

PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI H₂ DAN CO₂ 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
No. Mahasiswa: 21521085

Nama : EXCEL KHALDA AJI
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



Pembimbing

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

NIK. 175210102

**PRA RANCANGAN PABRIK METANOL
DARI H₂ DAN CO₂ DENGAN REAKSI
HIDROGENASI**

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama: EXCEL KHALDA AJI

NIM : 21521095

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

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

Penguji I

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

Penguji II

Mengetahui:

Ketua Program Studi
Teknik Kimia Fakultas
Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh Segala puji dan syukur penulis panjatkan kehadiran 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 berkulat 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)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin, dengan penuh rasa syukur yang tiada henti, saya panjatkan puji dan syukur ke hadirat Allah SWT atas segala limpahan rahmat, hidayah, dan kemudahan-Nya hingga saya dapat menyelesaikan penyusunan tugas Akhir ini sebagai penutup dari perjuangan delapan semester menempuh Pendidikan tinggi sekaligus menjadi awal baru bagi saya untuk melangkah ke dunia yang lebih luas. Perjalanan yang saya tempuh inibukan hanya tentang menyelesaikan rangkaian hitungan dan laporan, tetapi juga tentang proses bertumbuh, belajar menghadapi kesulitan, dan terus berjalan meskipun kadang terasa berat.

Pada akhirnya, Tugas Akhir ini bukan hasil dari Langkah saya seorang diri. Banyak tangan yang menopang, banyak doa yang mengiringi, dan banyak dukungan yang menjadi tempat saya bersandar. Dengan penuh rasa hormat dan ketulusan, Tugas Akhir ini saya persembahkan kepada :

1. Kepada kedua Orang Tua saya, Ayah Aji Ratno dan Ibu Asih yang menjadi alasan terbesar saya untuk terus berusaha dan tidak menyerah. Terima kasih atas segala kasih sayang dan dukungan yang tidak berhenti mengalir hingga detik ini. Terima kasih untuk semua doa yang tak pernah lepas mengiringi di setiap langkah, nasihat dan teguran yang membangun yang selalu membuat saya selalu kembali semangat lagi, setiap pengorbanan yang tidak pernah terucap namun sangat nyata terasa, dan setiap perjuangan kalian yang sangat luar biasa . Semua ucapan terima

kasih tidak akan cukup saya ucapkan hanya dengan selembar tulisan ini. Tugas akhir ini saya persembahkan untuk kedua orang tua saya yang sangat saya cintai dan hormati. Doa dan restu dari kalian selalu menjadi kekuatan terbesar untuk saya bisa terus berjalan. Mama dan Ayah adalah sumber kekuatan terbesar kakak (saya) untuk terus meraih impian dan terus melangkah. Semua pencapaian yang kakak dapatkan saya persembahkan untuk Mama dan Ayah. Semoga Ayah dan Mama senantiasa diberi Kesehatan, Kebahagiaan, dan umur yang Panjang agar selalu Bersama dan menyaksikan setiap pencapaian yang kakak raih agar Ayah dan Mama Bangga. *Aamiin Ya Rabbal Alamin.*

2. Adik – Adik yang kakak sayangi, Shafa dan Kalula. Terima kasih sudah mewarnai hari-hari dan menjadi penyemangat kakak. Semua ke usilan, suara berisik, dan tawa kalian selalu menjadi penghibur di setiap waktu. Kebersamaan kalian membuat hari hari lebih Bahagia dan ringan. Terima kasih karena telah tumbuh Bersama, dan selalu menjadi penyemangat di setiap langkah.
3. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D, selaku dosen pembimbing tugas akhir. Terimakasih atas segala bimbingan, dukungan, dan waktu yang bapak luangkan untuk membimbing saya dalam proses penyusunan tugas akhir ini. Kesabaran bapak dalam membimbing, memberi masukan dan menjelaskan dengan teliti, dan memberi dukungan moral yang sangat membangun dalam penyusunan tugas akhir ini hingga dapat mendorong

saya untuk terus berkembang menjadi lebih baik. Saya sangat bersyukur mendapatkan dosen pembimbing sebaik dan sepeduli Bapak.

4. Anggraini Imarahim Sekar Ningrum, patner penelitian dan tugas akhir.
Terima kasih banyak atas kesabaran yang tiada henti dan tiada henti memberikan selamat hingga tugas akhir ini selesai. Terima kasih telah mengajakku untuk menjadi patner tugas akhir ini. Dari proses penelitian hingga tugas akhir kita yang cukup banyak hambatan, namun akhirnya kita dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih atas kebaikan, kesabaran dalam mengajariku, dan dukungan yang kamu berikan sangat amat besar dan luar biasa. Terima kasih banyak sudah selalu memaafkan dan memaklumi semua kekurangan dan kesalahanku. Sangat bersyukur dan Bahagia dapat berpatner dengan mu, dapat belajar dan berjuang Bersama hingga saat ini. Terima kasih untuk semuanya, aini.
5. Kepada sahabat-sahabat terbaikku, Duwik, Zahra, Poppy, dan Aca. Terima kasih banyak selalu ada dan selalu memberiku semangat di saat aku benar benar hampir ingin menyerah. Terima kasih telah memberiku kehidupan perkuliahan yang sangat membahagiakan hingga pusing stress akibat kuliah ini langsung menghilang. Terima kasih telah hadir saat aku butuh untuk bersandar dan menjadi tempatku pulang di mana aku bisa tertawa lepas dan menjadi diriku sendiri tanpa harus berpura-pura, dan aku dapat melepaskan bebanku yang menumpuk. Terima kasih selalu memberiku kata-kata yang selalu memberiku semangat dan menenangkanku. Semoga pertemanan kita selalu dapat terjaga hingga kapanpun.

6. Kepada teman seperjuanganku, grup staycation (Duwik, Zahra, Poppy, Fajar, Aca, Argy). Terimakasih telah menjadi bagian dalam proses perkuliahan ini. Belajar Bersama, bermain, dan bercanda Bersama membuat dunia perkuliahan ini menjadi lebih ringan dan menyenangkan. Terima kasih atas energi positif yang selalu kalian berikan. Terimakasih atas semua ajakin main kalian yang selalu membuatku selalu bersemangat dan Bahagia. Terimakasih membuat perjalanan ini lebih bermakna dan mari kita meraih mimpi kita Bersama-sama.
7. Untuk sahabatku Fitri Sasikirana (Sasi), teman seperjuanganku dari SMP hingga saat ini. Terima kasih karena selalu hadir di saat aku sedih, dan menjadi tempatku bercerita. Dari saat kita SMP yang memiliki impian tentang kuliah hingga saat ini ternyata kita bisa meraih impian itu. Terima kasih sudah selalu berjuang dan menemaniku di setiap langkahku. Mari kita terus tumbuh Bersama dan meraih impian yang akan datang. Terimakasih menjadi bagian yang penting dalam hidupku.
8. Teman-teman seperjuangan satu bimbingan, Sophia, Seruni, dan teman-teman yang lainnya. Terimakasih banyak telah membantu disaat aku bertanya dan kesusahan. Terima kasih atas semangat yang tak henti dilontarkan satu sama lain hingga saat ini.
9. Kepada penyemangatku yang selalu hadir di setiap saat dan yang sangat saya kagumi. Terimakasih kepada Seventeen, Treasure, Day6, Boynextdoor, TWS yang selalu mengembalikan semangatku dan selalu menghiburku di setiap waktu. Terima kasih kepada Seventeen, konten-

konten kalian selalu membuatku Bahagia dan melupakan semua beban dan kesedihan yang aku alami. Semoga aku dapat menghadiri konser kalian secara langsung.

10. Dan yang terakhir, untuk diri saya sendiri, Terimakasih telah bertahan dalam perjalanan Panjang ini. Untuk diriku sendiri yang telah kuat untuk begadang setiap malam, untuk pagi-pagi yang sudah Kembali beraktivitas, dan langkah kecil yang terus berani melangkah ke depan meskipun tidak mudah. Terima kasih kepada diriku sendiri untuk tidak menyerah dan menjadi pribadi yang terus berusaha dan mencoba, dan mempercayai bahwa setiap yang diusahakan akan selalu membuahkan hasil yang baik. Terima kasih karena selalu yakin bahwa kamu sangat layak hingga di titik ini. Mari rayakan sekecil apapun pencapaian yang kamu raih, karena semua itu juga membutuhkan sebuah usaha. Jangan berhenti di titik ini, karena masih ada masa depan Panjang dan impian lainnya yang menunggu langkah Panjang mu selanjutnya.

Sleman, 14 Oktober 2025

Excel Khalda Aji

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	viii
DAFTAR ISI	xvi
DAFTAR TABEL	xviii
DAFTAR GAMBAR	xxi
DAFTAR LAMBANG.....	xxii
ABSTRAK	xxv
ABSTRACT	xxvi
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 (<i>Plant Layout</i>).....	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 <i>Steam</i>	112
5.3	Unit Pembangkit Listrik	113
5.4	Unit Penyediaan Udara Tekan.....	116
5.5	Unit Pengolahan <i>Dowtherm A</i>	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 ΔH°_f masing-masing komponen	16
Tabel 1.6 Nilai ΔG°_f masing-masing komponen	17
Tabel 1.7 Nilai E_a 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 <i>Shift</i>	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 <i>Screening</i> Utilitas.....	126
Tabel 5.16 Spesifikasi Saringan Pasir Utilitas	126
Tabel 5.17 Spesifikasi <i>Clarifier</i>	127
Tabel 5.18 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> Utilitas	127

Tabel 5.19 Spesifikasi <i>Deaerator</i>	128
Tabel 5.20 Spesifikasi <i>Blower Cooling Tower</i>	128
Tabel 5.21 Spesifikasi <i>Heater Dowtherm A</i>	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 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	139
Tabel 6.5 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	139
Tabel 6.6 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	140
Tabel 6.7 <i>Working Capital Investment</i>	140
Tabel 6.8 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	141
Tabel 6.9 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	142
Tabel 6.10 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	143
Tabel 6.11 <i>Total Manufacturing Cost</i>	143
Tabel 6.12 <i>General Expenses</i>	143
Tabel 6.13 <i>Total Production Cost</i>	144
Tabel 6.14 Analisis Risiko	145
Tabel 6.15 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost</i> (Fa)	149
Tabel 6.16 <i>Annual Regulated Expenses</i> (Ra)	149
Tabel 6.17 <i>Annual Variable Value</i> (Va).....	149
Tabel 6.18 <i>Annual Sales Value</i> (Sa).....	150
Tabel 6.19 Hasil Analisis Kelayakan Ekonomi.....	154

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 <i>Hazard Diamond</i> Metanol	27
Gambar 2.2 <i>Hazard Diamond</i> Air	29
Gambar 2.3 <i>Hazard Diamond</i> Karbon Monoksida	30
Gambar 2.4 <i>Hazard Diamond</i> Hidrogen	32
Gambar 2.5 <i>Hazard Diamond</i> 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 <i>Dowtherm A</i>	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
C _p	=	Kapasitas panas spesifik tekanan konstan
C _v	=	Kapasitas panas spesifik volume konstan
D _p	=	Diameter partikel atau pipa
E _a	=	Energi aktivasi
F	=	Laju alir molar atau massa
F _a	=	Fixed Cost
F _{Cp}	=	Biaya investasi tetap peralatan
FC	=	Fixed Capital
H	=	Enthalpi
H _{f°}	=	Enthalpi pembentukan standar
H _r	=	Perubahan entalpi reaksi
i	=	Suku bunga tahunan (interest rate)
ID, OD	=	Inner/Outer Diameter (diameter dalam/luar pipa)
k	=	Konstanta laju reaksi
L _p	=	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)
R_a	= Regulated Cost
R_{dmin}	= Minimum resistance terhadap fouling
R_{dcal}	= Perhitungan nilai fouling resistance
S	= Entropi
SV	= Salvage Value (nilai akhir investasi)
T	= Suhu
TPC	= Total Production Cost
V	= Volume
V_a	= Variable Cost
WC	= Working Capital
x, y	= Fraksi mol komponen dalam campuran
ΔH	= Perubahan entalpi
ΔS	= Perubahan entropi
ΔG	= Perubahan energi bebas Gibbs
τ (tau)	= Waktu tinggal
Φ (phi)	= Efisiensi (misal untuk heat exchanger)

μ	=	Viskositas
ρ	=	Massa jenis
λ	=	Konduktivitas termal
σ	=	Tegangan permukaan
ψ	=	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 $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$, 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 (CO₂) and hydrogen gas (H₂) 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 CO₂ 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 CO₂ hydrogenation using a Cu/ZnO/Al₂O₃ 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 CO₂ and H₂ 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 CO₂ 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 CO₂ 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:

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

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

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>i</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>i</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>i</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:

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

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:

$$\begin{aligned} m &= P(1 + i)^n \\ &= 448509(1 + 0,088)^{2030-2023} \\ &= 813.944,1 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

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:

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

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:

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2)$$

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

$$m_3 - 0,7 m_3 = 153.944,1032$$

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

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

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

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

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 CO₂ 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 CO₂ 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 CO₂ 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 CO₂ 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/Al₂O₃. 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 (CO₂ Hydrogenation Reaction)

Tahap ini merupakan reaksi utama yang secara langsung mengonversi CO₂ menjadi metanol dengan bantuan hidrogen:



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 CO₂ menjadi CO, yang kemudian dapat menjadi reaktan tambahan dalam pembentukan metanol:



Reaksi ini bersifat endotermik, dan berjalan secara dinamis bersama reaksi utama. Keseimbangan antara reaksi hidrogenasi CO₂ 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:



Reaksi ini juga bersifat eksotermik dan umumnya berkontribusi signifikan terhadap total konversi metanol, terutama pada kondisi tekanan tinggi dan rasio H₂/CO₂ 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/Al₂O₃ 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 CO₂ sebelum dihidrogenasi menjadi metanol. Sementara itu, Al₂O₃ berfungsi memperkuat struktur katalis dan meningkatkan luas permukaan aktif (Guil-López et al., 2019).

Konversi CO₂ 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 CO₂ dan H₂ (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 °C 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:



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:



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	
	Hydrogenasi	<i>Continuous Low-Temperature</i>
Bahan Baku	CO ₂ dan H ₂	CO dan H ₂ O
Kondisi Operasi	T = 220–250°C P = 50–100 bar	T = 169,85 °C P = 50 bar
Jenis Reaktor	<i>Fixed Bed Reactor</i>	<i>Semibatch Autoclave</i>
Katalis	Cu/ZnO/Al ₂ O ₃	Cu/ZnO
Selektivitas	98%	98,9%
Konversi	95%	47%

Berdasarkan perbandingan 2 metode sintesis metanol, proses hidrogenasi gas CO₂ dan H₂ dipilih sebagai rute yang paling optimal untuk diterapkan dalam perancangan pabrik ini. Dibandingkan dengan proses *continuous low-temperature* yang memanfaatkan bahan baku CO dan H₂O,

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:



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

Tabel 1.5 Nilai ΔH_f° masing-masing komponen

Komponen	ΔH_f° 298K (kJ/mol)
CO	-110,5
H ₂	0
H ₂ O	-241,8
CO ₂	-393,5
CH ₃ OH	-201,17

Sumber : Yaws, 1999

Panas reaksi standar dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta H_{r,298\text{ K}}^\circ = \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \quad (1.9)$$

- $\Delta H_{298\text{ K}}^\circ$ reaksi pers. 1.6

$$\Delta H_{298\text{ K}}^\circ = [\Delta H_f(\text{CH}_3\text{OH}) + \Delta H_f(\text{H}_2\text{O})] - [\Delta H_f(\text{CO}_2) + 3\Delta H_f(\text{H}_2)]$$

$$\Delta H_{298\text{ K}}^\circ = -49,5 \text{ kJ/mol}$$

- $\Delta H_{298\text{ K}}^\circ$ reaksi pers. 1.7

$$\Delta H_{298\text{ K}}^\circ = [\Delta H_f(\text{CO}) + \Delta H_f(\text{H}_2\text{O})] - [\Delta H_f(\text{CO}_2) + \Delta H_f(\text{H}_2)]$$

$$\Delta H_{298\text{ K}}^\circ = 41,2 \text{ kJ/mol}$$

- $\Delta H_{298\text{ K}}^\circ$ reaksi pers. 1.8

$$\Delta H_{298\text{ K}}^\circ = [\Delta H_f(\text{CH}_3\text{OH})] - [\Delta H_f(\text{CO}) + 2\Delta H_f(\text{H}_2)]$$

$$\Delta H_{298\text{ K}}^\circ = -90,7 \text{ kJ/mol}$$

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

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 (ΔG°_f) pada 298°K pada setiap komponen diperoleh dari buku “Chemical Properties Handbook” sebagai berikut: (Yaws, 1999).

Tabel 1.6 Nilai ΔG°_f masing-masing komponen

Komponen	ΔG°_f 298K (kJ/mol)
CO	-137,2
H ₂	0
H ₂ O	-228,6
CO ₂	-394,4
CH ₃ OH	-162,51

Sumber : Yaws, 1999

Perubahan Energi Gibbs dalam reaksi dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta G^{\circ}_{298\text{ K}} = \sum \Delta G^{\circ}_{\text{f produk}} - \sum \Delta G^{\circ}_{\text{f reaktan}} \quad (1.10)$$

- $\Delta G^{\circ}_{298\text{ K}}$ reaksi pers. 1.6

$$\Delta G^{\circ}_{298\text{ K}} = [\Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{CH}_3\text{OH}) + \Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{H}_2\text{O})] - [\Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{CO}_2) + 3\Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{H}_2)]$$

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

- $\Delta G^{\circ}_{298\text{ K}}$ reaksi pers. 1.7

$$\Delta G^{\circ}_{298\text{ K}} = [\Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{CO}) + \Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{H}_2\text{O})] - [\Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{CO}_2) + \Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{H}_2)]$$

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

- $\Delta G^{\circ}_{298\text{ K}}$ reaksi pers. 1.8

$$\Delta G^{\circ}_{298\text{ K}} = [\Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{CH}_3\text{OH})] - [\Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{CO}) + 2\Delta G^{\circ}_{\text{f}}(\text{H}_2)]$$

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

Hasil perhitungan menunjukkan bahwa reaksi hidrogenasi CO_2 menuju metanol memiliki ΔG° positif sehingga kurang spontan pada 298 K dan sangat dipengaruhi oleh tekanan tinggi untuk dapat berlangsung signifikan. Reaksi RWGS ($\text{CO}_2 + \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$) juga memiliki ΔG° positif besar, sehingga tidak spontan pada kondisi standar dan hanya lebih dominan pada temperatur tinggi karena sifatnya yang endotermik. Sementara itu, reaksi hidrogenasi CO ($\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH}$) memiliki ΔG° 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 $T = 493 \text{ K}$ dan $P = 68,1 \text{ atm}$, dapat ditentukan dengan menghitung konstanta kesetimbangan reaksi melalui persamaan sebagai berikut:

$$\Delta G_r = -RT \ln K \quad (1.11)$$

$$\ln K_{298} = -\frac{\Delta G_r 298}{RT} \quad (1.12)$$

(Smith, 2018)

Keterangan:

R = Tetapan gas ideal ($8,314 \text{ J/mol.K}$)

T = Suhu (K)

K = Konstanta kesetimbangan

- Nilai K pada $T = 298 \text{ K}$ untuk pers. 1.6 dihitung menggunakan persamaan konstanta kesetimbangan sebagai berikut:

$$\ln K_{298} = -\frac{\Delta G_r 298}{RT}$$

$$= -\frac{3,29}{8,314 \times 298}$$

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

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

Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi ditentukan menggunakan persamaan berikut:

$$\ln \left(\frac{K_2}{K_1} \right) = \frac{-\Delta H_r^{\circ 298 K}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (1.13)$$

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:

$$\begin{aligned} \ln K_{298} &= - \frac{\Delta G_r^{\circ 298}}{RT} \\ &= - \frac{28,6}{8,314 \times 298} \end{aligned}$$

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

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

Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi ditentukan menggunakan persamaan berikut:

$$\ln \left(\frac{K_2}{K_1} \right) = \frac{-\Delta H_{r^{o298\text{ K}}}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

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

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

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

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

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

$$\begin{aligned} \ln K_{298} &= - \frac{\Delta G_{r^{298}}}{RT} \\ &= - \frac{-25,31}{8,314 \times 298} \end{aligned}$$

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

$$K_{298} = 1,0103$$

Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi ditentukan menggunakan persamaan berikut:

$$\ln \left(\frac{K_2}{K_1} \right) = \frac{-\Delta H_{r^{o298\text{ K}}}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

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

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

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

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

Berdasarkan perhitungan nilai K pada kondisi operasi $T = 493 \text{ K}$ 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 :

$$k = A e^{-\frac{E_a}{RT}} \quad (1.14)$$

Keterangan :

k : Konstanta laju reaksi

A : Faktor tumbukan

E_a : 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 ⇌ CH ₃ OH + H ₂ O (1.6)	87,5	kJ/kmol	0,00109	kmol/(s.kg.Pa)
CO ₂ + H ₂ ⇌ CO + H ₂ O (1.7)	152,9	kJ/kmol	3.048.426	kmol/(s.kg.Pa ^{0,5})
CO + 2H ₂ ⇌ CH ₃ OH (1.8)	113	kJ/kmol	0,489	kmol/(s.kg.Pa)

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Persamaan Kinetika

$$r'_{CH_3OH,1} = \frac{k_A K_{CO} \left[f_{CO} f_{H_2}^2 - \frac{1}{K_{C1}} f_{CH_3OH} \right]}{h \left[f_{H_2}^2 + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^2} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^2 + \frac{1}{K_{H_2}^2} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO}^2 f_{CO}^2 f_{H_2}^2 + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^2} K_{CO}^2 f_{CO}^2 f_{H_2O} \right]} \quad (1.15)$$

$$r'_{CH_3OH,2} = \frac{k_B K_{CO} \left(f_{CO} f_{H_2} - \frac{1}{K_{C2}} f_{H_2O} f_{CO} \right)}{h \left[f_{H_2}^2 + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^2} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^2 + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^2} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO}^2 f_{CO}^2 f_{H_2}^2 + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^2} K_{CO}^2 f_{CO}^2 f_{H_2O} \right]} \quad (1.16)$$

$$r'_{CH_3OH,3} = \frac{k_C K_{CO_2} \left[f_{CO} f_{H_2}^2 - \frac{1}{K_{C3}} f_{CH_3OH} f_{H_2O} \right]}{h \left[f_{H_2}^2 + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^2} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^2 + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^2} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO}^2 f_{CO}^2 f_{H_2}^2 + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^2} K_{CO}^2 f_{CO}^2 f_{H_2O} \right]} \quad (1.17)$$

Dengan:

k_A : Konstanta laju reaksi untuk CO

k_B : Konstanta laju reaksi untuk Water Gas Shift

k_C : Konstanta laju reaksi untuk CO₂

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

K_{CO_2} : Konstanta adsorpsi CO₂ ($7,05 \times 10^{-12} \text{ Pa}^{-1}$)

$K_{\frac{H_2O}{H_2}}$: Konstanta adsorpsi H₂O yang dinormalisasi terhadap adsorpsi H₂ ($2,01437 \times 10^{-11} \text{ Pa}^{-0,5}$)

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

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

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

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 ₃ OH	H ₂ O	CO	H ₂	CO ₂
Berat Molekul, g/mol	32,042	18,015	28	2	44
Fase	Cair	Cair	Gas	Gas	Gas
Titik Leleh, °C	-97,8	0	-205	-259	-56,6
Titik Didih, °C	64,7	100	-192	-253	-78,5
Densitas, g/ml	0,7886 (pada 25 °C)	0,9950 (pada 25 °C)	-	-	-
Densitas Relatif	-	-	1	0,07	1,52
Viskositas, cP	0,544 (pada 25 °C)	0,8949 (pada 25 °C)	-	-	-

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

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 (H₂O)

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 penyalan 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*

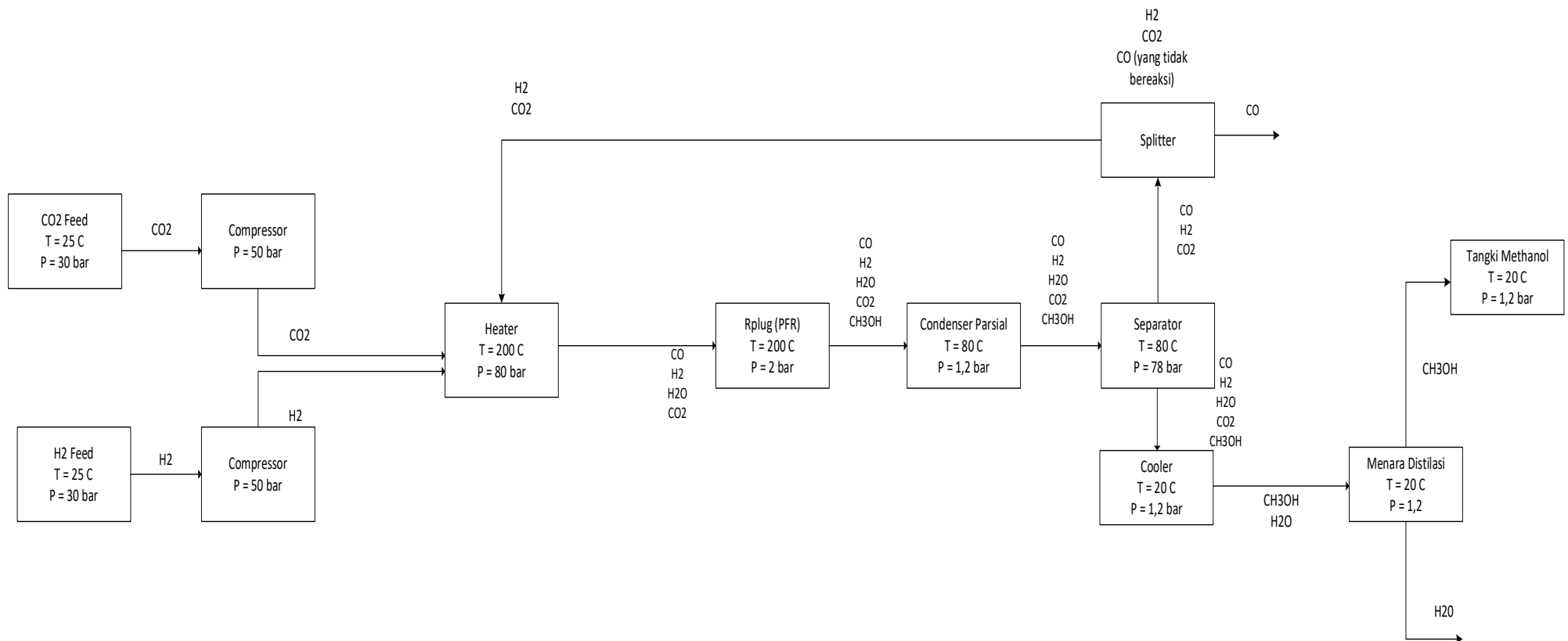
Pressure control berfungsi untuk mengatur tekanan pada aliran masuk dan keluar proses. Jika tekanan menyimpang dari kondisi operasi yang telah ditetapkan, sistem akan mengeluarkan sinyal peringatan berupa suara alarm dan nyala lampu indikator.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.2 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 $80^{\circ}C$ 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 masuk Reaktor (R-01), masing masing gas dinaikkan tekanannya menggunakan kompresor gas tipe sentrifugal (CP-01) dan (CP-02) hingga mencapai tekanan operasi sekitar 50 bar. Kedua gas tersebut kemudian dialirkan ke pemanas (HE-01) untuk menaikkan suhu hingga $220-260^{\circ}C$, 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 $220^{\circ}C$ dan tekanan 69 bar. Reaksi yang terjadi di reaktor (R-01) adalah sebagai berikut :



Reaksi yang terjadi dalam reaktor bersifat eksotermis. Katalis yang digunakan adalah Cu/ZnO/Al₂O₃, 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 CH₃OH, H₂O, CO₂, CO, dan H₂ 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 (H₂, CO, dan CO₂ sisa) dari fase cair (CH₃OH dan H₂O) dan sedikit gas yang terlarut.

Gas hasil pemisahan (H₂, CO, dan CO₂) 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 H₂ dan CO₂ akan dialirkan kembali menuju Mixer (M-01) untuk dicampurkan dengan aliran umpan segar (*fresh feed*) dari H₂ dan CO₂ sebelum masuk ke reaktor, sehingga meningkatkan efisiensi pemakaian bahan baku. Sementara itu, sebagian kecil aliran gas yang mengandung CO₂ 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 CO₂ 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 (CH₃OH) 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 CO₂ 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 CO₂ sebanyak 134579,73 kg/jam dan H₂ 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 : 200°C

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 ₂ O dan CH ₃ OH
Jenis	: Silinder vertikal
Material	: <i>Stainless Steel</i> SA-240 tipe 316

2. Kondisi Operasi

- | | |
|------------|-------------|
| a. Suhu | : 80 °C |
| 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 ₃ OH, H ₂ O, 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 °C
Tekanan : 1,2 atm

b. Distilat

Suhu : 47,845 °C
Tekanan : 1,2 atm

c. Bottom

Suhu : 77,109 °C
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 <i>hole</i>	: <i>Triangular pitch</i>
e. Diameter <i>hole</i>	: 0,005 m
f. Jumlah <i>tray</i>	17
g. <i>Tray spacing</i>	: 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	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>

2. Kondisi Operasi

a. Suhu	: 47,845 °C
b. Tekanan	: 1,2 atm
Kapasitas Tangki	: 5,3376 m ³
Diameter Tangki	: 1,2192 m
Tinggi Tangki	: 3,81 m
Jumlah	1

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 ₃ OH dan H ₂ O hasil keluaran Reaktor (R-01)			
Jumlah	1 alat			
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-240 tipe 316</i>			
<i>Position</i>	Shell		Tube	
<i>Fluid</i>	<i>Water</i>		<i>Gases</i>	
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold fluid</i>		<i>Hot fluid</i>	
	in	out	in	out
<i>Temperature (°C)</i>	30	35	220	80
<i>Pressure (atm)</i>	76,98	76,98	76,98	76,98
Mechanical Design				
Shell		Tube		
<i>Length (ft)</i>	20	<i>Length (ft)</i>	20	
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	1	
<i>ID (in)</i>	29	<i>OD (in)</i>	1	
<i>Baffle Spaces (in)</i>	7,25	<i>Number of tube</i>	397	
		<i>A (ft²)</i>	2077,55	
		<i>BWG</i>	16	
		<i>Triangular Pitch, in</i>	1,25	

Kondensor Parsial (CDP-01)			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$ (psi)	0,6797/10	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$ (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	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>			
Position	Shell		Tube	
Fluid	<i>Water</i>		<i>Gases</i>	
Fluid Type	<i>Cold fluid</i>		<i>Hot fluid</i>	
	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)			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$ (psi)	0,006/10	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$ (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	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>			
Position	Shell		Tube	
Fluid	<i>Liquid organic</i>		<i>Steam</i>	
Fluid Type	<i>Cold Fluid</i>		<i>Hot Fluid</i>	
	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)			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$ (psi)	3,48 / 10	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$ (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	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-240 tipe 316</i>			
Position	Shell		Tube	
Fluid	<i>Liquid organic</i>		<i>Steam</i>	
Fluid Type	<i>Cold fluid</i>		<i>Hot fluid</i>	
	in	out	in	out
Temperature (°C)	77	200	250	249
Pressure (atm)	68	68	68	68
Mechanical Design				
Shell		Tube		
<i>Length</i> (ft)	20	<i>Length</i> (ft)	20	
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	1	
ID (in)	15,25	OD (in)	1	
<i>Baffle Spaces</i> (in)	3,81	<i>Number of tube</i>	91	
		A (ft ²)	4762,37	
		BWG	16	
		<i>Triangular Pitch</i> , in	1,25	

Heater (HE-01)			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$ (psi)	0,0277/10	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$ (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)				
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	1,1762 / 10	psi		
Cold Fluid : Shell				
IDs	13,25	in	1,1042	ft
Baffle Spaces	3,3125	in	0,2760	ft
Passes	1			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	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)				
<i>Number of tube</i>	91	buah		
<i>Passes</i>	1			
<i>Pitch</i>	1 ¼ in <i>Triangular</i>			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	5,1379 / 10	psi		
Cold Fluid : Shell				
<i>IDs</i>	15,25	in	1,2708	ft
<i>Baffle Spaces</i>	3,8125	in	0,3177	ft
<i>Passes</i>	1			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	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			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	5,1362 / 10	psi		
Cold Fluid : Shell				
IDs	13,25	in	1,1042	ft
Baffle Spaces	3,3125	in	0,276	ft
Passes	1			
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	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 °C dan tekanan 30 atm	Menyimpan kebutuhan H ₂ pada suhu 25 °C dan tekanan 30 atm
Waktu Penyimpanan	5 hari	5 hari
Fase	Gas	Gas
Jenis	Tangki Bola (<i>Spherical</i>)	Tangki Bola (<i>Spherical</i>)
Material Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 240 grade M</i>	<i>Stainless Steel SA 240 grade M</i>
Tekanan, atm	30	30

Kode	T-01	T-02
Suhu, °C	25	25
Diameter, m	17,227	12,492
Tebal shell, m	0,1669	0,1122
Volume, m ³	2675,310	1020,203
Jumlah	1	1

Tabel 3.9 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

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

Kode	T-03	T-04
Tebal shell, m		
a. <i>Course 1</i>	0,0048	0,0048
b. <i>Course 2</i>	0,0048	0,0048
c. <i>Course 3</i>	0,0048	0,0048
d. <i>Course 4</i>	0,0048	0,0048
e. <i>Course 5</i>	0,0048	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 °C
	Tout = 71 °C
Kapasitas	561,314 m ³ /jam
<i>Compression ratio</i>	1,67
<i>Single / multistage</i>	<i>Single</i>
<i>Compressor efficiency</i>	80%
Jenis <i>compressor</i>	<i>Centrifugal Compressor Singlestage</i>
<i>Motor power – daya motor (Watt)</i>	52734,62 Watt

Kode	CP-01
<i>Material construction</i>	<i>Carbon Steel</i>

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 °C
	Tout = 84 °C
Kapasitas	2087,490 m ³ /jam
<i>Compression ratio</i>	1,67
<i>Single / multistage</i>	<i>Single</i>
<i>Compressor efficiency</i>	80%
Jenis compressor	<i>Centrifugal Compressor Singlestage</i>
<i>Motor power – daya motor (Watt)</i>	100088,18 Watt
<i>Material construction</i>	<i>Carbon Steel</i>

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	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 240 Grade M Type 304</i>
Kondisi Operasi	T(°C) = 80	T(°C) = 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
<i>Pump Head</i> , m	5,6841	5,3530
Suhu fluida, °C	47,845	77,109
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>
Daya Motor, Watt	372,85	372,85
<i>Material Construction</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>

3.4 Neraca Massa

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 ₂ O	66961,73	76310,3
CO ₂	134579,73	111741,98
CH ₃ OH	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 ₂ O	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 ₃ OH	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 ₂ O	1907,76	0,027	0,089	1907,64
CO ₂	2793,55	2783,76	9,787	0
CH ₃ OH	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 <i>recycle</i>	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

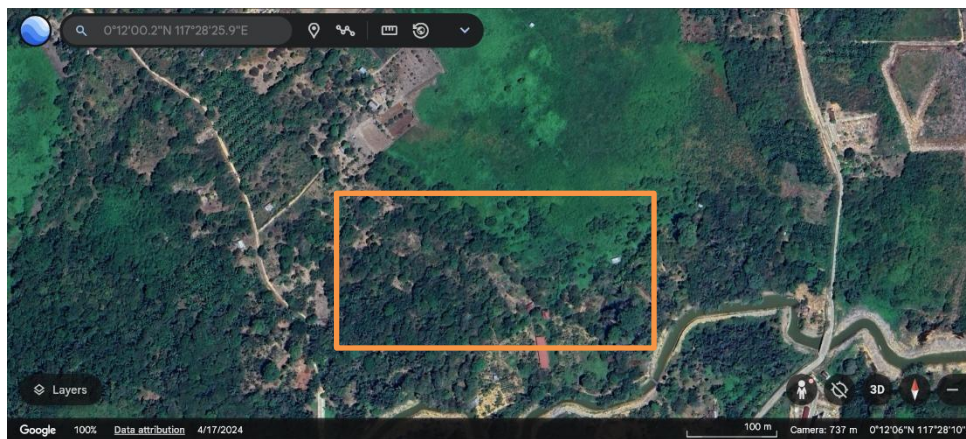
PERANCANGAN PABRIK

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 AIChE (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 CO₂ dan H₂, diperoleh dari dalam negeri. Pabrik metanol berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur, yang berdekatan dengan pabrik pemasok bahan baku. CO₂ dipasok oleh PT Pupuk Kaltim, sedangkan H₂ 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

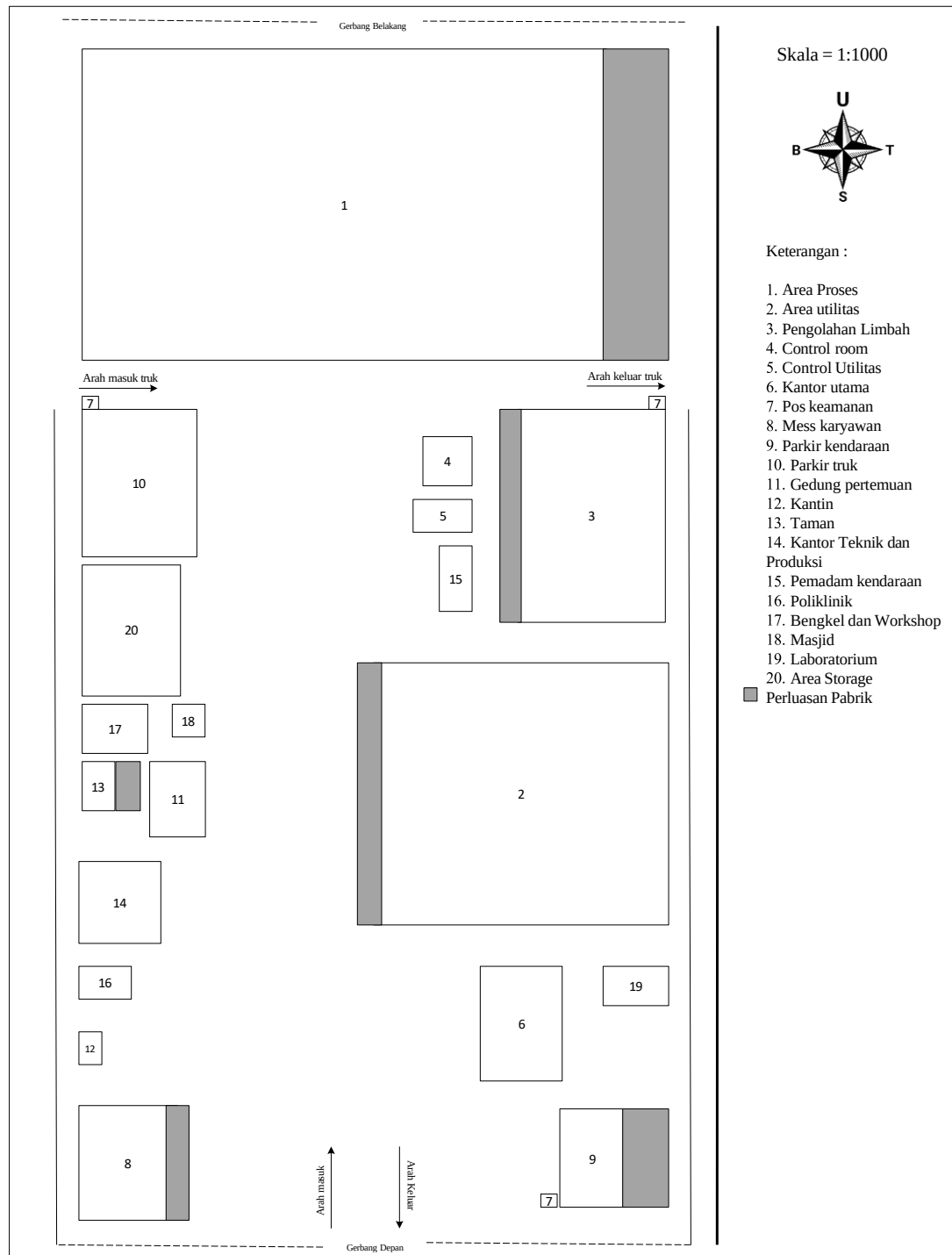
Sebagai langkah antisipasi terhadap kemungkinan peningkatan kapasitas produksi akibat meningkatnya permintaan produk, perlu disiapkan area khusus untuk perluasan pabrik di masa mendatang. Pembangunan pabrik metanol ini

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 (m ²)
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

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. Pencehayaan Pabrik

Pencahayaannya 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.

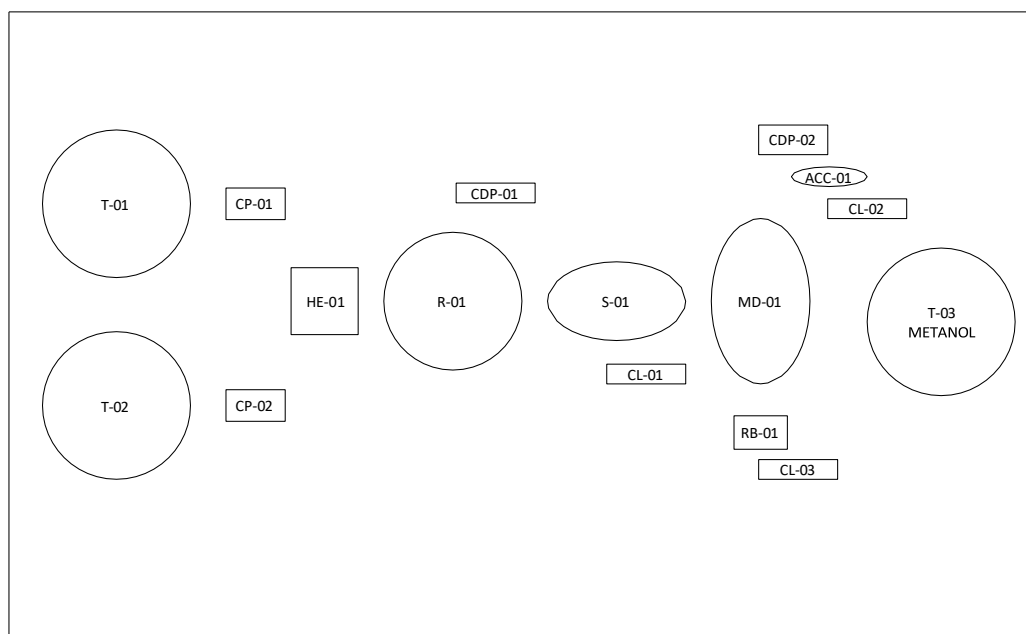
4.3.5. Maintenance

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	: <i>Cooler</i>
CP	: <i>Compressor</i>	MD	: Menara Distilasi
HE	: <i>Heater</i>	RB	: <i>Reboiler</i>
R	: Reaktor	S	: Separator
CDP	: Kondensor Parsial	Acc	: Accumulator

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.

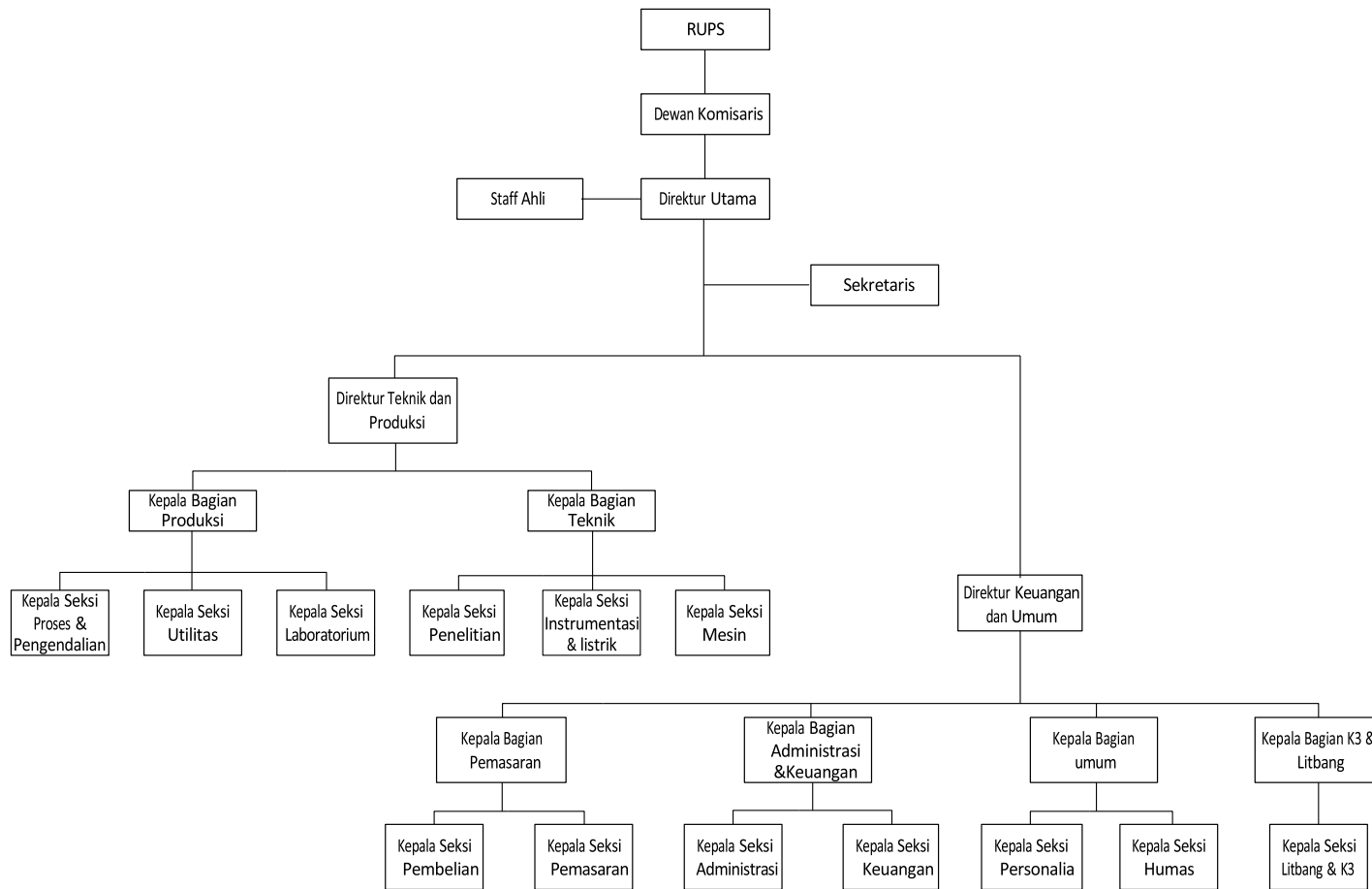
4.4.2. Struktur Organisasi

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 perusahaan, 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:

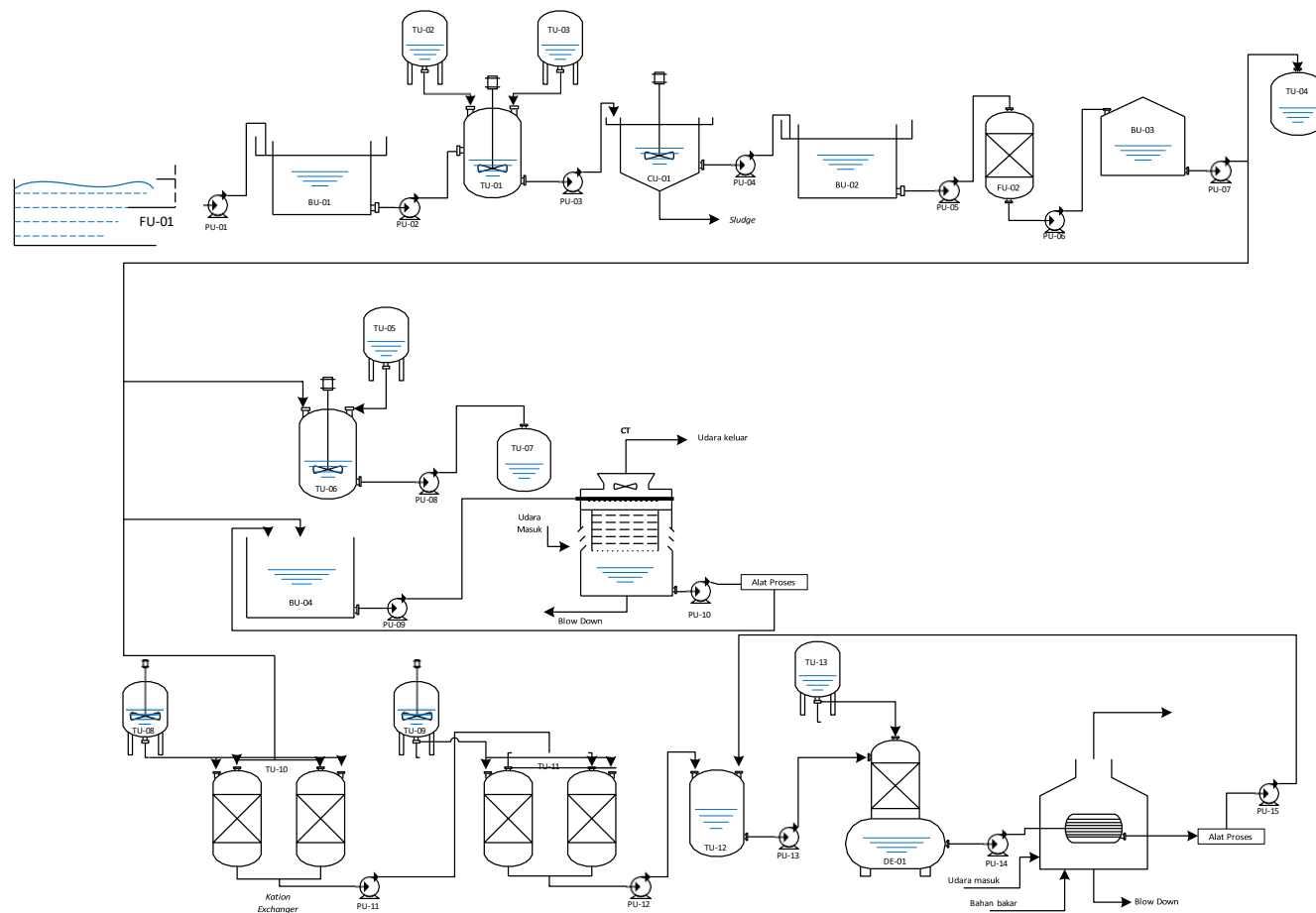
1. Fasilitas transportasi atau bus karyawan untuk mempermudah mobilitas dari dan ke tempat kerja.
2. Fasilitas poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis seperti dokter dan perawat guna menunjang kesehatan karyawan.
3. Fasilitas ibadah yang disediakan lengkap dengan air dan listrik agar karyawan 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

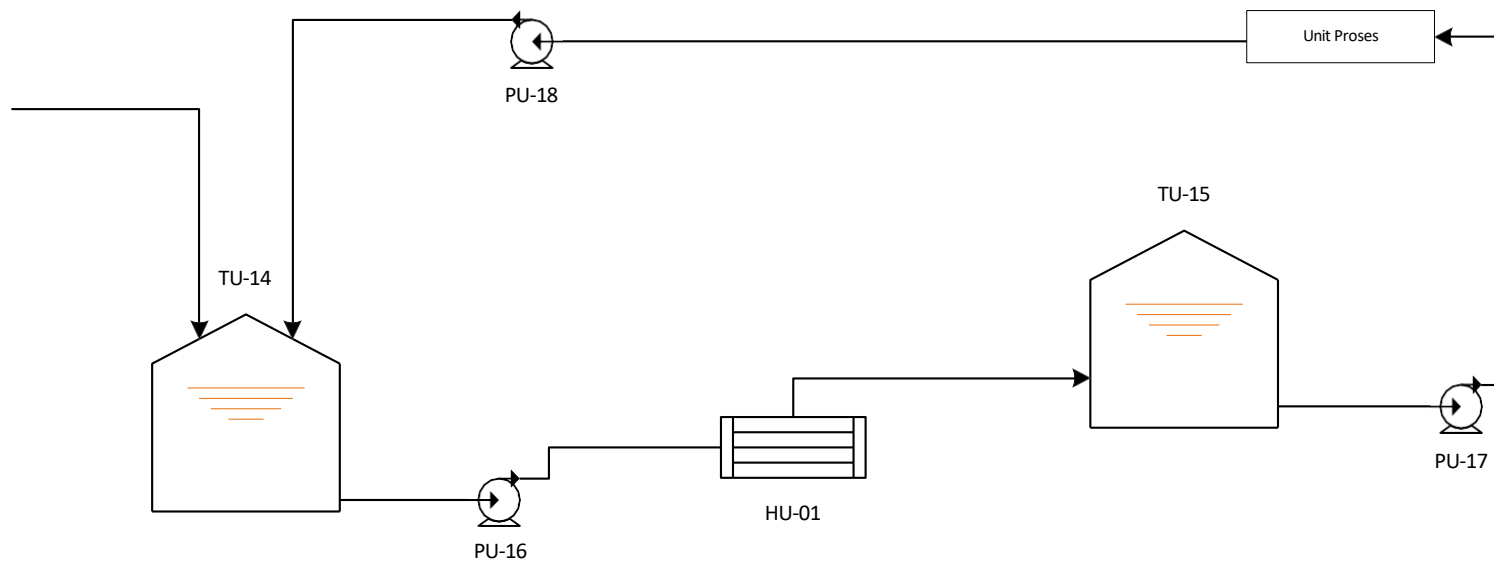
UTILITAS

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 H₂SO₄

TU-09 : Tangki NaOH

TU-10 : Tangki Kation

TU-11 : Tangki Anion

TU-12 : Tangki Umpan Boiler

TU-13 : Tangki N₂H₄

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 ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yaitu garam hasil reaksi antara asam kuat dan basa lemah, yang dalam kondisi basa mudah mengalami hidrolisis. Agar proses flokulasi berlangsung lebih efektif, ditambahkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 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	Pompa 1	P-01	0,5	0,37
4	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 m³/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 m³, yang setelah diberi *overdesign* 20% didapat volume 303,07 m³. Tangki ini memiliki diameter dan tinggi masing-masing 7,28 m. Dari tangki tersebut, *Dowtherm* dipanaskan menggunakan *heat exchanger* tipe *Double pipe* 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 m³ dan setelah ditambah *overdesign* 20% total kapasitasnya 252,56 m³, 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 CO₂, CO, dan H₂ 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 H₂ 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 <i>Screening</i> (FU-01) menuju ke Bak Pengendapan 1 (BU-01)	Mengalirkan hasil (BU-01) ke Tangki <i>Flokulator</i> (TU-01)	Mengalirkan hasil (TU-01) ke <i>Clarifier</i> (CU-01)	Mengalirkan hasil (CU-01) ke Bak Pengendapan 2 (BU-02)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>			

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Bahan	<i>Cast Iron</i>			
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 <i>Kation</i> (TU-10)	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-06) ke Tangki Penampungan Air Bersih (TU-07)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Cast Iron</i>			
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 <i>Cooling Tower</i> (CT-01)	Mengalirkan air dari Alat Proses ke Bak Air Pendingin (BU-04)	Mengalirkan air dari Tangki <i>Kation</i> (TU-10) ke Tangki <i>Anion</i> (TU-11)	Mengalirkan air dari Tangki <i>Anion</i> (TU-11) ke Tangki Umpan <i>Boiler</i> (TU-12)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Cast Iron</i>			
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 <i>Boiler</i> (TU-12) ke Tangki <i>Deaerator</i> (De-01)	Mengalirkan air dari Tangki <i>Deaerator</i> (De-01) ke <i>Boiler</i> (B-01)	Mengalirkan air dari Alat Proses ke Tangki Umpan <i>Boiler</i> (TU-12)	Mengalirkan <i>Dowtherm</i> dari (TU-14) ke <i>Heater</i> Utilitas (HU-01)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Cast Iron</i>			
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 <i>Dowtherm</i> dari (TU-15) ke Unit Proses	Mengalirkan hasil Unit Proses ke (TU-14)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	
Bahan	<i>Cast Iron</i>	
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 <i>flok</i> dengan proses <i>flokulasi</i>	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring <i>sand filter</i>	Menampung air untuk kebutuhan <i>Cooling Tower</i>
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	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
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 <i>Impeller</i>	<i>Marine propeller</i>	-	-	-
Jumlah <i>Impeller</i>	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 <i>kation</i>
Jenis	Tangki silinder	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
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 <i>Impeller</i>	-	-	-	-
Jumlah <i>Impeller</i>	-	-	-	-
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 <i>anion</i>	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 kondensat sirkulasi dan <i>makeup</i> air umpan <i>boiler</i>

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	<i>Carbon Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
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 <i>Impeller</i>	-	-	-	-
Jumlah <i>Impeller</i>	-	-	-	-
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 ₂ H ₄ (hidrazin)	Menyimpan <i>Dowtherm A</i> untuk keperluan pendinginan reaktor	Menampung <i>Dowtherm A</i> dengan suhu yang telah disesuaikan untuk kebutuhan reaktor
Jenis	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
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 <i>Impeller</i>	-	-	-
Jumlah <i>Impeller</i>	-	-	-
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	<i>Carbon Steel</i>

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 <i>conical bottom</i>
Spesifikasi	
Diameter (m)	14,1348
Tinggi (m)	14,1348
Volume (m ³)	2216,8567
Jenis <i>Impeller</i>	<i>Marine propeller 3 blade</i>
Jumlah <i>Impeller</i>	1
Power Motor (Hp)	1,5

Tabel 5.18 Spesifikasi *Cooling Tower* Utilitas

Kode	CT-01
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	<i>Cooling Tower Induced Draft</i>
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 <i>feed water</i> 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	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
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	<i>Carbon Steel</i>
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Spesifikasi	
OD <i>tube</i> (m)	0,0254
ID <i>tube</i> (m)	0,0221
ID <i>shell</i> (m)	0,3048
Panjang (m)	6,096
Jumlah <i>tube</i>	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 (Y₁)	No.	Tahun	Indeks (Y₁)
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:

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

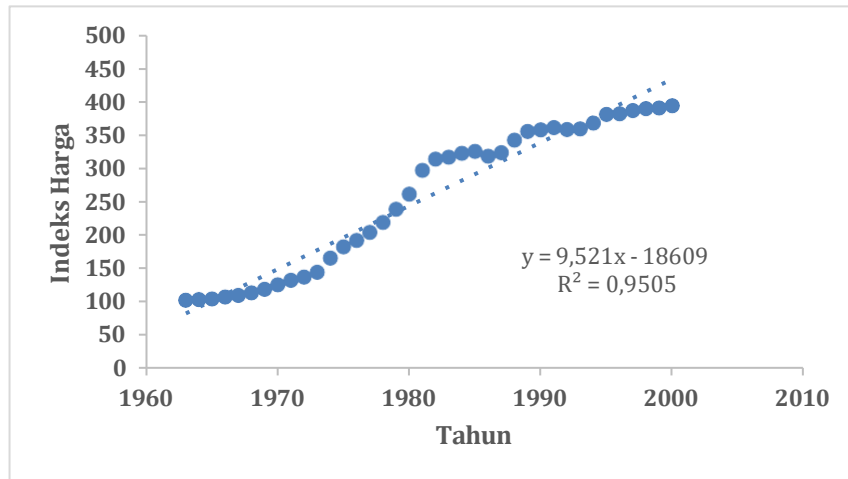
Dimana :

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
<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	1	566,3	718,6	\$165.800	\$210.402
<i>Reactor</i>	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
<i>Separator</i>	S-01	1	566,3	718,6	\$30.000	\$38.070
<i>Splitter</i>	Split	1	566,3	718,6	\$590	\$748,71
<i>Expansion Valve</i>	EV-01	1	566,3	718,6	\$800	\$1.015
	EV-02	1	566,3	718,6	\$1.300	\$1.650
<i>Cooler</i>	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
<i>Reboiler</i>	RB-01	1	566,3	718,6	\$52.000	\$65.988
<i>Accumulator</i>	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
					Rp34.829.229.400	Rp44.198.471.330

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 Penampungan 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 ₂ SO 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 <i>Kation</i>	TU-10	1	566,3	718,6	\$3.800	\$4.822
Tangki <i>Anion</i>	TU-11	1	566,3	718,6	\$3.500	\$4.442
Tangki Umpan <i>Boiler</i>	TU-12	1	566,3	718,6	\$7.100	\$9.010
Tangki N ₂ H ₄	TU-13	1	566,3	718,6	\$5.200	\$6.599
<i>Clarifier</i>	CU-01	1	566,3	718,6	\$4.500	\$5.711
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	566,3	718,6	\$5.500	\$6.980
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	1	566,3	718,6	\$4.200	\$5.330
Tangki Deaerator	De-01	1	566,3	718,6	\$152.300	\$193.270
<i>Boiler</i>	B-01	1	566,3	718,6	\$25.900	\$32.867
<i>Heater Utilitas</i>	HU-01	1	566,3	718,6	\$3.100	\$3.934
Tangki Penyimpanan <i>Dowtherm A</i>	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.	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp68.700.769.884,35
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i>	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.	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp4.672.320.000,00
Total		Rp279.508.077.359,06

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Komponen	Biaya
1.	<i>Physical Plant Cost</i>	Rp279.508.077.359,06
2.	<i>Engineering and Construction</i>	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.	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp335.409.692.830,87
2.	<i>Contractor's fee</i>	Rp13.416.387.713,23
3.	<i>Contingency</i>	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.	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp7.063.709.357,73
2.	<i>In process Inventory</i>	Rp465.727.999,19
3.	<i>Product Inventory</i>	Rp55.887.359.903,02

No.	Komponen	Biaya
4.	<i>Extended Credit</i>	Rp64.343.534.187,24
5.	<i>Available Cash</i>	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.	<i>Raw Material</i>	Rp339.058.049.171,03
2.	<i>Labor</i>	Rp11.696.400.000,00
3.	<i>Supervision</i>	Rp2.924.100.000,00
4.	<i>Maintenance</i>	Rp39.913.753.446,87
5.	<i>Plant Supplies</i>	Rp5.987.063.017,03
6.	<i>Royalty and Patents</i>	Rp7.721.224.102,47

No.	Komponen	Biaya
7.	<i>Utilities</i>	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.	<i>Payroll Overhead</i>	Rp1.754.460.000,00
2.	<i>Laboratory</i>	Rp1.169.640.000,00
3.	<i>Plant Overhead</i>	Rp5.848.200.000,00
4.	<i>Packaging and Shipping</i>	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.	<i>Depreciation</i>	Rp39.913.753.446,87
2.	<i>Property Taxes</i>	Rp3.991.375.344,69
3.	<i>Insurance</i>	Rp3.991.375.344,69
Total		Rp47.896.504.136,25

Tabel 6.11 *Total Manufacturing Cost*

No.	Komponen	Biaya
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp488.601.137.874,78
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp47.378.420.512,34
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	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.	<i>Sales</i>	Rp30.738.047.946,66
3.	<i>Research</i>	Rp21.516.633.562,66
4.	<i>Finance</i>	Rp11.655.704.516,38

No.	Komponen	Biaya
	Total	Rp82.353.214.793,70

Tabel 6.13 Total *Production Cost*

No.	Komponen	Biaya
1.	<i>Manufacturing Cost</i>	Rp583.876.062.523,37
2.	<i>General Expenses</i>	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 22% dari keuntungan : Rp 23.296.489.244,56

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp 82.596.643.685,25

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°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
		<i>Explosion Limits</i> : Tidak mudah meledak /tidak mudah bereaksi secara eksplosif	v	
		<i>Flammability</i> : Non-flammable	v	
		Stabilitas: Stabil	v	
3.	Hidrogen	Toksisitas: Tidak <i>toxic</i> secara kimia	v	
		<i>Explosion Limits</i> : 4 - 77 vol% sangat berisiko ledakan jika bercampur udara		v
		<i>Flammability</i> : 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: <i>Toxic</i> jika terhirup karena dapat mengikat hemoglobin lebih kuat dari oksigen		v

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

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

ROI Sebelum Pajak : 26,53%

ROI Setelah Pajak : 20,69%

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.

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

POT Sebelum Pajak : 2,74 tahun

POT Setelah Pajak : 3,26 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.

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

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.	<i>Depreciation</i>	Rp39.913.753.446,87
2.	<i>Property Taxes</i>	Rp3.991.375.344,69
3.	<i>Insurance</i>	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.	<i>Payroll Overhead</i>	Rp1.754.460.000,00
3.	<i>Supervise</i>	Rp2.924.100.000,00
4.	<i>Plant Overhead</i>	Rp5.848.200.000,00
5.	<i>Laboratory</i>	Rp1.169.640.000,00
6.	<i>General Expenses</i>	Rp82.353.214.793,70
7.	<i>Maintenance</i>	Rp39.913.753.446,87
8.	<i>Plant Supplies</i>	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.	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp38.606.120.512,34
3.	Biaya Bahan Utilitas	Rp81.300.548.137,37
4.	<i>Royalties and Patents</i>	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.	<i>Annual Sales Value</i>	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.

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

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.

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

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 134.166.101.648,50

n = 10 tahun

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

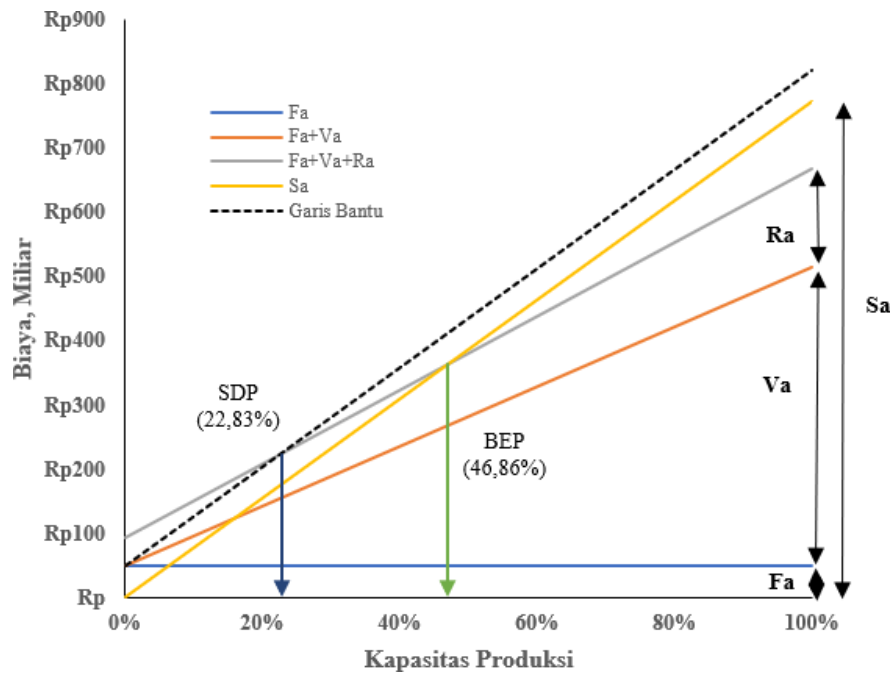
DCFRR = 26,04%

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 **tidak layak** dikembangkan dari sisi ekonomi. Hal ini juga ditinjau dari nilai ROI, POT, BEP, SDP, dan DCFRR yang menunjukkan bahwa hasil yang didapat termasuk jenis *low risk*, Sehingga tidak memenuhi kriteria kelayakan industri kimia dengan kategori **high risk**.

Tabel 6.29 Hasil Analisis Kelayakan Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Keterangan
ROI	Sebelum pajak : 26,53%	ROI sebelum pajak <i>High Risk</i> = >44%	Tidak Memenuhi
	Setelah pajak : 25,20%		
POT	Sebelum pajak : 2,74 tahun	<i>High Risk</i> = POT sebelum pajak < 2 tahun	Tidak Memenuhi
	Setelah pajak : 2,84 tahun	POT sebelum pajak $\geq$ 2 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 resiko tinggi minimum 44%. (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 tinggi maksimum adalah 2 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 CO₂ dan H₂ dengan kapasitas 57.000 ton per tahun memiliki prospek yang kurang layak dan harus 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 CO₂ 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 CHEMICAL AND PETROCHEMICAL 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 - Inżynieria Chemiczna i Procesowa*, 34(4), 497–506. <https://doi.org/10.2478/cpe-2013-0040>

Liu, Z.-K., Agren, J., & Hillert, M. (1996). EQUINJBHIA 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 CO₂ sebanyak 134579,73 kg/jam dan H₂ 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

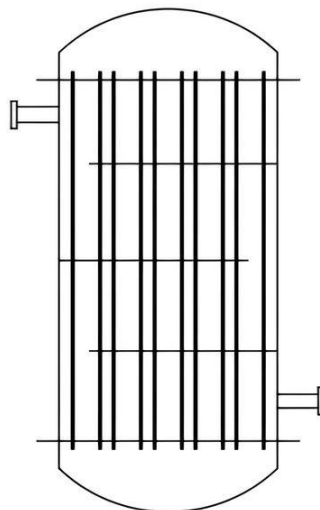
Bahan : *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*

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

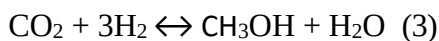
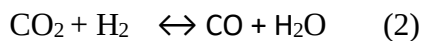
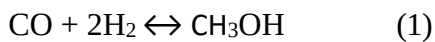
Reaksi sintesis metanol dari hidrogenasi CO₂ dapat dituliskan sebagai berikut :



4. Kinetika Reaksi dan Keseimbangan

Pada reaksi sintesis metanol dilakukan pada fase gas dengan bantuan katalis padat yaitu CuO/ZnO/Al₂O₃. 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 :



Kinetika :

$$r'_{\text{CH}_3\text{OH},1} = \frac{k_A K_{\text{CO}} \left(f_{\text{CO}}^2 - \frac{1}{K_{\text{C1}}} f_{\text{CH}_3\text{OH}} \right)}{h \left(f_{\text{H}_2}^2 + \frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_{\text{H}_2}} f_{\text{H}_2\text{O}} + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}}^2 + \frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_{\text{H}_2}} K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} f_{\text{H}_2\text{O}} + K_{\text{CO}}^2 f_{\text{CO}}^2 + \frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_{\text{H}_2}} K_{\text{CO}}^2 f_{\text{CO}} f_{\text{H}_2\text{O}} \right)} \quad (4)$$

$$r'_{\text{CH}_3\text{OH},2} = \frac{k_B K_{\text{CO}} \left(f_{\text{CO}} f_{\text{H}_2} - \frac{1}{K_{\text{C2}}} f_{\text{H}_2\text{O}} f_{\text{CO}} \right)}{h \left(f_{\text{H}_2}^2 + \frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_{\text{H}_2}} f_{\text{H}_2\text{O}} + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}}^2 + \frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_{\text{H}_2}} K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} f_{\text{H}_2\text{O}} + K_{\text{CO}}^2 f_{\text{CO}}^2 + \frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_{\text{H}_2}} K_{\text{CO}}^2 f_{\text{CO}} f_{\text{H}_2\text{O}} \right)} \quad (5)$$

$$r'_{\text{CH}_3\text{OH},3} = \frac{k_C K_{\text{CO}_2} \left(f_{\text{CO}_2}^2 - \frac{1}{K_{\text{C3}}} f_{\text{CH}_3\text{OH}} f_{\text{H}_2\text{O}} \right)}{h \left(f_{\text{H}_2}^2 + \frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_{\text{H}_2}} f_{\text{H}_2\text{O}} + K_{\text{CO}} f_{\text{CO}}^2 + \frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_{\text{H}_2}} K_{\text{CO}} f_{\text{CO}} f_{\text{H}_2\text{O}} + K_{\text{CO}}^2 f_{\text{CO}}^2 + \frac{K_{\text{H}_2\text{O}}}{K_{\text{H}_2}} K_{\text{CO}}^2 f_{\text{CO}} f_{\text{H}_2\text{O}} \right)} \quad (6)$$

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 × 10 ⁻¹⁰	Pa ⁻¹	46,800	J/mol
K _{CO₂}	7,05 × 10 ⁻¹²	Pa ⁻¹	61,700	J/mol

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

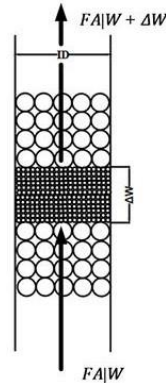
5. Persamaan-Persamaan Matematis Reaktor

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 ₂ O	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 ₃ OH	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)

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

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

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

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

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

Sehingga :

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

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{-r_A}{F_{A0}} \quad (7)$$

- Menghitung Berat Katalis

Persamaan neraca massa reaktor disusun berdasarkan variabel berat katalis (dX_A/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

$$V = 4,4323 \text{ m}^3$$

b. Pressure Drop

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

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

Dengan:

P : Tekanan (Pa)

Z : Panjang total bed (m)

Gt : Kecepatan superficial gas dalam tube = $\rho \cdot v$ (kg/m².s)

ρg : Densitas gas (kg/m³)

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 $1,2827 \times 10^{-8}$ atm.

6. Langkah Perancangan

a. Perhitungan Data Fisis

1. Perhitungan Panas Reaksi

Panas reaksi dihitung dengan,

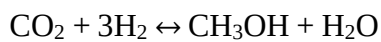
$$(-\Delta H_R^0) = (\sum \Delta H_{f^0})_{produk} - (\sum \Delta H_{f^0})_{reaktan} \quad (10)$$

$$(-\Delta H_R) = (-\Delta H_R^0) + \int_{T_{ref}}^T (\sum v_i C_{pi}) \cdot dT \quad (11)$$

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

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E	ΔH (kJ/kmol)	$\Delta H_f^{298\text{ K}}$ (kJ/kmol)	$N[C_p.dT]$ (input)	$N[C_p.dT]$ (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 ₃ OH	32	40,046	-0,038287	2,4529E-04	-2,1679E-07	5,9909E-11	10.038,15	-201170	512132.25	5690523.50
H ₂ O	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,



$$\Delta H_{298\text{K}} = [\Delta H_f^o (\text{CH}_3\text{OH}) + \Delta H_f^o (\text{H}_2\text{O})] - [\Delta H_f^o (\text{CO}_2) + 3.\Delta H_f^o (\text{H}_2)]$$

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

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

$$\Delta H_{\text{CH}_3\text{OH}} = -41131 \text{ kJ/kmol}$$

Secara keseluruhan reaksi sintesis metanol cenderung bersifat eksotermis.

2. BM rata-rata Gas (BM_G)

$$BM_G = \sum_{i=1}^N Y_i \cdot BM_i \quad (12)$$

Dimana :

Y_i = fraksi mol komponen i

BM_i = 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

$$B^0 = \frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \frac{BP_c}{RT_c} = 1 + B^0 \frac{P_r}{T_r}$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c} \right) \left(\frac{P_r}{T_r} \right) \quad (13)$$

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

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

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

Komponen	BM	Y _i	T _{ci} (K)	P _{ci} (atm)	B ⁰	B ¹	ω	BP _c /RT _c	Z	Y _i .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 ₃ OH	32	0,0032	512,5	79,7829	0,0830	0,1390	0,5658	0,1616	1,0252	0,0033
H ₂ O	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, $\text{cm}^3 \cdot \text{atm} / \text{gmol} \cdot \text{K} = 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm} / \text{gmol} \cdot \text{K}$

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

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

Didapatkan densitas gas campuran (ρ_G) = 24,4995 kg/m^3

6. Viskositas Umpan (μ)

Viskositas fase gas dihitung dengan persamaan empiris.

$$\mu_{\text{gas}} = A + B. T + C. T^2, \text{ micropoise} \quad (19)$$

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 ₃ OH	-14,236	0,38935	-6,2762E-05
H ₂ O	-36,826	4,29E-01	-1,6200E-05
CO	23,811	0,53944	-1,5411E-04

Sehingga diperoleh $\mu_{\text{gas}} = 0,00001435 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{s}$

7. Konduktivitas Umpan (k)

Menentukan konduktivitas campuran gas digunakan persamaan :

$$k_{\text{gas}} = A + B + C.T^2 \quad (20)$$

Berikut data konstanta untuk perhitungan konduktivitas :

Komponen	A	B	C	y _i	k _{gas}	y _i .k _{gas}
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 ₃ OH	0,00234	5,4340E-06	1,3154E-07	0,0032	3,7010E-02	1,1753E-04
H ₂ O	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 :

$$C_{pg} = A + B.T + C.T^2 + D.T^3 + E.T^4 \quad (21)$$

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 ₃ OH	32	40,046	-0,038287	2,4529E-04	-2,1679E-07	5,9909E-11
H ₂ O	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 :

$$C_{pmix} = \sum x_i.C_{pi} \quad (22)$$

Dimana x_i adalah fraksi mol komponen i dan C_{pi} adalah kapasitas panas tiap mol komponen i .

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

b. Menentukan spesifikasi *Shell and Tube*

- Pemilihan tempat katalisator (*tube*)
- Katalisator

Katalis yang digunakan adalah Cu/ZnO/Al₂O₃ 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/m³

Densitas *true* : 2150 kg/m³

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

$$V_s = \frac{\pi D^2}{4} \cdot L \quad (23)$$

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

Pemilihan diameter reaktor dilakukan dengan mempertimbangkan efisiensi perpindahan panas. Colburns (dalam Smith, 1981) telah meneliti bagaimana rasio antara diameter partikel (D_p) dan diameter pipa (D_t) memengaruhi perbandingan koefisien perpindahan panas antara pipa berisi katalis dan pipa kosong, yang dinyatakan dengan rasio h_w/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 $D_p/D_t = 0,15$ dikarenakan memberi nilai hw/h yang paling besar (transfer panas yang baik)

Dimana :

D_p : Diameter katalis, cm

D_t : Diameter tube, in

hw : Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h_i : Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi kosong,
cal/j.cm².K

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,55 \text{ cm}$$

$$D_t = \frac{0,55 \text{ cm}}{(0,15)} = 3,67 \text{ cm} = 1,44 \text{ in}$$

1. Jenis dan ukuran tube

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

$$\text{Ukuran pipa IPS} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in}$$

$$\text{Flow area perpipa} = 2,04 \text{ in}^2$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

Pipa tersusun secara *Triangular Pitch*

2. Menghitung mass velocity umpan (Gt)

Asumsi $Re = 3100$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{Re \cdot \mu}{D_t} \\ &= 5.829,6098 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned} \quad (24)$$

3. Jumlah tube (Nt)

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

Luas penampang total :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{G}{G_t} \\ &= 26,2730 \text{ m}^2 \end{aligned} \quad (25)$$

Luas penampang pipa :

$$\begin{aligned} A_0 &= \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot \varepsilon \\ &= 0,000656 \text{ m}^2 \end{aligned} \quad (26)$$

Jumlah pipa maksimal :

$$\begin{aligned} N_{t_{\max}} &= \frac{A_t}{A_0} \\ &= 40027 \text{ buah} \end{aligned} \quad (27)$$

Kecepatan volumetrik :

$$\begin{aligned} Q_v &= \frac{G}{\rho_g} \\ &= 6.251,6144 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned} \quad (28)$$

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

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

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{Q_v}{V_{\max}} \\ &= 0,5678 \text{ m}^2 \end{aligned} \quad (30)$$

Jumlah pipa minimum :

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

$$= 865 \text{ buah}$$

Diambil jumlah tube sebanyak 1500 tube

4. Lay Out pipa dalam reactor

Susunan tube = Triangular

$$\text{Pitch tube (Pt)} = 1,25 \text{ ODt} \quad (32)$$

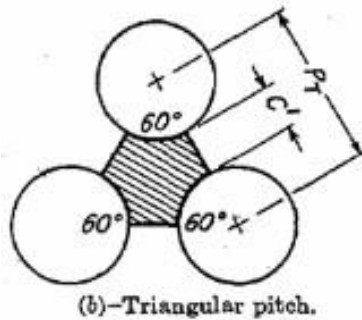
$$= 2,375 \text{ in}$$

$$= 6,0325 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{Pt} - \text{ODt} \quad (33)$$

$$= 0,475 \text{ in}$$

$$= 1,2065 \text{ cm}$$



Luas penampang shell = luas pipa total

$$\frac{\pi}{4} \text{ID}^2 = 2 \times \text{Nt} \times \text{luas segitiga sama sisi} \quad (34)$$

$$= 2 \times \text{Nt} \times (0,5 \cdot \text{Pt}^2 \cdot \sin 60)$$

$$= 0,866 \times \text{Pt}^2 \times \text{Nt}$$

5. Diameter Equivalen (De)

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

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

$$= 1,3751 \text{ in}$$

6. Diameter dalam *shell* (IDs)

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa

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

$$= 62,6914 \text{ in}$$

$$= 1,5924 \text{ m}$$

7. Baffle space (B)

$$Baffle \ space \ (B) = 0,25 \times IDs \quad (37)$$

$$= 15,6728 \text{ in}$$

$$= 0,3981 \text{ m}$$

8. Flow area shell

$$a_s = \frac{IDs.C'.B}{Pt} \quad (38)$$

$$= 1,3647 \text{ ft}^2$$

$$= 0,1268 \text{ m}^2$$

9. Mass velocity sisi *shell* (Dowtherm A)

$$w_s \text{ (laju air pendingin)} = 191.902,7951 \text{ kg/jam}$$

$$= 423.145,6632 \text{ lb/jam}$$

$$Gs = \frac{W_s}{a_s} \quad (39)$$

$$= 310.074,85 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

10. Bilangan reynold sisi shell (Dowtherm A)

Media pendingin dalam reaktor digunakan berupa udara dengan suhu 174°C
 $= 447,15 \text{ K}$

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K):

$$T = 447,15 \text{ (K)}$$

$$C_p = 0,11152 + 0,0003402 T \text{ (cal/g K)} \quad (40)$$

$$\text{Densitas, } \rho = 1,3644 - 9,7073 \cdot 10^{-4} T \text{ (g/cm}^3\text{)} \quad (41)$$

$$\text{Konduktivitas termal, } K = 1,512 - 0,0010387 T \text{ (cal/g cm K)} \quad (42)$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 35,5898 - 6,04212 T \text{ (g/cm J)} \quad (43)$$

$$\text{Nilai Re} = \frac{G_s \cdot D_e}{\mu p} \quad (44)$$

$$C_p \text{ Dowtherm} = 0,264 \text{ cal/g K}$$

$$\text{Densitas Dowtherm} = 0,9303 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Konduktivitas termal Dowtherm} = 1,0475 \text{ cal/g cm K}$$

$$\text{Viskositas Dowtherm} = 1,0224 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Re} = 34753 \text{ (aliran turbulen)}$$

11. Koefisien perpindahan panas

Shell, udara	Tube, reaktan
Menghitung Bilangan Prandtl (Pr) $\text{Pr} = \frac{C_p \times \mu}{k} \quad (45)$ $= 0,0043$	Menghitung Bilangan Prandtl (Pr) $\text{Pr} = \frac{C_p \times \mu}{k} = 0,4507$
Menghitung Koefisien Perpindahan panas (h_o)	Menentukan nilai j_H saat Re 3100

Shell, udara	Tube, reaktan
$D_{es} = \frac{4(0,5.Pt^2.0,866-0,5.\pi.\frac{OD^2}{4})}{0,5.\pi.OD} \quad (35)$	Dari figure 28 Kern diperoleh 27,5
$D_{es} \text{ (in)} = 1,3751$ $h_o = jH. \left(\frac{k_s}{D_e} \right) \left(\frac{Cp_s \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} \quad (46)$ jH saat Re 34753 adalah = 100 ks (Btu/jam.ft.°F) = 263,1329 De (ft) = 0,1146 Cps (Btu/lb.°F) = 1,1038 μ (lb/ft.hr) = 1,0224	● Menghitung koefisien perpindahan panas (hi) $h_i = jH \left(\frac{k}{D} \right) (Pr)^{1/3} \quad (47)$ hi (Btu/ft².F.jam) = 11,033
ho (Btu/ft².F.jam) = 37308,56	● Koreksi hi ke permukaan pada diameter luar tube $h_{io} = h_i \left(\frac{ID}{OD} \right) \quad (48)$ h_{io} (Btu/ft².F.jam) = 9,3493

- **Menghitung koefisien perpindahan panas bersih (Uc)**

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad (49)$$

$$= 9,3469 \text{ Btu/ft}^2.\text{F.jam}$$

- **Menghitung Dirt Overall Coefficient (Ud)**

$$U_D = \frac{Q}{A(\Delta T)_m} \quad (50)$$

$$= 4,8733 \text{ Btu/ft}^2.\text{F.jam}$$

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} \quad (51)$$

$$= 0,0982 \text{ Btu/ft}^2.\text{F.jam}$$

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, in² = 2,04

Luas permukaan luar perpanjangan pipa, ft²/ft = 0,498

Luas permukaan dalam perpanjangan pipa, ft²/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

$$P_{\text{design}} = 1101,128 \text{ psi}$$

b) Bahan konstruksi shell

Dipilih material : Stainless Steel SA 167 grade 3 tipe 304

c) Tebal dinding shell

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{P_{xr}}{f_x E - 0,6P} + c \quad (52)$$

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

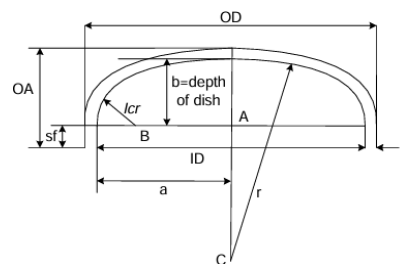
Berdasarkan tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959), untuk OD standar diambil OD terdekat yaitu :

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 : elliptical 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 elliptical dished head, tebal head dihitung dengan persamaan 13.10 (Brownell & Young, 1959)

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0.2 P} + c \quad (53)$$

$$= 2,565 \text{ in}$$

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

$$icr, \text{ in} = 9$$

$$r, \text{ in} = 66$$

$$a = ID_s/2, \text{ in} = 33$$

$$AB = a - icr, \text{ in} = 24$$

$$BC = r - icr, \text{ in} = 57$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}, \text{ in} = 51,701$$

$$B = r - AC, \text{ in} = 14,299$$

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959) dengan tH 3 in
dipilih nilai sf = 3,5 in

$$hH = tH + B + sf, \text{ in} = 20,799$$

$$hH = tH + B + sf, \text{ m} = 0,528$$

4. Tinggi reaktor

$$h = \text{panjang tube} + (2 \times \text{tinggi head}), \text{ in} = 199,078$$

$$h = \text{panjang tube} + (2 \times \text{tinggi head}), \text{ m} = 5,057$$

5. Volume Reaktor

$$\text{a) Volume head (Vh)} = 0,000049 ID_s^3$$

$$\text{Volume head, in}^3 = 14,087$$

$$\text{Volume head, m}^3 = 0,399$$

$$\text{b) Volume shell (Vs)} = \frac{\pi}{4} (ID_s)^2 \cdot Z$$

$$\text{Volume shell, in}^3 = 17575,5740$$

$$\text{Volume shell, m}^3 = 446,4205$$

$$\text{c) Volume reaktor (Vr)} = Vs + (2 \times Vh)$$

$$\text{Volume reaktor, m}^3 = 447,2183$$

6. Spesifikasi Nozzle

a) Diameter saluran gas umpan

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37} \quad (54)$$

$$G = \text{kecepatan umpan masuk} = 42,545 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas gas umpan mix} = 24,4995 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Sehingga diameter optimum} = 22,037 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih ukuran standar (sch 40)} = \text{ID} = 21,25 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 22 \text{ in}$$

b) Diameter saluran gas keluar

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$G = \text{Kecepatan umpan keluar} = 42,545 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas umpan keluar} = 24,4995 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Sehingga diameter optimum} = 22,037 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih ukuran standar (sch 40)} = \text{ID} = 21,25 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 22 \text{ in}$$

c) Diameter pendingin masuk

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$\rho p = 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} T_{in}) \quad (41)$$

$$T_{in} = 174^\circ\text{C} (447,15 \text{ K})$$

$$G = 53,3063 \text{ kg/s}$$

$$\rho p = 930,3381 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Diameter optimum} = 6,4516 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih ukuran standar (sch 40)} = \text{ID} = 7,981 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in}$$

d) Diameter pendingin keluar

$$d, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$\rho p = 1,3644 - (9,7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$T_{in} = 175^{\circ}\text{C} (448,15 \text{ K})$$

$$G = 53,3063 \text{ kg/s}$$

$$\rho p = 929,3674 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Diameter optimum} = 6,4541 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih ukuran standar (sch 40) = ID} = 7,981 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in}$$

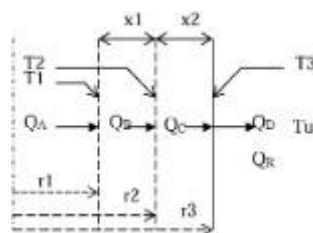
7. Tebal Isolator

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°C)
- T_2 = suhu dinding luar reaktor
- T_3 = suhu isolator luar (50°C)
- T_u = suhu udara luar (30°C)
- 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 Steel, menggunakan interpolasi pada (Appendix A-2 Holman, 2010) nilai k didapat :

$$k_s = 17,4 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

Bahan yang dipilih untuk isolator adalah asbestos karena memiliki ketahanan panas yang tinggi, memiliki nilai konduktivitas termal rendah, dan ekonomis. Spesifikasinya sebagai berikut :

$$k_{is} = 0,16 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon_{is} = 0,96$$

Sifat fisis udara dapat ditentukan dari rerata suhu udara (T_f) dengan persamaan berikut :

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2} \quad (55)$$

$$= 313,15 \text{ K}$$

Dari interpolasi data Appendix A-5, holman (2010) pada suhu $T_f = 313,15$ K, diperoleh data sebagai berikut :

$$\rho_{ud} = 1,1302 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p = 1,0066 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu = 0,000019064 \text{ kg/m.s}$$

$$\nu = 0,00001702 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k_{ud} = 0,02724 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr} = 0,7051$$

Data tambahan :

$$\beta = 1/T_f = 0,0031934$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$L = 4 \text{ m}$$

a. Menghitung Bilangan Grasshof

$$\begin{aligned} Gr &= \frac{g\beta(T_3 - T_u)L^3}{\nu^2} \\ &= 1,38 \times 10^{11} \end{aligned} \quad (56)$$

Keterangan :

$$g = \text{percepatan gravitasi (m/s}^2\text{)}$$

$$\beta = 0,0031934$$

$$L = 4 \text{ m}$$

$$T_3 = \text{suhu dinding luar isolator (K)}$$

$$T_u = \text{suhu udara keluar (K)}$$

$$\nu = \text{kecepatan aliran gas (m}^2\text{/s)}$$

b. Menghitung bilangan Rayleigh

$$\begin{aligned} \text{Ra} &= Gr \times \text{Pr} \\ &= 9,75 \times 10^{10} \text{ (turbulen)} \end{aligned} \quad (57)$$

c. Menghitung Koefisien perpindahan panas konveksi

$$\begin{aligned} hc &= 0,1 \cdot \frac{k_{ud}}{L} (Gr \times \text{Pr})^{\frac{1}{3}} \\ &= 3,13 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned} \quad (58)$$

Keterangan :

k_{ud} = konduktivitas termal udara W/m.°C

L = 4 m

$Gr \times Pr = 9,75 \times 10^{10}$

d. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Radiasi

$$h_r = \frac{\varepsilon_{is} \sigma (T_3^4 - T_u^4)}{(T_3 - T_u)} \quad (59)$$

$$= 6,69 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Keterangan :

ε_{is} = emisivitas bahan isolator

σ = konstanta stefan boltzman ($5,669 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$)

T_3 = suhu dinding luar isolator (K)

T_u = suhu udara luar (K)

e. Menentukan Suhu Dinding luas Shell (T2) dari Neraca panas di Setiap Lapisan

$$q_2 = \frac{2\pi L(T_1 - T_2)k_s}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} \quad (60)$$

$$q_3 = \frac{2\pi L(T_2 - T_3)k_{is}}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} \quad (61)$$

$$q_4 = (h_c + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - T_u) \quad (62)$$

Karena kondisi diasumsikan *steady state*, maka $q_2 = q_3 = q_4$

- Untuk $q_2 = q_4$, maka :

$$\frac{2\pi L(T_1 - T_2)k_s}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} = (h_c + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - T_u)$$

$$R_3 = \frac{(T_1 - T_2)k_s}{(h_c + h_r)(T_3 - T_u)\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} \quad (63)$$

- Untuk $q_3 = q_4$, maka :

$$\frac{2\pi L(T_2 - T_3)k_{is}}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} = (h_c + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - T_u)$$

$$R_3' = \frac{(T_2 - T_3)k_{is}}{(h_c + h_r)(T_3 - T_u)\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} \quad (64)$$

Keterangan :

- k_s = konduktivitas termal bahan konstruksi (W/m.K)
- k_{is} = konduktivitas termal bahan isolator (W/m.K)
- h_c = koefisien perpindahan panas konveksi (W/m².K)
- h_r = 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)
- T_u = suhu udara luar (K)

Kemudian dilakukan trial nilai T_2 hingga memperoleh nilai $R_3 = R_3'$.
Hasil trial yang diperoleh yaitu :

$$T_2 = 490 \text{ K}$$

$$R_3 = 1,449 \text{ m}$$

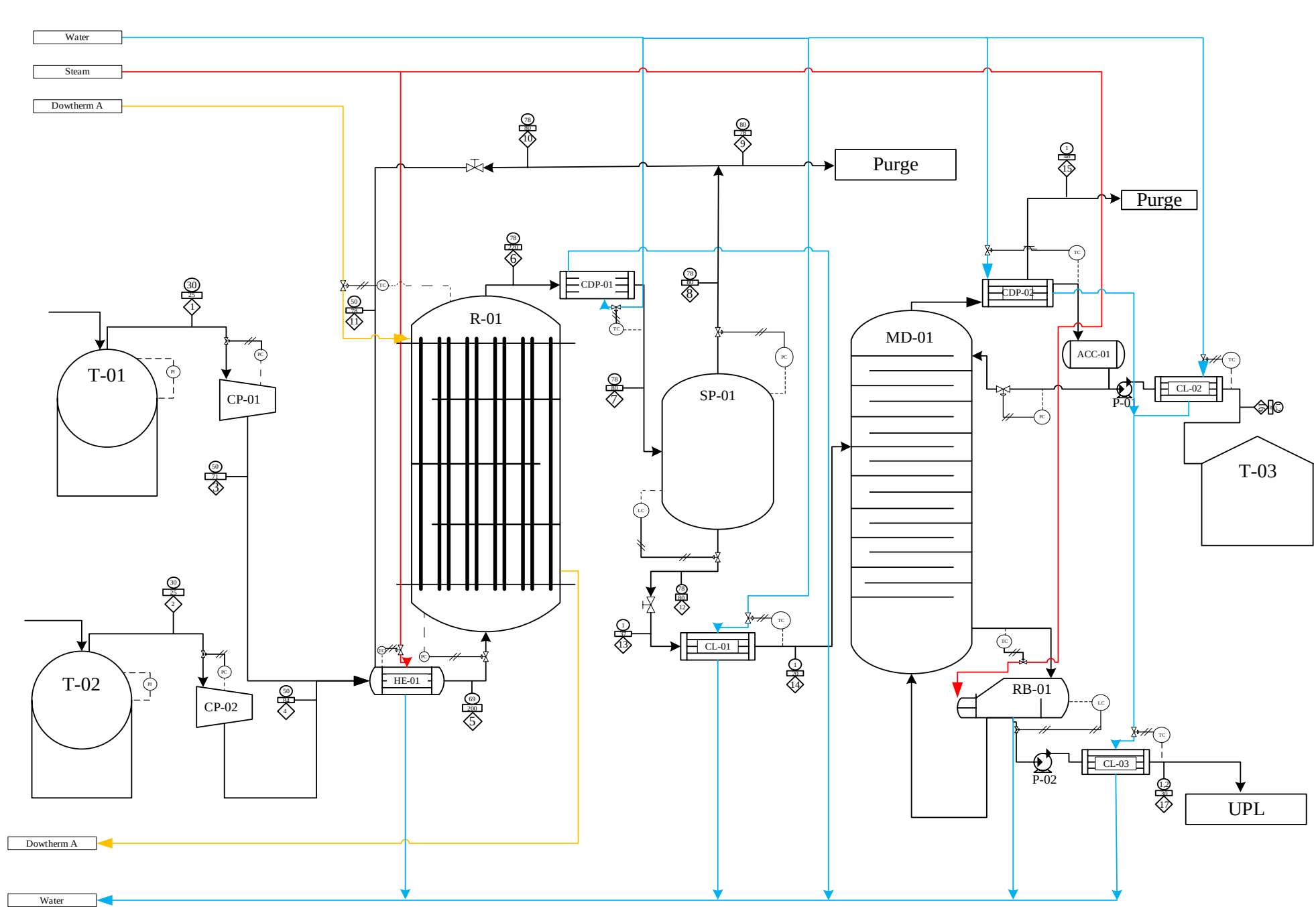
Maka tebal isolasi yang digunakan adalah

$$\begin{aligned} \text{Tebal Isolasi} &= R_3 - R_2 \\ &= 0,0775 \text{ m} = 7,75 \text{ cm} \end{aligned}$$

LAMPIRAN B
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK METANOL DARI H₂ DAN CO₂ DENGAN REAKSI HIDROGENASI



KETERANGAN INSTRUMEN	
FC	: Flow Control
PC	: Pressure Control
TC	: Temperature Control
PI	: Pressure Indicator
LC	: Level Control

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	: Kompresor
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
CO	0	0	0	0	612,555	612,555	698,069	698,069	17,4517	27,9409	9,3136	612,55	680,62	17,452	17,453	17,45	0,00168715
H2	0	5019,54	0	5019,54	18581,59	18581,59	15455,64	15455,64	386,4	0	219,2287	13562,1	15069,25	386,391	386,391	386,377	0,01392
H2O	0	0	0	0	66961,73	66961,73	76310,3	76310,296	1907,76	0	1401,4806	66961,7	74402,53	1907,7574	1907,7574	0,0270454	0,0890166
CO2	36528,134	0	36528,134	0	134579,73	134579,73	111741,98	111741,978	2793,55	1090,6678	54,5334	98051,6	108948,43	2793,549	2793,549	2783,76	9,78689
CH3OH	0	0	0	0	1634,75	1634,75	18164,37	18164,37	16347,94	656,9606	6,6360	1634,74	1816,44	16347,94	16347,94	6024,52	6503,76