J. M. ., Van Ness, H. C. ., Abbott, M. M. ., & Swihart, M. T. . (2018). *Introduction to chemical engineering thermodynamics.* McGraw-Hill Education.

Towler, G. P. ., & Sinnott, R. K. . (2022). *Chemical engineering design : principles, practice and economics of plant and process design.* Butterworth Heinemann is an imprint of Elsevier.

*Unit Operations (George Granger Brown) (Z-Library).* (n.d.).

# LAMPIRAN A

# PERANCANGAN REAKTOR

# SPESIFIKASI REAKTOR

Kode : R–01

Tugas : Mereaksikan umpan Reaktor-01 berupa $CO_2$ sebanyak 134579,73 kg/jam dan $H_2$ sebanyak 18581,60 kg/jam sehingga menghasilkan produk berupa metanol sebanyak 18164,37 kg/jam.

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitubular* dilengkapi dengan pendingin

Fase : Gas

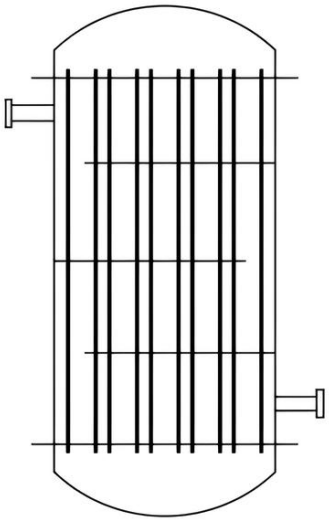
Bahan : *Stainless Steel* SA-167 *Grade* 3 *Type* 304

Kondisi Operasi : T = 220°C

P = 69 bar

Sifat Reaksi Eksotermis (Adiabatis, Isotermal)

Gambar Reaktor :



Tujuan : 1. Menentukan jenis reaktor

2. Menentukan material reaktor

3. Menghitung berat katalis

4. Menghitung pressure drop

5. Merancang dimensi reaktor

**1. Menentukan Jenis Reaktor**

Dipilih reaktor jenis fixed bed multitube dengan pertimbangan :

a. Zat pereaksi berada dalam fase gas dan menggunakan katalis padat.

b. Reaksi bersifat sangat eksotermis sehingga dibutuhkan luas perpindahan panas yang besar agar proses pendinginan dapat berlangsung secara optimal.

c. Konstruksi reaktor tipe fixed bed multitube relatif lebih sederhana dibandingkan reaktor fluidized bed, sehingga biaya pembuatan, pengoperasian, dan perawatannya lebih rendah.

d. Reaktor ini tidak memerlukan proses pemisahan katalis dari produk gas hasil reaksi.

e. Umur katalis tergolong panjang, berkisar antara 12–15 bulan.

f. Pengendalian suhu dapat dilakukan dengan lebih mudah melalui konfigurasi shell and tube, yang membantu menjaga kestabilan suhu reaktor.

g. Penggunaan multitube juga dapat mencegah terjadinya hotspot akibat kenaikan suhu reaktor sepanjang tabung, seperti yang bisa terjadi pada sistem single tube.

**2. Menentukan Material Reaktor**

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304, dengan pertimbangan sebagai berikut :

a. Memiliki nilai *allowable stress* yang cukup tinggi, sehingga mampu menahan beban kerja pada kondisi operasi reaktor.

b. Mampu bertahan terhadap tekanan tinggi dan kondisi operasi yang berat.

c. Harganya relatif ekonomis dibandingkan material tahan korosi lainnya.

d. Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi, sehingga cocok digunakan dalam lingkungan reaksi kimia yang agresif.

**3. Reaksi Sintesis Metanol**

Reaksi sintesis metanol dari hidrogenasi $CO_2$ dapat dituliskan sebagai berikut :

$CO + 2H_2 \leftrightarrow CH_3OH$ $\quad \Delta H_{298} = -91$ kJ/mol (1)

$CO_2 + H_2 \leftrightarrow CO + H_2O$ $\quad \Delta H_{298} = +4{,}2$ kJ/mol (2)

$CO_2 + 3H_2 \leftrightarrow CH_3OH + H_2O$ $\quad \Delta H_{298} = -49{,}5$ kJ/mol (3)

**4. Kinetika Reaksi dan Kesetimbangan**

Pada reaksi sintesis metanol dilakukan pada fase gas dengan bantuan katalis padat yaitu $CuO/ZnO/Al_2O_3$. Katalis padat melibatkan tiga tahap, yaitu tahap adsorpsi reaktan ke permukaan katalis, tahap reaksi permukaan, dan tahap desorpsi produk dari permukaan reaktan. Model kinetika reaksi mengikuti model dari Graaf (1988), yang menunjukkan model kinetika reaksi sintesis metanol sebagai berikut,

Reaksi :

$$CO + 2H_2 \leftrightarrow CH_3OH \qquad (1)$$

$$CO_2 + H_2 \leftrightarrow CO + H_2O \qquad (2)$$

$$CO_2 + 3H_2 \leftrightarrow CH_3OH + H_2O \qquad (3)$$

Kinetika :

$$r'_{CH_3OH,1} = \frac{k_A K_{CO}\left( f_{CO} f_{H_2}^{\frac{3}{2}} - \frac{1}{K_{C1}} \frac{f_{CH_3OH}}{f_{H_2}^{\frac{1}{2}}} \right)}{\left( f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)} \qquad (4)$$

$$r'_{CH_3OH,2} = \frac{k_B K_{CO_2}\left( f_{CO_2} f_{H_2} - \frac{1}{K_{C2}} f_{H_2O} f_{CO} \right)}{\left( f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)} \qquad (5)$$

$$r'_{CH_3OH,3} = \frac{k_C K_{CO_2}\left( f_{CO_2} f_{H_2}^{\frac{3}{2}} - \frac{1}{K_{C3}} \frac{f_{CH_3OH} f_{H_2O}}{f_{H_2}^{\frac{3}{2}}} \right)}{\left( f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{\frac{1}{2}} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{\frac{1}{2}}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)} \qquad (6)$$

Data konstanta kinetika dan kesetimbangan sebagai berikut :

| Parameter | A | Satuan | $E_a$ | Satuan |
|---|---|---|---|---|
| $k_A$ | 0,489 | kmol/(s kg Pa) | -113000 | J/mol |
| $k_B$ | 3.048.426 | kmol/(s kg $Pa^{0.5}$) | -152900 | J/mol |
| $k_C$ | 0,00109 | kmol/(s kg Pa) | -87500 | J/mol |
| $K_{CO}$ | $2,16 \times 10^{-10}$ | $Pa^{-1}$ | 46,800 | J/mol |
| $K_{CO_2}$ | $7,05 \times 10^{-12}$ | $Pa^{-1}$ | 61,700 | J/mol |

| Parameter | A | Satuan | $E_a$ | Satuan |
|---|---|---|---|---|
| $K_{\frac{H_2O}{H_2}}$ | $2{,}01437 \times 10^{-11}$ | $Pa^{-0.5}$ | 84,000 | J/mol |
| $K_{C1}$ | $2{,}39 \times 10^{-23}$ | $Pa^{-2}$ | 11,833 | 1/K |
| $K_{C2}$ | $1{,}07 \times 10^{2}$ | *Unitless* | -4773 | *Unitless* |
| $K_{C3}$ | $2{,}56 \times 10^{-21}$ | $Pa^{-2}$ | 7060 | 1/K |

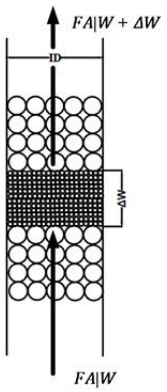
**5. Persamaan-Persamaan Matematis Reaktor**

Neraca Massa pada Reaktor

| Komponen | Mr | Input | | Output | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | (kg/jam) | (kmol/jam) | (kg/jam) | (kmol/jam) |
| CO | 28 | 612,555 | 21,869 | 698,069 | 24,922 |
| $H_2$ | 2 | 18.581,597 | 9.217,610 | 15.455,639 | 7.666,944 |
| $H_2O$ | 18 | 66.961,732 | 3.716,941 | 76.310,296 | 4.235,865 |
| $CO_2$ | 44 | 134.579,726 | 3.057,949 | 111.741,978 | 2.539,025 |
| $CH_3OH$ | 32 | 1.634,746 | 51,019 | 18.164,375 | 566,890 |
| Total | | 222.370,357 | 16.065,388 | 222.370,357 | 15.033,646 |

**a. Persamaan neraca massa pada elemen volume**

Tinjauan neraca massa dilakukan pada satu tube dalam reaktor multitube, dengan asumsi bahwa setiap tube memiliki distribusi aliran dan karakteristik reaksi yang identik. Persamaan neraca massa untuk satu tube reaktor dirumuskan sebagai berikut:




Neraca Massa pada Elemen Volume :

(*rate of mass input*) - (*rate of mass output*) – (*rate of mass reaction*) = (*rate of mass accumulation*)

$$F_{A\,|\,W} - F_{A\,|\,W+\,\Delta w} - (-r_A)_{\Delta w} = 0$$

$$\lim_{\Delta w \to 0} \frac{F_{A\,|\,W} + \Delta w - F_{A\,|\,W}}{\Delta w} = r_A$$

$$\frac{dFA}{dW} = r_A$$

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

$$dF_A = -F_{A0}\,.\,dX_A$$

Sehingga :

$$-F_{A0}\frac{dXA}{dW} = r_A$$

$$\frac{dXA}{dW} = \frac{-rA}{FA0} \qquad (7)$$

- Menghitung Berat Katalis

  Persamaan neraca massa reaktor disusun berdasarkan variabel berat katalis (dXA/dW). Karena model kinetika Graaf telah diimplementasikan di Aspen Plus, maka nilai laju reaksi $r_A$ pada setiap posisi reaktor dihitung otomatis oleh Aspen. Oleh karena itu, perhitungan profil reaktor dan berat katalis tidak dilakukan secara manual melalui integrasi numerik, melainkan dari hasil tabel

'Profiles Reaction Kinetics' dari modul RPlug. Tabel berikut menunjukkan distribusi laju reaksi, volume reaksi per meter, dan massa katalis per meter sepanjang reaktor.

| Panjang | Laju reaksi | Faktor kinetika | Driving force | Adsorpsi | Volume reaksi per meter | Massa katalis per meter |
|---|---|---|---|---|---|---|
| m | kmol/kg-s | | | | $m^2$ | kg/m |
| 0 | 4,93E-07 | 5,25E-13 | 2076754909 | 2211,9336 | 1,3719 | 1440,5048 |
| 0,4 | 2,17E-07 | 5,25E-13 | 897214639,1 | 2176,1739 | 1,3719 | 1440,5048 |
| 0,8 | 1,34E-08 | 5,25E-13 | 54892917,77 | 2148,7177 | 1,3719 | 1440,5048 |
| 1,2 | -1,25E-07 | 5,25E-13 | -506124594,1 | 2128,5909 | 1,3719 | 1440,5048 |
| 1,6 | -2,12E-07 | 5,25E-13 | -853242808,6 | 2114,2511 | 1,3719 | 1440,5048 |
| 2 | -2,63E-07 | 5,25E-13 | -1052090934 | 2104,0404 | 1,3719 | 1440,5048 |
| 2,4 | -2,89E-07 | 5,25E-13 | -1152939189 | 2096,6308 | 1,3719 | 1440,5048 |
| 2,8 | -2,99E-07 | 5,25E-13 | -1191640632 | 2091,0508 | 1,3719 | 1440,5048 |
| 3,2 | -3,00E-07 | 5,25E-13 | -1192008089 | 2086,6448 | 1,3719 | 1440,5048 |
| 3,6 | -2,95E-07 | 5,25E-13 | -1169572467 | 2082,9800 | 1,3719 | 1440,5048 |
| 4 | -2,86E-07 | 5,25E-13 | -1134177838 | 2079,7787 | 1,3719 | 1440,5048 |

Berdasarkan hasil diatas, didapatkan berat total katalis yang digunakan adalah 5762 kg.

- Menghitung Volume Katalis

  Volume total katalis dihitung menggunakan rumus berikut:

  $$V = \frac{w}{\rho katalis} \quad (8)$$

  Maka, volume total katalis adalah

  V = 4,4323 $m^3$

**b. Pressure Drop**

Pressure Drop pada reaktor dicari menggunakan persamaan Ergun (Fogler, 1999).

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{Gt}{\rho g.g.Dp}.\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}.\left[\frac{150.(1-\varepsilon).\mu}{Dp} + 1.75.Gt\right] \quad (9)$$

Dengan:

P : Tekanan (Pa)

Z : Panjang total bed (m)

Gt : Kecepatan superficial gas dalam tube = ρ.v (kg/m$^2$.s)

ρg : Densitas gas (kg/m$^3$)

Dp: Diameter partikel katalis (m)

μ : Viskositas gas (kg/m.s)

ε : Fraksi mol rongga

Dengan menggunakan persamaan diatas serta memasukkan data fisis komponen dan karakteristik katalis yang telah dihitung, diperoleh nilai pressure drop reaktor sebesar 1,2827 × 10$^{-8}$ atm.

**6. Langkah Perancangan**

**a. Perhitungan Data Fisis**

**1. Perhitungan Panas Reaksi**

Panas reaksi dihitung dengan,

$$(-\Delta H_R{}^0) = \left(\sum \Delta H_{f^o}\right)_{produk} - \left(\sum \Delta H_{f^o}\right)_{reaktan} \quad (10)$$

$$(-\Delta H_R) = (-\Delta H_R^0) + \int_{Tref}^{T}\left(\sum v_i C_{pi}\right).dT \quad (11)$$

Berikut data panas pembentukan pada fasa gas untuk beberapa komponen (Yaws, 1999).

| Komponen | BM (kg/kmol) | A | B | C | D | E | ΔH (kJ/kmol) | ΔHf 298 K (kJ/kmol) | N∫Cp.dT (input) | N∫Cp.dT (output) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $CO_2$ | 44 | 27,437 | 0,042315 | -1,9555E-05 | 3,9968E-09 | -2,9872E-13 | 8.055,49 | -393500 | 24633277.78 | 20453089.43 |
| $H_2$ | 2 | 25,399 | 0,020178 | -3,8549E-05 | 3,1880E-08 | -8,7585E-12 | 5.670,48 | 0 | 52268282.83 | 43475257.57 |
| $CH_3OH$ | 32 | 40,046 | -0,038287 | 2,4529E-04 | -2,1679E-07 | 5,9909E-11 | 10.038,15 | -201170 | 512132.25 | 5690523.50 |
| $H_2O$ | 18 | 33,933 | -0,0084186 | 2,9906E-05 | -1,7825E-08 | 3,6934E-12 | 6.690,24 | -241800 | 24867235.91 | 28338964.31 |
| CO | 28 | 29,556 | -6,58E-03 | 2,0130E-05 | -1,2227E-08 | 2,2617E-12 | 5.738,11 | -110500 | 125485.82 | 143003.85 |
| Total | | | | | | | 36.192,47 | -946970 | 102406414.6 | 98100838.66 |

Perhitungan panas reaksi,

$CO_2 + 3H_2 \leftrightarrow CH_3OH + H_2O$

$\Delta H_{298K} = [\Delta Hf^o (CH_3OH) + \Delta Hf^o (H_2O)] - [\Delta Hf^o (CO_2) + 3.\Delta Hf^o (H_2)]$

$\Delta H_{298K} = -49470$ kJ/kmol

$\Delta H_{rxn} = \Delta H_{298K} + \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan}$

$\Delta H_{CH_3OH} = -41131$ kJ/kmol

Secara keseluruhan reaksi sintesis metanol cenderung bersifat eksotermis.

**2. BM rata-rata Gas ($BM_G$)**

$$BM_G = \sum_{i=1}^{N} Yi.BMi \quad (12)$$

Dimana :

Yi = fraksi mol komponen i

BMi = BM komponen i

Didapatkan berat molekul rata-rata gas = 13,8416 kg/kmol

**3. Z umpan masuk reaktor**

Untuk menentukan Z menggunakan keefisien virial dengan menggunakan persamaan yang tertera

$$B^0 = \frac{BPc}{RTc} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^0 \frac{Pr}{Tr}$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BPc}{RTc}\right)\left(\frac{Pr}{Tr}\right) \quad (13)$$

$$B^0 = 0{,}083 - \frac{0{,}172}{Tr^{4{,}2}} \quad (14)$$

$$B^1 = 0{,}139 - \frac{0{,}172}{Tr^{4{,}2}} \quad (15)$$

$$\frac{BPc}{RTc} = B^0 + \omega B^1 \quad (16)$$

| Komponen | BM | Yi | Tci (K) | Pci (atm) | B0 | B1 | ω | BPc/RTc | Z | Yi.Z |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $CO_2$ | 44 | 0,1903 | 304,21 | 72,8645 | 0,0830 | 0,1390 | 0,2236 | 0,1140 | 1,0273 | 0,1955 |
| $H_2$ | 2 | 0,5738 | 33,19 | 12,9583 | 0,0814 | 0,1390 | -0,2160 | 0,0514 | 1,0201 | 0,5853 |
| $CH_3OH$ | 32 | 0,0032 | 512,5 | 79,7829 | 0,0830 | 0,1390 | 0,5658 | 0,1616 | 1,0252 | 0,0033 |
| $H_2O$ | 18 | 0,2314 | 647,096 | 217,7547 | 0,0830 | 0,1390 | 0,3449 | 0,1309 | 1,0441 | 0,2416 |
| CO | 28 | 0,0014 | 132,92 | 34.5324 | 0,0828 | 0,1390 | 0,0482 | 0,0895 | 1,0233 | 0,0014 |
| total | | 1,000 | 1629,916 | 417,8929 | 0,4132 | 0,6950 | 0,9665 | 0,5475 | 5,1399 | 1,0270 |

Diperoleh Z umpan masuk reaktor = 1,0270

**4. Volume gas masuk reaktor**

$$Vg = \frac{Z.n.R.T}{P} \quad (17)$$

Dimana :

n : Mol umpan, mol/dtk = 3409,8777 mol/s

R : Konstanta gas, $cm^3$.atm/gmol.K = 82,05 $cm^3$.atm/gmol.K

T : Temperatur, K = 493,15 K

P = Tekanan, atm = 68,097 atm

Didapatkan laju alir volumetrik (Vg) = 2,0809 $m^3/s$

**5. Densitas gas campuran**

$$\rho_G = \frac{P.BM_G}{R.T.Z} \quad (18)$$

Didapatkan densitas gas campuran ($\rho_G$) = 24,4995 $kg/m^3$

**6. Viskositas Umpan ($\mu$)**

Viskositas fase gas dihitung dengan persamaan empiris.

$\mu$gas = A + B. T + C. $T^2$ , micropoise (19)

Berikut data konstanta untuk perhitungan viskositas :

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| $CO_2$ | 11,336 | 0,49918 | -1,0876E-04 |
| $H_2$ | 27,758 | 2,12E-01 | -3,2800E-05 |
| $CH_3OH$ | -14,236 | 0,38935 | -6,2762E-05 |
| $H_2O$ | -36,826 | 4,29E-01 | -1,6200E-05 |
| CO | 23,811 | 0,53944 | -1,5411E-04 |

Sehingga diperoleh $\mu$ gas = 0,00001435 lb/ft.s

**7. Konduktivitas Umpan (k)**

Menentukan konduktivitas campuran gas digunakan persamaan :

$kgas = A + B + C.T^2$ (20)

Berikut data konstanta untuk perhitungan konduktivitas :

| Komponen | A | B | C | yi | kgas | yi.kgas |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $CO_2$ | -0,01183 | 1,0174E-04 | -2,2242E-08 | 0,1903 | 3,2934E-02 | 6,2688E-03 |
| $H_2$ | 0,03951 | 4,5918E-04 | -6,4933E-08 | 0,5738 | 2,5016E-01 | 1,4353E-01 |
| $CH_3OH$ | 0,00234 | 5,4340E-06 | 1,3154E-07 | 0,0032 | 3,7010E-02 | 1,1753E-04 |
| $H_2O$ | 0,00053 | 4,7093E-05 | 4,9551E-08 | 0,2314 | 3,5805E-02 | 8,2839E-03 |
| CO | 0,00158 | 8,2511E-05 | -1,9081E-08 | 0,0014 | 3,7630E-02 | 5,1223E-05 |
| Total | | | | 1,0000 | 3,9354E-01 | 1,5825E-01 |

Sehingga diperoleh k campuran = 0,12152 W/m.K

**8. Kapasitas Panas**

Kapasitas panas fase gas dihitung dengan persamaan empiris dari Yaws, 1999 :

$Cpg = A + B.T + C.T^2 + D.T^3 + E.T^4$ (21)

Berikut data konstanta untuk perhitungan kapasitas panas :

| Komponen | BM | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $CO_2$ | 44 | 27,437 | 0,042315 | -1,9555E-05 | 3,9968E-09 | -2.9872E-13 |
| $H_2$ | 2 | 25,399 | 0,020178 | -3,8549E-05 | 3,1880E-08 | -8.7585E-12 |
| $CH_3OH$ | 32 | 40,046 | -0,038287 | 2,4529E-04 | -2,1679E-07 | 5.9909E-11 |
| $H_2O$ | 18 | 33,933 | -0,0084186 | 2,9906E-05 | -1,7825E-08 | 3.6934E-12 |
| CO | 28 | 29,556 | -6,58E-03 | 2,0130E-05 | -1,2227E-08 | 2.2617E-12 |

Kapasitas panas campuran dihitung dengan persamaan :

$$Cpmix = \Sigma\ xi.Cpi \qquad (22)$$

Dimana xi adalah fraksi mol komponen i dan Cpi adalah kapasitas panas tiap mol komponen i.

Diperoleh Cp gas campuran = 2,5635 kJ/kg.K

**b. Menentukan spesifikasi *Shell and Tube***

- Pemilihan tempat katalisator (*tube*)
- Katalisator

  Katalis yang digunakan adalah $Cu/ZnO/Al_2O_3$ dikarenakan telah terbukti kemampuannya di skala industri (komersial) dan memiliki selektivitas yang cukup tinggi. Dimensi katalis yang digunakan :

  Diameter : 5,5 mm

  Panjang : 3,5 mm

  Densitas *bulk* : 1300 kg/$m^3$

  Densitas *true* : 2150 kg/$m^3$

  Bila dinyatakan dalam diameter bola secara ekuivalen yang mempunyai volume yang sama dengan silinder (partikel), maka :

$$Vs = \frac{\pi}{4}D^2.L \qquad (23)$$

$$= 0{,}0831\ cm^3$$

Pemilihan diameter reaktor dilakukan dengan mempertimbangkan efisiensi perpindahan panas. Colburns (dalam Smith, 1981) telah meneliti bagaimana rasio antara diameter partikel (Dp) dan diameter pipa (Dt) memengaruhi perbandingan koefisien perpindahan panas antara pipa berisi katalis dan pipa kosong, yang dinyatakan dengan rasio hw/h.

| Dp/Dt | 0,05 | 0,10 | 0,15 | 0,20 | 0,25 | 0,30 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| hw/h | 5,50 | 7,00 | 7,80 | 7,50 | 7,00 | 6,60 |

Dipilih Dp/Dt = 0,15 dikarenakan memberi nilai hw/h yang paling besar (transfer panas yang baik)

Dimana :

Dp : Diameter katalis, cm

DT : Diameter tube, in

hw : Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

hi : Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi kosong, cal/j.cm$^2$.K

Sehingga :

Dp/DT = 0,15

Dp = 0,55 cm

Dt $= \left(\frac{0,55\ cm}{0,15}\right)$= 3,67 cm = 1,44 in

**1. Jenis dan ukuran tube**

Dari hasil perhitungan, diambil ukuran pipa standar (Kern Q. D, 1950)

Ukuran pipa IPS = 1,5 in

OD = 1,9 in

ID = 1,61 in

*Flow area* perpipa = 2,04 in$^2$

*Schedule* number = 40

Pipa tersusun secara *Triangular Pitch*

**2. Menghitung mass velocity umpan (Gt)**

Asumsi Re = 3100

$$Gt = \frac{Re.\mu}{D_t} \quad (24)$$

$$= 5.829{,}6098 \text{ kg/m}^2\text{.jam}$$

**3. Jumlah tube (Nt)**

G (jumlah massa umpan gas) = 153.161,32 kg/jam

Luas penampang total :

$$At = \frac{G}{G_t} \quad (25)$$

$$= 26{,}2730 \text{ m}^2$$

Luas penampang pipa :

$$A_0 = \frac{\pi}{4} IDt^2 .\varepsilon \quad (26)$$

$$= 0{,}000656 \text{ m}^2$$

Jumlah pipa maksimal :

$$Nt_{max} = \frac{A_t}{A_0} \quad (27)$$

$$= 40027 \text{ buah}$$

Kecepatan volumetrik :

$$Q_v = \frac{G}{\rho_g} \quad (28)$$

$$= 6.251{,}6144 \text{ m}^3\text{/jam}$$

$$V_{max} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g.Dp}{3.\rho_g.f_D}} \quad (29)$$

$$= 3{,}0584 \text{ m/s}$$

$$A_t = \frac{Q_v}{V_m} \quad (30)$$

$$= 0{,}5678 \text{ m}^2$$

Jumlah pipa minimum :

$$Nt_{min} = \frac{A_t}{A_0} \quad (31)$$

= 865 buah

Diambil jumlah tube sebanyak 1500 tube

**4. Lay Out pipa dalam reactor**

Susunan tube = Triangular

Pitch tube (Pt) = 1,25 ODt (32)

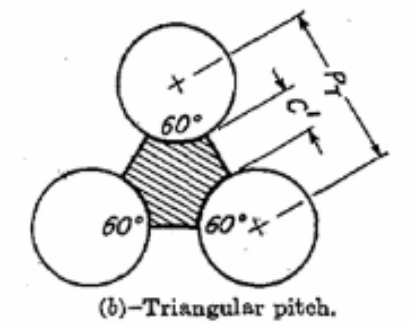
= 2,375 in

= 6,0325 cm

Clearance (C') = Pt - ODt (33)

= 0,475 in

= 1,2065 cm



(b)—Triangular pitch.

Luas penampang shell = luas pipa total

$\frac{\pi}{4}$ IDs$^2$ = 2 x Nt x luas segitiga sama sisi (34)

= 2 x Nt x (0,5.Pt$^2$.sin 60)

= 0,866 x Pt$^2$ x Nt

**5. Diameter Equivalen (De)**

Diameter equivalen dapat diartikan sebagai diameter dari area dalam shell, bila dipandang sebagai pipa (Kern, 1965).

$$D_{es} = \frac{4\left(0{,}5.Pt^{2}.0{,}866 - 0{,}5.\pi.\frac{OD^2}{4}\right)}{0{,}5.\pi.OD} \quad (35)$$

= 1,3751 in

**6. Diameter dalam *shell* (IDs)**

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa

$$IDs = \sqrt{\frac{2.Nt.0,5.sin60.PT^2}{\pi/4}} \quad (36)$$

= 62,6914 in

= 1,5924 m

**7. Baffle space (B)**

*Baffle space (B)* = 0,25 x IDs (37)

= 15,6728 in

= 0,3981 m

**8. Flow area shell**

$$a_s = \frac{IDs.C'.B}{Pt} \quad (38)$$

= 1,3647 $ft^2$

= 0,1268 $m^2$

***9. Mass velocity* sisi *shell* (Dowtherm A)**

$w_s$ (laju air pendingin) = 191.902,7951 kg/jam

= 423.145,6632 lb/jam

$$Gs = \frac{W_s}{a_s} \quad (39)$$

= 310.074,85 lb/$ft^2$.jam

**10. Bilangan reynold sisi shell (Dowtherm A)**

Media pendingin dalam reaktor digunakan berupa udara dengan suhu 174°C = 447,15 K

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K):

| | | |
|---|---|---|
| T | = 447,15 (K) | |
| Cp | = 0,11152 + 0,0003402 T (cal/g K) | (40) |
| Densitas, $\rho$ | = 1,3644 – 9,7073*$10^{-4}$ T (g/$cm^3$) | (41) |
| Konduktivitas termal, K | = 1,512 – 0,0010387 T (cal/g cm K) | (42) |
| Viskositas, $\mu$ | = 35,5898 – 6,04212 T (g/cm J) | (43) |
| Nilai Re | $= \frac{Gs.De}{\mu p}$ | (44) |

| | |
|---|---|
| Cp Dowtherm | = 0,264 cal/g K |
| Densitas Dowtherm | = 0,9303 g/$cm^3$ |
| Konduktivitas termal Dowtherm | = 1,0475 cal/g cm K |
| Viskositas Dowtherm | = 1,0224 lb/ft jam |
| Re | = 34753 (aliran turbulen) |

**11. Koefisien perpindahan panas**

| Shell, udara | Tube, reaktan |
|---|---|
| ● **Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)**<br>$Pr = \frac{Cp\ x\ \mu}{k}$ (45)<br>= 0,0043 | ● **Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)**<br>$Pr = \frac{Cp\ x\ \mu}{k}$ = 0,4507 |
| ● **Menghitung Koefisien Perpindahan panas (ho)** | ● **Menentukan nilai jH saat Re 3100** |

| Shell, udara | Tube, reaktan |
|---|---|
| $D_{es} = \frac{4\left(0{,}5.Pt^{2.0{,}866} - 0{,}5.\pi.\frac{OD^2}{4}\right)}{0{,}5.\pi.OD}$ (35)<br>$D_{es}$ (in) = 1,3751<br>$ho = jH.\left(\frac{k_s}{D_e}\right)\left(\frac{Cp_s.\mu_s}{k_s}\right)^{1/3}$ (46)<br>jH saat Re 34753 adalah = 100<br>ks (Btu/jam·ft·°F) = 263,1329<br>De (ft) = 0,1146<br>Cps (Btu/lb·°F) = 1,1038<br>μ (lb/ft.hr) = 1,0224<br>ho (Btu/ft2.F.jam) = 37308,56 | Dari figure 28 Kern diperoleh 27,5<br>● **Menghitung koefisien perpindahan panas (hi)**<br>$hi = jH\left(\frac{k}{D}\right)(Pr)$ (47)<br>hi (Btu/ft$^2$.F.jam) = 11,033<br>● **Koreksi hi ke permukaan pada diameter luar tube**<br>$h_{io} = h_i\left(\frac{ID}{OD}\right)$ (48)<br>$h_{io}$ (Btu/ft$^2$.F.jam) = 9,3493 |

- **Menghitung koefisien perpindahan panas bersih (Uc)**

$$Uc = \frac{h_{io} \times h_0}{h_{io} + h_o} \quad (49)$$

= 9,3469 Btu/ft$^2$.F.jam

- **Menghitung Dirt Overall Coefficient (Ud)**

$$U_D = \frac{Q}{A(\Delta T)_m} \quad (50)$$

= 4,8733 Btu/ft$^2$.F.jam

$$Rd = \frac{U_c - U_D}{U_C U_D} \quad (51)$$

= 0,0982 Btu/ft$^2$.F.jam

**c. Mechanical Design**

**1. Tube**

Jenis pipa = Stainless Steel SA 167

Susunan pipa = Triangular pitch

Ukuran pipa merujuk pada buku Kern, 1983

Diameter Nominal (IPS), in = 1,5

Schedule Number = 40

Diameter dalam (ID), in = 1,61

Luas penampang pipa, $in^2$ = 2,04

Luas permukaan luar perpanjangan pipa, $ft^2/ft$ = 0,498

Luas permukaan dalam perpanjangan pipa, $ft^2/ft$ = 0,422

Factor design = 10 %

Panjang pipa, m = 4

Jarak antara 2 pusat pipa (Pt) , in = 1,25 * OD

= 2,375

Clearance (C' = Pt - OD), in = 0,475

Jumlah pipa = 1500

**2. Shell**

a) Tekanan design (overdesign 10%)

P operasi = 68,097 atm

= 1001,026 psi

P design = 1101,128 psi

b) Bahan konstruksi shell

Dipilih material : Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304

c) Tebal dinding shell

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0{,}6P} + c \qquad (52)$$

Dari tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959), diperoleh :

| | |
|---|---|
| Tekanan yang diizinkan (f), psi | = 18.750 |
| Efficiency pengelasan (E) | = 0,8 |
| Faktor korosi (c), in | = 0,125 |
| P design pressure, psi | = 1101,128 |
| r jari-jari dalam shell (0,5 . IDS), in | = 31,3457 |
| ts tebal shell, in | = 2,532 |

Jadi, tebal shell minimum yang dibutuhkan sebesar 2,532 in Berdasarkan tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), maka dipilih ts standar :

| | |
|---|---|
| ts standar, in | = 3 |
| ID shell, in | = 62,691 |
| ODs = IDs + 2 (tebal shell), in | = 68,691 |

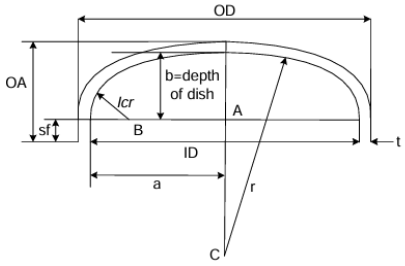
Berdasarkan tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959), untuk OD standar diambil OD terdekat yaitu :

| | |
|---|---|
| OD standar, in | = 72 |
| OD standar, m | = 1,829 |
| ID = OD standar - 2 (tebal shell), in | = 66 |
| ID = OD standar - 2 (tebal shell), m | = 1,676 |

**3. Head reaktor**

a) Bentuk head : eliptical dished heads

Head yang dipilih berbentuk Elliptical dished head/Ellipsoidal karena cocok digunakan untuk tekanan lebih dari 200 psi (Brownell & Young, 1959).




b) Bahan konstruksi head

Dipilih material : Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304

c) Tebal Head (tH)

Untuk eliptical dished head, tebal head dihitung dengan persamaan 13.10 (Brownell & Young, 1959)

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0{,}2\ P} + c \qquad (53)$$

= 2,565 in

Dipilih tebal head standar, in = 3 in

d) Tinggi Head (hH)

Dari tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959) dengan ODs = 72 in dan ts = 3 in, didapatkan

icr, in = 9

r, in = 66

a = IDs/2, in = 33

AB = a - icr, in = 24

BC = r - icr, in = 57

AC = $(BC^2-AB^2)^{½}$, in = 51,701

B = r - AC, in = 14,299

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959) dengan tH 3 in dipilih nilai sf = 3,5 in

hH = tH + B + sf, in = 20,799

hH = tH + B + sf, m = 0,528

**4. Tinggi reaktor**

h = panjang tube + (2 × tinggi head), in = 199,078

h = panjang tube + (2 × tinggi head), m = 5,057

**5. Volume Reaktor**

a) Volume head (Vh) = 0,000049 $IDs^3$

Volume head, $in^3$ = 14,087

Volume head, $m^3$ = 0,399

b) Volume shell (Vs) = $\frac{\pi}{4}.(IDs)^2.$ Z

Volume shell, $in^3$ = 17575,5740

Volume shell, $m^3$ = 446,4205

c) Volume reaktor (Vr) = Vs + (2 × Vh)

Volume reaktor, m3 = 447,2183

**6. Spesifikasi Nozzle**

a) Diameter saluran gas umpan

d, optimum = 260 $G^{0,52}\rho^{-0,37}$ (54)

G = kecepatan umpan masuk = 42,545 kg/s

$\rho$ = Densitas gas umpan mix = 24,4995 kg/$m^3$

Sehingga diameter optimum = 22,037 in

Dipilih ukuran standar (sch 40) = ID = 21,25 in

OD = 22 in

b) Diameter saluran gas keluar

d, optimum = 260 $G^{0,52}\rho^{-0,37}$

G = Kecepatan umpan keluar = 42,545 kg/s

$\rho$ = Densitas umpan keluar = 24,4995 kg/$m^3$

Sehingga diameter optimum = 22,037 in

Dipilih ukuran standar (sch 40) = ID = 21,25 in

OD = 22 in

c) Diameter pendingin masuk

d, optimum = 260 $G^{0,52}\rho^{-0,37}$

$\rho p$ = 1,3644 - (9,7073 × $10^{-4}$ Tin) (41)

T in = 174℃ (447,15 K)

G = 53,3063 kg/s

$\rho$ p = 930,3381 kg/$m^3$

Diameter optimum = 6,4516 in

Dipilih ukuran standar (sch 40) = ID = 7,981 in

OD = 8,625 in

d) Diameter pendingin keluar

d, optimum = 260 $G^{0,52}\rho^{-0,37}$

$\rho\ p$ = 1,3644 - (9,7073 × $10^{-4}$ Tin)

T in = 175°C (448,15 K)

G = 53,3063 kg/s

$\rho$ p = 929,3674 kg/$m^3$

Diameter optimum = 6,4541 in

Dipilih ukuran standar (sch 40) = ID = 7,981 in

OD = 8,625 in

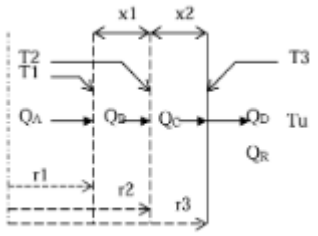
**7. Tebal Isolator**

Asumsi : 1. Keadaan steady state

2. Suhu udara luar = 30°C

3. Suhu dinding luar isolator = 50°C

Reaktor dilengkapi dengan tebal isolator dari bahan Asbestos yang mampu menahan suhu hingga 932°F, dan seluruh permukaan luar dindingnya dilapisi Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304 sebagai pelindung tambahan terhadap lingkungan luar.




Mekanisme Perpindahan Panas dari Dalam Reaktor

Keterangan :

$r_1$ = jari-jari dalam shell

$r_2$ = jari-jari luar shell

$r_3$ = jari-jari isolator luar

$x_1$ = tebal plat dinding shell

$x_2$ = tebal isolator

$T_1$ = suhu dinding dalam reaktor (220℃)

$T_2$ = suhu dinding luar reaktor

$T_3$ = suhu isolator luar (50℃)

Tu = suhu udara luar (30℃)

$Q_A$ = konveksi bahan ke dinding dalam shell

$Q_B$ = konduksi dalam shell ke luar shell

$Q_C$ = konduksi luar shell ke permukaan luar isolator

$Q_D$ = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara

Bahan dinding shell yang digunakan adalah Stainless Stell, menggunakan interpolasi pada (Appendix A-2 Holman, 2010) nilai k didapat :

$k_s$ = 17,4 W/m.℃

Bahan yang dipilih untuk isolator adalah asbestos karena memiliki ketahanan panas yang tinggi, memiliki nilai konduktivitas termal rendah, dan ekonomis. Spesifikasinya sebagai berikut :

$k_{is}$ = 0,16 W/m.℃

$\varepsilon_{is}$ = 0,96

Sifat fisis udara dapat ditentukan dari rerata suhu udara (Tf) dengan persamaan berikut :

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2} \qquad (55)$$

= 313,15 K

Dari interpolasi data Appendix A-5, holman (2010) pada suhu Tf = 313,15 K, diperoleh data sebagai berikut :

$\rho_{ud}$ = 1,1302 kg/m$^3$

Cp = 1,0066 kJ/kg.K

$\mu$ = 0,000019064 kg/m.s

v = 0,00001702 $m^2/s$

$k_{ud}$ = 0,02724 W/m.℃

Pr = 0,7051

Data tambahan :

$\beta$ = 1/Tf = 0,0031934

g = 9,8 $m/s^2$

L = 4 m

a. Menghitung Bilangan Grasshof

$$Gr = \frac{g\beta(T_3 - T_u)L^3}{v^2} \quad (56)$$

$= 1{,}38 \times 10^{11}$

Keterangan :

g = percepatan gravitasi ($m/s^2$)

$\beta$ = 0,0031934

L = 4 m

$T_3$ = suhu dinding luar isolator (K)

Tu = suhu udara keluar (K)

v = kecepatan aliran gas ($m^2/s$)

b. Menghitung bilangan Rayleigh

$$Ra = Gr \times Pr \quad (57)$$

$= 9{,}75 \times 10^{10}$ (turbulen)

c. Menghitung Koefisien perpindahan panas konveksi

$$hc = 0{,}1. \frac{kud}{L} (Gr \times Pr)\text{^}(1/3) \quad (58)$$

= 3,13 $W/m^2$.℃

Keterangan :

kud = konduktivitas termal udara W/m.℃

L = 4 m

Gr × Pr = 9,75 × $10^{10}$

d. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Radiasi

$$hr = \frac{\varepsilon_{is}\sigma\left(T_3^4 - Tu^4\right)}{(T_3 - Tu)} \quad (59)$$

= 6,69 W/$m^2$.℃

Keterangan :

$\varepsilon_{is}$ = emisivitas bahan isolator

$\sigma$ = konstanta stefan boltzman (5,669×$10^{-8}$ W/$m^2$.$K^4$)

$T_3$ = suhu dinding luar isolator (K)

Tu = suhu udara luar (K)

e. Menentukan Suhu Dinding luas Shell (T2) dari Neraca panas di Setiap Lapisan

$$q_2 = \frac{2\pi L(T_1 - T_2)ks}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} \quad (60)$$

$$q_3 = \frac{2\pi L(T_2 - T_3)k_{is}}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} \quad (61)$$

$$q_4 = (h_c + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - Tu) \quad (62)$$

Karena kondisi diasumsikan *steady state,* maka q2= q3= q4

- Untuk $q_2 = q_4$, maka :

$$\frac{2\pi L(T_1 - T_2)ks}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} = (h_c + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - Tu)$$

$$R_3 = \frac{(T_1 - T_2)ks}{(h_c + h_r)(T_3 - Tu)\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} \quad (63)$$

- Untuk $q_3 = q_4$, maka :

$$\frac{2\pi L(T_2 - T_3)k_{is}}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} = (h_c + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - Tu)$$

$$R_3' = \frac{(T_2 - T_3)k_{is}}{(h_c + h_r)(T_3 - Tu)\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} \quad (64)$$

Keterangan :

ks = konduktivitas termal bahan konstruksi (W/m.K)

$k_{is}$ = konduktivitas termal bahan isolator (W/m.K)

hc = koefisien perpindahan panas konveksi (W/m$^2$.K)

hr = koefisien perpindahan panas radiasi (W/m2.K)

$R_1$ = jari – jari dalam shell (m)

$R_2$ = jari – jari luar shell (m)

$R_3$ = jari – jari luar reaktor (m)

$T_1$ = suhu dinding dalam reaktor (K)

$T_2$ = suhu dinding luar reaktor (K)

$T_3$ = suhu dinding luar isolator (K)

Tu = suhu udara luar (K)

Kemudian dilakukan trial nilai $T_2$ hingga memperoleh nilai $R_3 = R_3$‘.
Hasil trial yang diperoleh yaitu :

$T_2$ = 490 K

$R_3$ = 1,449 m

Maka tebal isolasi yang digunakan adalah

Tebal Isolasi = $R_3$ - $R_2$

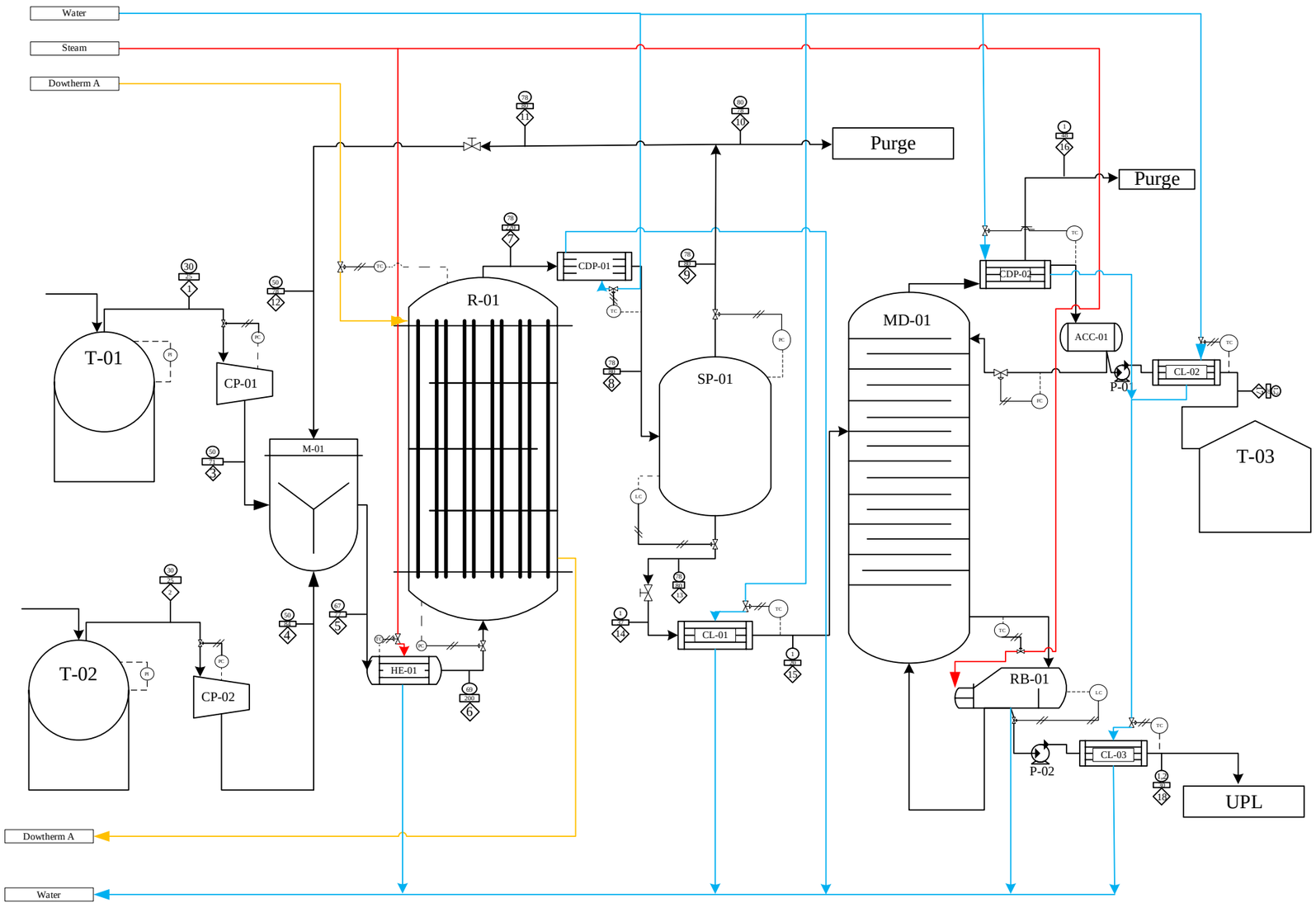
= 0,0775 m = 7,75 cm

# LAMPIRAN B

## *PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM*

# *PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM*

# PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI $H_2$ DAN $CO_2$ DENGAN REAKSI HIDROGENASI




| KETERANGAN INSTRUMEN | |
|---|---|
| FC | *: Flow Control* |
| PC | *: Pressure Control* |
| TC | *: Temperature Control* |
| PI | *: Pressure Indicator* |
| LC | *: Level Controll* |

| KETERANGAN SIMBOL | |
|---|---|
| | : Tekanan, atm |
| | : Suhu, C |
| | : Nomor Arus |
| | : *Control Valve* |
| | : Arus Sinyal *Pneumatic* |
| | : Arus Sinyal Listrik |
| | : Arus Proses |
| | : Arus *Steam* |
| | : Arus *Cooling Water* |
| | : Arus Dowtherm A |

| KETERANGAN ALAT | |
|---|---|
| AC | : *Accumulator* |
| CDP | : *Condenser Partial* |
| CL | : *Cooler* |
| CP | : Kompressor |
| HE | : *Heater* |
| M | : Mixer |
| MD | : Menara Distilasi |
| P | : Pompa |
| RB | : Reboiler |
| T | : Tangki |

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**
**YOGYAKARTA**

***PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM***
**PABRIK METHANOL DARI H2 DAN CO2 DENGAN REAKSI HIDROGENASI**


Dikerjakan Oleh:
Anggraini Imarahim Sekar N. (21521085)
Excel Khalda Aji (21521095)

Dosen Pembimbing:
Muflih Arisa Adnan, S.T.,M.Sc.Ph.D


| Komponen | No. Arus | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
| CO | 0 | 0 | 0 | 0 | 612,56 | 612,56 | 698,07 | 698,07 | 680,62 | 68,06 | 612,56 | 612,56 | 17,45 | 17,45 | 17,45 | 17,45 | 0,002 | 0 |
| $H_2$ | 0 | 5019,54 | 0 | 5019,54 | 18581,60 | 18581,60 | 15455,64 | 15455,64 | 15069,25 | 1506,93 | 13562,32 | 13562,06 | 386,39 | 386,39 | 386,39 | 386,38 | 0,014 | 0 |
| $H_2O$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 66961,73 | 66961,73 | 76310,3 | 76310,3 | 74402,54 | 7440,25 | 66962,29 | 66961,73 | 1907,76 | 1907,76 | 1907,76 | 0,027 | 0,089 | 1907,64 |
| $CO_2$ | 36528,13 | 0 | 36528,13 | 0 | 134579,73 | 134579,73 | 111741,98 | 111741,98 | 108948,4 | 10894,84 | 98053,59 | 98051,59 | 2793,55 | 2793,55 | 2793,55 | 2783,76 | 9,787 | 0 |
| $CH_3OH$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 1634,75 | 1634,75 | 18164,38 | 18164,38 | 1816,44 | 181,64 | 1634,79 | 1634,75 | 16347,94 | 16347,94 | 16347,94 | 6024,52 | 6503,76 | 3819,65 |

# KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Anggraini Imarahim Sekar Ningrum
   NIM : 21521085

2. Nama Mahasiswa : Excel Khalda Aji
   NIM : 21521095

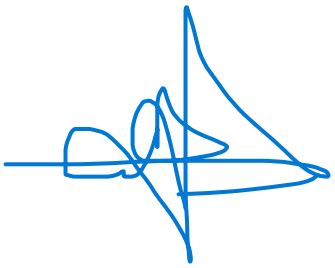
Judul Prarancangan : Pra Rancangan Metanol dari $H_2$ dan $CO_2$ dengan Reaksi Hidrogenasi
Mulai Masa Bimbingan : 14 September 2024
Batas Akhir Bimbingan : 15 Maret 2026

| No. | Tanggal | Konsultasi | Paraf dosen |
|---|---|---|---|
| 1 | 18/09/2024 | Diskusi penentuan kapasitas pabrik dan pemilihan proses |  |
| 2 | 25/09/2024 | Diskusi mengenai spesifikasi bahan dan diagram alir proses |  |
| 3 | 2/10/2024 | Konsultasi mengenai neraca massa alat |  |
| 4 | 18/11/2024 | Konsultasi reaktor |  |
| 5 | 20/01/2025 | Konsultasi menara distilasi |  |
| 6 | 17/02/2025 | Konsultasi unit pendukung |  |
| 6 | 10/03/2025 | Konsultasi PEFD |  |
| 7 | 30/03/2025 | Konsultasi alat penyimpanan bahan |  |
| 8 | 24/04/2025 | Konsultasi alat penukar panas |  |
| 9 | 20/05/2025 | Konsultasi neraca panas |  |
| 10 | 12/07/2025 | Konsultasi lokasi dan tata letak |  |
| 11 | 7/08/2025 | Konsultasi utilitas |  |
| 12 | 15/09/2025 | Konsultasi ekonomi |  |
| 13 | 15/10/2025 | Penetapan naskah |  |

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 15 Oktober 2025

Pembimbing,



Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.Ph.D