

PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI SYNGAS DENGAN KAPASITAS 660.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana
Teknik Kimia**

Oleh:



Nama : Rizky Alfian

Nama : Verda Khansa I

No. Mahasiswa : 21521080

No. Mahasiswa : 21521010

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

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI
SYNGAS DENGAN KAPASITAS 660.000 TON/TAHUN**

Saya yang Bertandatangan dibawah ini:

Nama : Verda Khansa I

Nama : Rizky Alfian

No. Mahasiswa : 21521010

No. Mahasiswa : 21521080

Yogyakarta, 22 Juli 2025

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

Mahasiswa 1



Verda Khansa I

Mahasiswa 2



Rizky Alfian

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI

SYNGAS DENGAN KAPASITAS 660.000 TON/TAHUN

			
Nama	: Verda Khansa I	Nama	: Rizky Alfian
No. Mahasiswa	: 21521010	No. Mahasiswa	: 21521080
Yogyakarta, 26 Juli 2025			
			
Pembimbing			
			
<u>Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.</u>			

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI SYNGAS
DENGAN KAPASITAS 660.000 TON/TAHUN
PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Verda Khansa I

No. Mhs : 21521010

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, 9 September 2025

Tim Penguji,

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

Ketua

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Anggota I

Dr. Diana, S.T., M.Sc

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




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

NIK. 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Segala puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT atas limpahan rahmat dan karunia-Nya, sehingga penyusunan Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dan tepat waktu. Shalawat serta salam juga senantiasa tercurah kepada Nabi Muhammad SAW, beserta keluarga, sahabat, dan para pengikutnya hingga akhir zaman.

Tugas Akhir ini berjudul **“Prarancangan Pabrik Metanol dari Syngas Kapasitas 660.000 Ton/Tahun”**, yang merupakan salah satu syarat akademik untuk meraih gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia. Penyusunan karya ilmiah ini merupakan bentuk implementasi pengetahuan dan keterampilan yang diperoleh selama masa studi. Keberhasilan dalam penyusunan laporan ini tidak lepas dari bantuan, dukungan, dan doa dari banyak pihak. Untuk itu, dengan segala hormat penulis ingin mengucapkan terima kasih sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT atas segala nikmat dan petunjuk yang senantiasa mengiringi setiap langkah penulis.
2. Kedua orang tua serta keluarga besar penulis atas cinta, doa, dan motivasi yang tiada henti.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi

Teknik Kimia.

5. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D., selaku dosen pembimbing yang telah dengan sabar memberikan arahan, bimbingan, dan masukan yang sangat berharga selama proses penyusunan tugas akhir ini.
6. Seluruh dosen di lingkungan Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, atas ilmu dan dedikasi yang telah diberikan.
7. Sivitas akademika Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang turut mendukung kelancaran studi penulis.
8. Rekan-rekan seperjuangan angkatan 2021 yang telah menjadi sumber semangat dan saling mendukung selama menjalani perkuliahan hingga akhir.
9. Serta semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu, yang telah memberikan bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung.

Penulis menyadari bahwa laporan ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu, kritik dan saran sangat diharapkan demi perbaikan di masa mendatang. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi penulis maupun para pembaca.

Wassalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 23 Juli 2025

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin, segala puji bagi Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat, hidayah, serta kasih sayang-Nya dalam setiap langkah kehidupan. Dengan izin dan pertolongan-Nya, tugas akhir ini akhirnya dapat saya selesaikan. Proses ini bukan sekadar pencapaian akademik, melainkan sebuah perjalanan batin yang akan ada tantangan, pembelajaran, dan pendewasaan diri.

Delapan semester bukanlah perjalanan yang singkat. Di dalamnya, saya menghadapi berbagai tantangan yang menguji bukan hanya logika, tetapi juga keteguhan hati dan keyakinan diri. Namun, saya tidak pernah berjalan sendiri. Selalu ada tangan-tangan tulus yang hadir, hati-hati yang setia menemani, dan doa-doa yang tanpa suara terus menguatkan. Tugas akhir ini lahir dari kerja keras, namun tak lepas dari cinta, dukungan, dan kepercayaan yang terus mengalir sepanjang perjalanan. Untuk semua yang hadir dalam suka dan duka dan yang percaya saat saya mulai meragukan diri sendiri, tulisan ini saya dedikasikan kepada:

1. Kedua orang tua saya, yang tak pernah lelah memberikan dukungan dan kepercayaan penuh selama perjalanan studi ini. Mereka selalu menghadirkan yang terbaik baik dalam bentuk semangat, doa, maupun perhatian bahkan di saat saya sendiri mulai kehilangan arah. Di tengah rasa putus asa yang muncul saat mengerjakan tugas akhir, mereka dengan sabar mendengarkan setiap keluh kesah saya, serta membantu saya keluar dari rasa itu dengan nasihat dan pelukan yang menenangkan. Terima kasih atas cinta yang tak pernah putus,

atas kesabaran tanpa batas, dan atas keyakinan yang terus ditanamkan meski saya sering meragukan diri sendiri. Gelar ini saya persembahkan sepenuhnya untuk mereka sebagai wujud cinta dan balas budi yang tak akan pernah cukup terbayar.

2. Mamas, Mba Epi, dan Zayyan, tiga sosok yang hadir di fase penting kehidupan saya, membawa warna, harapan, dan makna baru dalam proses ini. Mamas dan Mba Epi menjadi tempat berbagi pandangan, pemikiran, dan cerita tentang masa depan. Dari mereka, saya banyak belajar tentang kesederhanaan yang kuat, tentang cinta yang tidak banyak bicara namun nyata terasa, dan tentang ketulusan yang tanpa syarat. Mereka hadir bukan hanya sebagai penyemangat, tetapi juga sebagai pengingat bahwa proses ini bukan sekadar tentang hari ini, melainkan tentang masa depan yang ingin saya bangun. Kehadiran Zayyan, si kecil yang lahir di tengah perjalanan tugas akhir ini, menjadi pelengkap yang begitu berarti. Meski ia belum bisa bicara, namun kehadirannya seperti memberi energi baru, pandangan jernih, dan alasan untuk terus melangkah. Tatapannya yang polos dan senyumnya yang tulus telah menguatkan saya dalam diam seolah mengingatkan bahwa apa yang saya perjuangkan hari ini akan menjadi cerita dan warisan untuk masa yang akan datang.
3. Untuk diriku sendiri, terima kasih telah bertahan sejauh ini. Terima kasih telah memilih untuk terus melangkah, meski berkali-kali ingin menyerah. Dalam proses yang penuh lika-liku ini, ada banyak hari yang berat hari-hari ketika semangat nyaris habis, ketika air mata lebih banyak dari tawa, dan ketika percaya diri terasa begitu jauh. Namun, di tengah semua itu, kamu tetap

memilih untuk bangkit, merapikan luka, dan berjalan lagi. Terima kasih telah memberi ruang bagi diri untuk berproses, belajar, dan tumbuh. Untuk segala kegagalan yang tak membuatmu berhenti, untuk keberanian yang perlahan dibangun, dan untuk tekad yang terus dijaga meski sering goyah semuanya patut dirayakan. Gelar ini bukan sekadar simbol akademik, tetapi bukti bahwa telah melewati versi sulit dari dirimu sendiri dan tetap memilih untuk terus menjadi lebih baik.

4. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D., selaku dosen pembimbing yang telah dengan sabar membimbing saya selama proses penyusunan tugas akhir ini. Terima kasih yang sebesar-besarnya atas ilmu, arahan, dan waktunya yang begitu berharga. Dalam setiap bimbingan, Bapak tidak hanya memberikan solusi teknis, tetapi juga membuka cara pandang saya terhadap hal-hal yang lebih mendalam dan konseptual.
5. Rizky Alfian, partner seperjuangan dalam menyelesaikan tugas akhir ini terima kasih atas kerja sama, komitmen, dan kesabaran yang luar biasa selama proses panjang ini. Dalam setiap diskusi yang melelahkan, revisi yang tiada henti, hingga malam-malam panjang yang penuh kebingungan. Terima kasih telah menjadi rekan berpikir, teman bertukar ide, sekaligus penyeimbang saat segalanya terasa rumit. Kita mungkin tidak selalu sepakat dalam setiap hal, tetapi kamu selalu terbuka untuk mendengar, berdiskusi, dan menyelesaikan segala hal dengan kepala dingin. Dukungan dan tanggung jawabmu menjadi salah satu alasan besar mengapa tugas akhir ini bisa sampai pada titik akhir. Gelar ini juga tercipta dari kerja sama kita. Semoga perjalanan ini menjadi awal

dari pencapaian-pencapaian besar berikutnya, di jalan yang kita pilih masing-masing.

6. Dina dan Qonita, dua sahabat yang tidak hanya hadir sebagai teman biasa, tetapi juga menjadi tempat pulang ketika dunia terasa terlalu berat untuk dipikul sendiri. Terima kasih telah menjadi pelarian yang paling menyenangkan selama masa-masa sulit dalam proses tugas akhir ini. Di saat semangat mulai menurun, ketika pikiran dipenuhi keraguan, dan hati terasa sesak, kalian selalu hadir tanpa diundang, tanpa diminta, tapi selalu tepat waktu. Entah lewat tawa yang menguatkan, pelukan yang menenangkan, atau sekadar kehadiran diam yang memberi rasa aman, kalian membuat hari-hari penuh tekanan terasa lebih bisa dijalani. Terima kasih sudah bersedia mendengar keluh kesah berulang kali, bahkan saat kalian sendiri sedang lelah. Terima kasih sudah bertahan bersama saya di masa-masa di mana saya sendiri nyaris tidak percaya pada diri saya.
7. Untuk teman-teman Teknik Kimia UII angkatan 21, yang telah menjadi bagian dari proses pengerjaan tugas akhir ini, terima kasih atas segala bantuan, semangat, dan kerja sama yang begitu berarti. Dalam setiap diskusi, kebingungan, hingga tekanan menjelang deadline, kehadiran kalian menjadi penopang yang membuat segalanya terasa lebih ringan. Terutama kepada Nadilla, Melly, dan Wyenda, terima kasih telah menjadi rekan seperjuangan yang tak hanya membantu secara akademik, tetapi juga memberi ruang untuk saling mendukung secara emosional. Kebersamaan ini akan selalu saya kenang sebagai bagian penting dari perjalanan meraih gelar ini.

Verda Khansa Ibtisamah

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin. Segala puji dan syukur saya panjatkan ke hadirat Allah SWT, Tuhan semesta alam, atas limpahan rahmat, hidayah, kekuatan, serta kasih sayang-Nya yang senantiasa menyertai setiap langkah hidup saya, baik dalam kesunyian malam penuh doa maupun di tengah riuh tantangan kehidupan akademik. Tidak ada satu pun dari pencapaian ini yang terjadi tanpa campur tangan-Nya.. Maka tugas akhir ini, yang mungkin bagi sebagian orang hanya sebatas syarat kelulusan, bagi saya adalah hasil dari perjalanan panjang yang dipenuhi dengan rasa syukur, doa yang tak henti-henti, dan pengharapan yang tidak pernah saya lepaskan dalam tiap sujud.

Di dalam Proses penyusunan tugas akhir ini bukanlah perjalanan yang mudah. Di dalamnya terdapat begitu banyak tantangan yang menguji bukan hanya kecerdasan dan logika, tetapi juga ketahanan batin, keikhlasan dalam menerima proses, serta keteguhan dalam menjaga niat awal. Berbagai refleksi bermunculan dari rasa takut gagal, kebimbangan terhadap kemampuan diri, hingga harapan yang kadang terasa begitu jauh. Namun dari semua dinamika itu, saya menyadari bahwa perjalanan ini bukan semata pencapaian akademik, melainkan jalan pendewasaan yang penuh makna. Maka dari itu, ucapan terima kasih ini saya tuliskan bukan hanya sebagai formalitas, melainkan sebagai bentuk syukur yang dalam atas kehadiran semua sosok yang begitu berarti dalam proses ini. Mereka hadir sebagai cahaya, sebagai sandaran, dan sebagai alasan untuk terus melangkah, bahkan ketika saya nyaris berhenti.

1. Papah, Mamah, dan Evan, Terima kasih tak akan pernah cukup untuk membalas

semua cinta, pengorbanan, dan doa yang kalian berikan sejak hari pertama saya memulai langkah ini. Papah dan Mamah selalu menjadi rumah pertama dan terakhir tempat saya kembali, tempat saya menangis, merenung, dan merasa aman. Dalam keheningan malam, saya tahu ada doa kalian yang mengalir pelan, menembus langit, dan menjadi penenang saat dunia terasa begitu berat. Bahkan saat saya ingin menyerah, suara Papah yang tenang dan pelukan Mamah yang hangat menjadi penguat luar biasa. Evan, terima kasih atas tawa kecilmu yang selalu menyegarkan hati. Dalam kelelahan, candamu menjadi sumber energi baru yang menyadarkan bahwa saya tak sendiri. Gelar ini saya persembahkan sepenuh hati untuk kalian sebagai bentuk cinta, bakti, dan penghormatan tanpa batas.

2. Untuk diriku sendiri Rizky Alfian, Terima kasih telah memilih untuk terus bertahan, bahkan ketika pikiran kacau, tenaga nyaris habis, dan semangat kian meredup. Tidak mudah menjadi kamu, yang harus menghadapi begitu banyak tekanan, kegagalan, dan keraguan yang tak selalu bisa diceritakan. Tapi kamu tetap melangkah, dengan segala luka, air mata, dan napas yang tertahan. Kamu belajar menerima kekurangan, menyembuhkan diri, dan memaafkan proses yang tak selalu sempurna. Kamu tidak harus selalu kuat, tapi kamu memilih untuk tidak menyerah. Itu sudah lebih dari cukup. Terima kasih telah memberi ruang bagi proses dan menerima bahwa jatuh adalah bagian dari perjalanan. Gelar ini bukan hanya hasil dari kerja keras, tapi juga bukti bahwa kamu terus memilih untuk mencintai dan mempercayai dirimu sendiri.
3. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D. Ucapan terima kasih saya haturkan dengan setulus-tulusnya kepada Bapak sebagai pembimbing akademik yang luar

biasa. Di tengah kesibukan dan tuntutan yang begitu banyak, Bapak tetap menyediakan waktu dan perhatian untuk membimbing saya dengan sabar. Setiap bimbingan tidak hanya memperkaya pemahaman teknis saya, tetapi juga memperluas cara pandang terhadap permasalahan yang saya hadapi. Dalam banyak hal, Bapak mengajarkan saya untuk berpikir sistematis, rasional, dan penuh integritas. Bimbingan Bapak telah menjadi pondasi penting dalam menyusun dan menyelesaikan tugas akhir ini. Semoga kebaikan, ilmu, dan ketulusan Bapak dibalas dengan keberkahan dan kesehatan yang berlimpah dari Allah SWT. Terima kasih telah menjadi salah satu sosok panutan dalam perjalanan akademik saya.

4. Verda Khansa Ibtisamah, Terima kasih telah menjadi partner seperjuangan yang tangguh, cerdas, dan sabar sepanjang proses tugas akhir ini. Dalam setiap diskusi panjang, perdebatan sehat, dan revisi yang tak kunjung usai, kamu tetap hadir dengan ketulusan untuk menyelesaikan semuanya bersama. Kita mungkin berbeda cara pandang, namun kamu selalu membuka ruang dialog dengan lapang dada dan pikiran terbuka. Di saat pikiran saya mulai berantakan dan semangat menurun, kamu tetap hadir dengan energi yang stabil dan fokus yang kuat. Kamu bukan hanya partner TA, tapi juga penguat yang memberi rasa aman dan kepercayaan diri. Terima kasih atas kebersamaan ini. Semoga apa yang telah kita selesaikan menjadi kenangan yang akan terus tumbuh, menjadi bagian dari diri kita yang lebih dewasa, semoga langkah ke depan, meski berbeda arah, tetap seiring dalam niat baik dan doa yang saling mengiringi. Dan semoga setiap usaha yang kita curahkan membawa hasil yang berlimpah di masa depan.
5. Tobanga Squad : Rifa'i, Haidar, Raihan, Vito, Aris, Zulham, Zaim, Abbas, Gilang,

Irfan, Nurohman, dan Nazar. Kalian bukan sekadar sahabat, kalian adalah saudara seumur hidup. Terima kasih telah tumbuh bersama sejak kecil hingga dewasa, dalam fase hidup yang begitu dinamis. Kita telah melewati begitu banyak cerita dari tawa lepas saat masih sekolah dasar, diskusi gila waktu remaja, hingga percakapan serius tentang masa depan di tengah tekanan kerja dan studi. Di saat dunia akademik ini terasa menyesak, keberadaan kalian menjadi tempat saya bernapas dan tertawa lagi. Terima kasih atas lelucon receh, dukungan tulus, dan kesediaan kalian untuk tetap hadir meski jarak dan waktu semakin menantang. Persahabatan kita adalah anugerah luar biasa yang akan selalu saya jaga. Kalian membuat hidup ini terasa lebih ringan dan bermakna.

6. Teman-teman Teknik Kimia UII angkatan 2021, serta semua pihak yang telah membantu. Terima kasih telah menjadi bagian dari perjalanan panjang ini, baik dalam suka maupun duka. Dalam tekanan tugas yang menumpuk, saat-saat stres menjelang presentasi, hingga proses revisi tanpa henti kalian selalu hadir dengan semangat dan saling mendukung. Kepada Kevin, Thoriq, Dzannun, Zaki, dan Abdil, terima kasih atas diskusi, canda tawa, dan solidaritas yang sangat berarti. Begitu pula untuk seluruh pihak yang telah memberikan bantuan, semangat, atau doa, meski mungkin tak bisa saya sebutkan satu per satu. Setiap dukungan kecil dari kalian memiliki makna yang besar dalam hati saya. Semoga kebaikan kalian semua dibalas dengan kelapangan rezeki, kesehatan, dan keberkahan di setiap langkah hidup.

Rizky Alfian

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	v
DAFTAR ISI.....	xvi
DAFTAR TABEL	xix
DAFTAR GAMBAR.....	xxii
DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN	xxiii
ABSTRAK.....	xxv
<i>ABSTRACT</i>	xxvi
BAB I. PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.2.1. <i>Supply</i>	2
1.2.2. <i>Demand</i>	4
1.2.3. Ketersediaan Bahan Baku.....	7
1.2.4. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri	7
1.3. Tinjauan Pustaka.....	8
1.3.1. Metanol	8
1.3.2. <i>Syngas</i>	10
1.3.3. Pemilihan Proses	11
1.3.4. Pemilihan Katalis	14
1.4. Tinjauan Termodinamika.....	16
1.5. Tinjauan Kinetika	20
BAB II. PERANCANGAN PRODUK.....	23
2.1. Spesifikasi Produk	23
2.1.1 Metanol	23
2.1.2 Air	24
2.2. Spesifikasi Bahan Baku	25
2.2.1 Karbon Monoksida.....	25
2.2.2 Hidrogen.....	26
2.2.3 Karbon Dioksida.....	27
2.3. Pengendalian Kualitas.....	28
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	28

2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk	28
2.3.3. Pengendalian Proses	29
BAB III. PERANCANGAN PROSES.....	31
3.1. Diagram Alir Proses dan Material	31
3.1.1. Diagram Alir Kualitatif	32
3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif	32
3.2. Uraian Proses	33
3.2.1. Persiapan Bahan Baku	33
3.2.2. Proses Pembentukan Produk.....	33
3.2.3. Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk	35
3.3. Spesifikasi Alat	36
3.3.1. Reaktor (R-01).....	36
3.3.2. Spesifikasi Alat Pemisah	37
3.3.3. Spesifikasi Alat Penukar Panas	39
3.3.4. Spesifikasi Alat Pendukung	41
3.3.5. Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	42
3.4. Neraca Massa.....	43
3.4.1. Neraca Massa Total	43
3.4.2. Neraca Massa Alat	43
3.5. Neraca Panas.....	45
3.5.1. Neraca Panas Total	45
3.5.2. Neraca Panas Alat.....	45
BAB IV. PERANCANGAN PABRIK.....	51
4.1. Lokasi Pabrik.....	51
4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku.....	51
4.1.2 Kedekatan Pasar Produk.....	52
4.1.3 Fasilitas Transpotasi.....	52
4.1.4 Ketersediaan Utilitas.....	53
4.1.5 Ketersediaan Tenaga Kerja.....	53
4.1.6 Ketersediaan Lahan.....	53
4.1.7 Dampak Lingkungan dan Pembuangan Limbah.....	53
4.1.8 Iklim.....	54
4.1.9 Pertimbangan Politik dan Investasi	54
4.2. Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	55
4.2.1 Area Proses Produksi.....	56
4.2.2 Area Penyimpanan.....	56
4.2.3 Area Utilitas dan Pendukung.....	56
4.2.4 Area Perkantoran dan Administrasi.....	56

4.2.5 Laboratorium dan <i>Quality Control</i>	56
4.2.6 Fasilitas Umum dan Sosial.	56
4.2.7 Area Perluasan.	57
4.2.8 Area Pemeliharaan dan Bengkel.....	57
4.3. Tata letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	60
4.4. Organisasi Perusahaan	62
4.4.1. Bentuk Organisasi Perusahaan	63
4.4.2. Struktur Organisasi.....	64
4.5. Manajemen Perusahaan.....	65
4.6. Bentuk Hukum Perusahaan	66
4.7. Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab	68
4.7.1 Alasan Pemilihan Jumlah Karyawan	73
4.8. Sistem Penggajian	75
4.9. Tunjangan Karyawan	76
4.10. Fasilitas Karyawan.....	78
4.11. Peraturan Jam Kerja Karyawan	80
4.12. Hari Libur Karyawan	82
4.13. Cuti Karyawan	82
BAB V. UTILITAS.....	84
5.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air	84
5.1.1. Unit Penyedia Air.....	85
5.1.2. Unit Penyedia Dowtherm A.....	89
5.1.3. Unit Pengolahan Air	89
5.2. Unit Pembangkit Steam	92
5.3. Unit Pembangkit Listrik.....	93
5.4. Unit Penyedia Bahan Bakar	95
5.5. Unit Pengolahan Limbah	96
BAB VI. EVALUASI EKONOMI	98
6.1. Harga Alat Proses.....	99
6.2. Hasil Perhitungan	104
6.3. Hasil Analisis Keuntungan.....	107
6.4. Hasil Kelayakan Ekonomi.....	108
BAB VII. KESIMPULAN DAN SARAN.....	110
7.1. Kesimpulan.....	110
7.2. Saran.....	111
DAFTAR PUSTAKA.....	113
LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR	116
LAMPIRAN B. <i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM</i>	137

LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN.....	139
--	------------

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Pertumbuhan Impor Per Tahun	2
Tabel 1.2 Proyeksi Jumlah Impor Metanol ke Indonesia.....	3
Tabel 1.3 Pertumbuhan Ekspor Per Tahun	4
Tabel 1.4 Proyeksi Jumlah Ekspor Metanol dari Indonesia.....	6
Tabel 1.5 Data Konsumsi Metanol di Indonesia	6
Tabel 1.6 Produksi <i>Syngas</i> di indonesia.....	7
Tabel 1.7 Perbandingan Proses	14
Tabel 1.8 Ringkasan katalis dalam proses Metanol produksi	15
Tabel 1.9 Harga entalpi masing-masing komponen pada suhu 298K.....	17
Tabel 1.10 Harga energi gibbs masing-masing komponen pada suhu 298K	18
Tabel 1.11 Data konstanta kinetika dan kesetimbangan	19
Tabel 1.12 Data <i>driving force</i>	20
Tabel 1.13 Data <i>adsorption constant</i>	21
Tabel 2.1 Sifat Fisika dan Kimia Metanol	23
Tabel 2.2 Sifat Termodinamika Metanol	24
Tabel 2.3 Sifat Fisika dan Kimia Air	24
Tabel 2.4 Sifat Termodinamika Air	25
Tabel 2.5 Sifat Fisika dan Kimia Karbon Monokasida.....	25
Tabel 2.6 Sifat Termodinamika Karbon Monokasida.....	26
Tabel 2.7 Sifat Fisika dan Kimia Hidrogen	26
Tabel 2.8 Sifat Termodinamika Hidrogen.....	27
Tabel 2.9 Sifat Fisika dan Kimia Karbon Diokasida	27
Tabel 2.10 Sifat Termodinamika Karbon Diokasida	28
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor (R-01).....	36
Tabel 3.2 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)	37
Tabel 3.3 Spesifikasi Separator	38
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	39
Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas Lanjutan.....	40
Tabel 3.6 Spesifikasi Expansion Valve.....	41
Tabel 3.7 Spesifikasi Kompresor	41
Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	42
Tabel 3.9 Neraca Massa Total.....	43
Tabel 3.10 Neraca Massa Mixing Point (MP-01).....	43
Tabel 3.11 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	43

Tabel 3.12 Neraca Massa Separator (SP-01)	44
Tabel 3.13 Neraca Massa Separator (SP-02)	44
Tabel 3.14 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	44
Tabel 3.15 Neraca Panas Total	45
Tabel 3.16 Neraca panas di Compressor (C-01).....	45
Tabel 3.17 Neraca panas di Mixing Point (MP-01).....	46
Tabel 3.18 Neraca panas di Heater (HE-01).....	46
Tabel 3.19 Neraca panas di Reaktor (R-01).....	47
Tabel 3.20 Neraca panas di Condensor Partial(CDP-01).....	47
Tabel 3.21 Neraca panas di Separator (SP-01)	48
Tabel 3.22 Neraca panas di Splitter (DIV-01)	48
Tabel 3.23 Neraca panas di Compressor (C-02)	49
Tabel 3.24 Neraca panas di Separator (SP-02)	49
Tabel 3.25 Neraca panas di Menara Distilasi (MD-01).....	50
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik.....	57
Tabel 4.2 Rincian Jumlah Tenaga Kerja Berdasarkan Tingkat Pendidikan Minimal	72
Tabel 4.3 Rincian tunjangan berdasarkan jabatan.....	77
Tabel 4.4 Jadwal kerja non-shift	80
Tabel 4.5 Jadwal kerja shift	81
Tabel 4.6 Pembagian Shift Kerja Tiap Kelompok (Tanggal 1–15)	81
Tabel 4.7 Pembagian Shift Kerja Tiap Kelompok (Tanggal 16–30)	81
Tabel 4.8 Pembagian hari libur karyawan.....	82
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	87
Tabel 5.2 Total Kebutuhan Air	88
Tabel 5.3 Kebutuhan Dowtherm A	89
Tabel 5.4 Kebutuhan Steam untuk pemanas	93
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik.....	94
Tabel 5.5 Kebutuhan bahan bakar boiler	95
Tabel 6.1 Harga Alat Proses	99
Tabel 6.2 <i>Physical Plant Cost</i>	104
Tabel 6.3 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	104
Tabel 6.4 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	104
Tabel 6.5 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	105
Tabel 6.6 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	105
Tabel 6.7 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	105
Tabel 6.8 <i>Manufacturing Cost</i> (MC).....	105
Tabel 6.9 <i>Working Capital</i> (WC).....	106

Tabel 6.10 <i>General Expense</i> (GE).....	106
Tabel 6.11 Total Biaya Produksi.....	106
Tabel 6.12 <i>Fixed Cost</i> (Fa).....	106
Tabel 6.13 <i>Variable Cost</i> (Va)	107
Tabel 6.14 <i>Regulated Cost</i> (Ra)	107

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Pertumbuhan Impor Per Tahun	3
Gambar 1.2 Pertumbuhan Ekspor Per Tahun.....	5
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif.....	31
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif.....	32
Gambar 4.1. Peta Lokasi Rencana Pabrik Metanol dari Syngas	55
Gambar 4.2 <i>Layout pabrik Metanol</i>	59
Gambar 4.3 Tata letak mesin proses	62
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan	65
Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi	109

DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN

A_0	: Luas Penampang pipa, m^2
a_t	: Luas Penampang total, m^2
BEP	: <i>Break Event Point</i>
BM	: Berat molekul, kg/kmol
CO	: <i>Carbon Monoxide</i>
H_2	: <i>Hydrogen</i>
CO_2	: <i>Carbon Dioxide</i>
CH_3OH	: <i>Methanol</i>
C'	: <i>Clerance</i> , in
c	: Faktor koreksi
C_p	: Kapasitas panas, kJ/(kmol.K)
DCFRR	: <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i>
E	: Efisiensi Pengelasan
F_a	: <i>Annual Fixed Cost</i>
G_t	: <i>Mass Velocity</i> , $kg/m^3 \cdot jam$
hH	: Tinggi <i>Head</i> , m
h_i	: Koefisien perpindahan panas Btu/jam.ft ² .°F
ID	: <i>Inside diameter</i> , m
k	: Konduktivitas panas, (W/(m.K))
MSR	: <i>Methanol Sinthesis Reaction</i>
m	: Massa, kg
N_t	: Jumlah <i>Tube</i> , buah
OD	: <i>Outside diameter</i> , m
P	: Tekanan, atm
P_t	: <i>Pitch Tube</i> , in
Pr	: Bilangan <i>Prandtl</i>
PtL	: <i>Power-to-Liquid</i>
POT	: <i>Pay Out Time</i>

Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam
Ra	: <i>Annual Regulated Expense</i>
Rd	: Faktor Pengotor
Re	: Bilangan <i>Reynold</i>
ROI	: <i>Return On Investment</i>
RWGS	: <i>Reverse Water-Gas Shift</i>
SDP	: <i>Shut Down Point</i>
T	: <i>Temperature</i> , °C
th	: Tebal <i>head</i> , in
Uc	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam.ft ² .°F
Ud	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam.ft ² .°F
V	: <i>Volume</i> , m ³
Va	: <i>Annual Variable Cost</i>
ΔS	: <i>Entropy Standar</i> , J/mol.K
ΔH	: Entalpi, kJ/jam
ΔHf	: Entalpi, kJ/mol
ΔHrx	: Panas reaksi, kJ/kmol
ΔP	: <i>Pressure Drop</i> , psi
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, Kg/m ³

ABSTRAK

Metanol merupakan salah satu bahan kimia dasar strategis yang digunakan secara luas dalam industri bahan bakar, pelarut, resin dan sebagai bahan baku dalam teknologi energi terbarukan seperti *fuel cell* dan *power-to-liquid* (PtL). Di Indonesia, produksi metanol domestik masih sangat terbatas sehingga sebagian besar kebutuhan nasional dipenuhi melalui impor. Oleh karena itu, Prarancangan pabrik metanol berbasis bahan baku syngas (gas sintesis) dengan kapasitas 660.00 ton/tahun, direncanakan didirikan di kota Cilegon, Banten, di atas lahan seluas $\pm 6,57$ hektar dan mempekerjakan karyawan sekitar 150 karyawan. Proses utama yang digunakan adalah methanol synthesis reaction (MSR) menggunakan reaktor fixed bed multitube dengan katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ pada suhu 237.85 °C dan tekanan 68 atm. Bahan baku syngas yang terdiri dari campuran karbon monoksida CO sebesar 52.627,54 kg/jam, hidrogen H₂ sebesar 18.745,65 kg/jam, dan karbon dioksida CO₂ sebesar 24.777,78 kg/jam serta menghasilkan produk CH₃OH sebesar 75.293,38 kg/jam serta produk samping berupa H₂O sebesar 9.553,71 kg/jam. Pabrik beroperasi selama 330 hari per tahun dan 24 jam per hari. Kebutuhan utilitas mencakup air sebesar 24.333,90 kg/jam, steam sebesar 19.466,68 kg/jam, listrik sebesar 722,15 kW, dan solar sebesar 1189,30 kg/jam. Berdasarkan hasil evaluasi menggunakan parameter kelayakan ekonomi, pendirian pabrik metanol menunjukkan hasil yang positif, dengan tingkat pengembalian investasi (ROI) sebesar 24,84% sebelum pajak dan 16,15% setelah pajak. Periode pengembalian modal *Pay Out Time* (POT) tercatat selama 2,87 tahun sebelum pajak dan 3,82 tahun setelah pajak. Nilai *Break Even Point* (BEP) tercapai pada 46,97%, sedangkan *Shut Down Point* (SDP) berada pada 18,93%, dan tingkat pengembalian internal terdiskonto (DCFRR) sebesar 34,12%. Berdasarkan parameter-parameter pabrik metanol ini dinilai layak secara teknis maupun ekonomis. Selain itu, peluang pasar metanol yang terus meningkat di tingkat nasional maupun global serta upaya mengurangi ketergantungan terhadap impor menjadi dasar kuat bahwa pembangunan pabrik ini mampu menjawab kebutuhan konsumsi metanol dalam negeri secara mandiri.

Kata kunci :Metanol, Syngas, MSR, Prarancangan Pabrik, Evaluasi Ekonomi

ABSTRACT

Methanol is a key strategic chemical widely used in the fuel, solvent, and resin industries, and serves as a feedstock in renewable energy technologies such as fuel cells and power-to-liquid (PtL) systems. In Indonesia, domestic methanol production remains limited, leading to a reliance on imports to meet national demand. Therefore, a preliminary design of a methanol plant utilizing synthesis gas (syngas) as the raw material is proposed, with a production capacity of 660,000 tons per year. The plant will be located in Cilegon, Banten, on approximately 6.57 hectares of land and is expected to employ around 150 personnel. The core process used is the methanol synthesis reaction (MSR) in a fixed-bed multitube reactor operating at 237.85 °C and 68 atm, with a Cu/ZnO/Al₂O₃ catalyst. The syngas feed consists of 52,627.54 kg/h of carbon monoxide (CO), 18,745.65 kg/h of hydrogen (H₂), and 24,777.78 kg/h of carbon dioxide (CO₂), producing 75,293.38 kg/h of methanol (CH₃OH) and 9,553.71 kg/h of water (H₂O) as a byproduct. The plant operates continuously for 330 days per year and 24 hours per day. Utility requirements include 24,333.90 kg/h of water, 19,466.68 kg/h of steam, 722.15 kW of electricity, and 1,189.30 kg/h of diesel fuel. Based on an economic feasibility evaluation, the project demonstrates promising results, with a return on investment (ROI) of 24.84% before tax and 16.15% after tax. The pay-out time (POT) is 2.87 years before tax and 3.82 years after tax. The break-even point (BEP) is reached at 46.97%, the shut-down point (SDP) is at 18.93%, and the discounted cash flow rate of return (DCFRR) is 34.12%. These indicators suggest that the methanol plant is technically and economically feasible. Furthermore, the growing domestic and global demand for methanol, along with the opportunity to reduce national dependence on imports, supports the development of this project as a strategic initiative for national self-sufficiency in methanol supply.

Keywords : Methanol, Syngas, MSR, Plant Preliminary Design, Economic Evaluation

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Produksi metanol global terus mengalami pertumbuhan pesat, dengan kapasitas mencapai 171,8 juta ton pada tahun 2022–2023 dengan kenaikan tahunan sekitar 4 % sejak 2017. Aplikasi metanol semakin meluas, terutama dalam industri olefin, formaldehida, dan sebagai bahan bakar alternatif, yang mendukung dinamika transisi energi bersih

Indonesia tengah mengupayakan pemenuhan kebutuhan metanol domestik tanpa impor, sejalan dengan program biodiesel B40/B50 yang digagas Menteri ESDM. Metanol penting dalam proses transesterifikasi untuk menghasilkan FAME sebagai komponen inti biodiesel (AESDM, 2023)

Selain untuk biodiesel, metanol termasuk dalam lima besar bahan kimia global dan digunakan di sektor farmasi, perekat, cat, dan plastik. Produksi tahunan global mencapai ± 111 juta ton pada 2022, mayoritas dari bahan baku fosil seperti gas alam dan batubara. Hingga saat ini, hanya terdapat satu produsen metanol domestik PT Kaltim Methanol Industri di Bontang dengan kapasitas 660.000 ton per tahun, beroperasi sejak tahun 2000 menggunakan teknologi *low-pressure Lurgi* dan gas alam.

Data konsumsi global metanol mencapai 171,8 juta ton pada 2022, sedangkan produksi domestik Indonesia baru mencapai 0,66 juta ton. Artinya, Indonesia hanya memenuhi sekitar 0,38 % dari kebutuhan global. Dengan konsumsi domestik dan ekspor impor meningkat, kapasitas produksi saat ini jelas tidak mencukupi. Impor metanol menyebabkan kerentanan pasokan dan eksposur pada fluktuasi harga internasional. Ketergantungan bahan bakar impor melemahkan daya saing ekonomi,

risiko kelangkaan pasokan biodiesel, dan menurunkan kedaulatan energi.

Syngas menawarkan fleksibilitas pasokan berbasis gas alam, *off-gasses* petrokimia, dan gasifikasi batubara. Memanfaatkan *off-gasses* dari pabrik petrokimia dan jaringan gas alam lokal di Cilegon, serta opsi gasifikasi batubara domestik, akan menyaingi impor sambil meningkatkan efisiensi rantai pasokan.

1.2 Penentuan Kapasitas

Kapasitas Produksi merupakan bagian yang sangat penting dalam perancangan pabrik. Kapasitas pabrik dirancang berdasarkan analisis data supply (penyediaan) dan demand (permintaan), ketersediaan bahan baku, dan kapasitas pabrik *domestic* yang sudah ada.

1.2.1 Supply

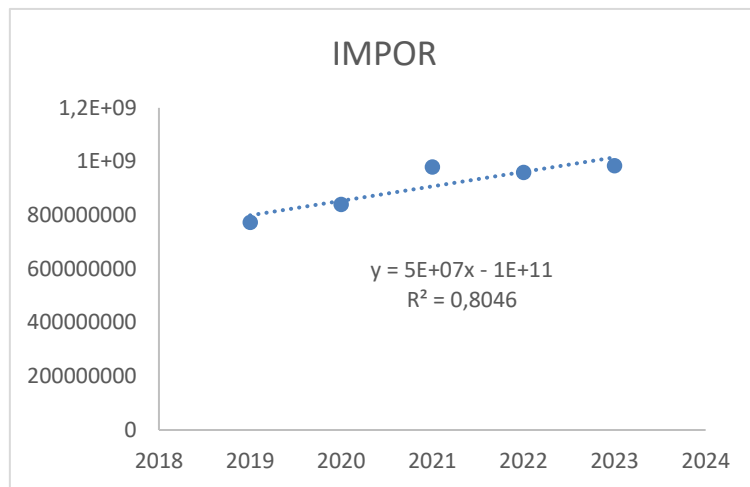
Supply (Penyediaan) dapat dihitung dengan menjumlahkan proyeksi impor dan produksi domestik.

1. Impor

Terdapat hanya 5 data impor metanol di Indonesia dari Badan Statistik Indonesia, yang kemudian diolah menggunakan persentase pertumbuhan untuk diproyeksikan hingga tahun 2030.

Tabel 1.1 Pertumbuhan Impor Per Tahun (BPS, 2023)

Tahun	Impor (Ton)
2019	773.651,427
2020	840.408,303
2021	979.974,157
2022	959.237,339
2023	984.163,958



Grafik 1.1 Pertumbuhan Impor Per Tahun (BPS, 2023)

Impor metanol di Indonesia menunjukkan terus menerus mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Berdasarkan data pada tahun 2022 terjadi sedikit perlambatan dibandingkan tahun sebelumnya dan kembali meningkat pada tahun 2023. Proyeksi impor metanol untuk tujuh tahun mendatang dapat dianalisis menggunakan metode *forecast sheet*, dengan mempertimbangkan peningkatan yang konsisten selama periode tersebut.

Tabel 1.2 Proyeksi Jumlah Impor Metanol ke Indonesia

Tahun	Impor (Ton)
2024	1.085.161,53
2025	1.139.483,01
2026	1.196.523,75
2027	1.256.419,85
2028	1.319.314,26
2029	1.385.357,06
2030	1.454.705,86

2. Produksi dalam negeri

Di Indonesia saat ini hanya terdapat satu produsen metanol domestic dengan kapasitas produksi 660.000 ton/tahun. Produksi methanol di Indonesia saat ini hanya terdapat oleh PT. Kaltim Metanol Indonesia (KMI) milik Humpuss Group di Bontang, Kalimantan Timur.

Jadi, nilai supply methanol di tahun 2030 dapat dihitung dengan mengandalkan produksi dalam negeri sebesar 2.114.705 ton/tahun, sehingga diperoleh nilai supply sebesar 2.114.705 ton/tahun.

1.2.2 Demand

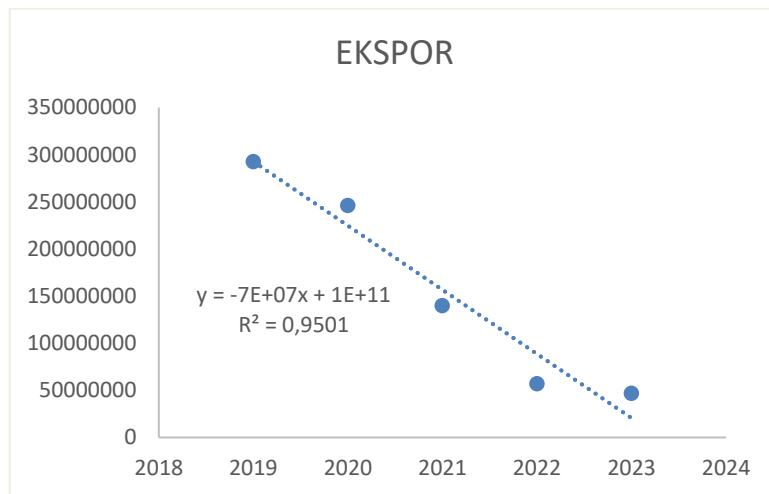
Demand (Permintaan) mencakup total ekspor ditambah dengan kebutuhan konsumsi di dalam negeri.

1. Ekspor

Terdapat hanya 5 data Ekspor metanol di Indonesia dari Badan Statistik Indonesia, yang kemudian diolah menggunakan persentase pertumbuhan untuk diproyeksikan hingga tahun 2030.

Tabel 1.3 Pertumbuhan Ekspor Per Tahun (BPS, 2023)

Tahun	Ekspor (Ton)
2019	292694.343
2020	246269.453
2021	140141.5531
2022	57155.1506
2023	47070.3745



Grafik 1.2 Pertumbuhan Ekspor Per Tahun (BPS, 2023)

Ekspor Metanol di Indonesia menunjukkan terus menerus mengalami penurunan selama lima tahun terakhir. Berdasarkan data pada tahun 2019 sampai 2023 tercatat -60%, Penurunan ekspor ini mencerminkan adanya perubahan prioritas distribusi, di mana sebagian besar produksi metanol dialokasikan untuk kebutuhan domestik guna mengurangi ketergantungan pada impor. Menunjukkan potensi peningkatan konsumsi metanol dalam negeri yang memengaruhi jumlah metanol yang tersedia untuk pasar ekspor. Data pertumbuhan ekspor per tahun, seperti yang ditampilkan dalam Tabel 1.3, memberikan gambaran penting untuk analisis lebih lanjut terkait dinamika pasar metanol di Indonesia.

Tabel 1.4 Proyeksi Jumlah Ekspor Metanol dari Indonesia

Tahun	Ekspor (Ton)
2024	7.552,428
2025	3.025,213
2026	1.211,784
2027	485,394
2028	194,430
2029	77,881
2030	31,196

2. Konsumsi

Konsumsi dalam negeri metanol dapat di tentukan dari data statistik produksi bahan baku industri. Berikut sebagian data konsumsi metanol di indonesia pada tabel berikut :

Tabel 1.5 Data Konsumsi Metanol di Indonesia

No	Nama Pabrik	Konsumsi (ton/tahun)
1.	PT. Chandra Asri Pacific Tbk	38.000
2.	PT. Eterindo Wahanatama Tbk	21.000
3.	PT. Alkindo Naratama Tbk	225.000
4.	PT Bakrie Sumatera Plantations Tbk	22.500

Data konsumsi dari beberapa perusahaan pada tabel 1.5 tidak dapat menggambarkan total konsumsi metanol nasional dikarenakan kebutuhan metanol tidak hanya bergantung pada perusahaan itu saja melainkan di berbagai sektor industri lainnya, seperti tekstil, farmasi, resin dan perekat, dan industri kimia lainnya.

Menurut Kementerian ESDM kebutuhan metanol Indonesia pada tahun 2021 mencapai 2.300.000 ton/tahun, dengan tingkat pertumbuhan

gabungan (CAGR) setiap tahunnya sebesar 3,67%. Sehingga total konsumsi metanol pada tahun 2030 sebesar 3.181.308 ton/tahun

Berdasarkan data di atas, maka proyeksi kebutuhan Metanol di tahun 2030, dapat dihitung dengan melakukan analisis *supply* dan *demand*.

Besarnya *supply* = 2.114.705 ton/tahun.

Besarnya *demand* = 3.181.339 ton/tahun

Proyeksi kebutuhan=*Demand* - *Supply* = 1.066.633 ton/tahun.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Pembuatan metanol membutuhkan bahan baku dari *syngas*. Berdasarkan informasi dari data produsen *Syngas* dalam negeri, berikut tabel produksi syngas di indonesia :

Tabel 1.6 Produksi *Syngas* di indonesia.

No	Nama Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
1.	PT. Chandra Asri Pacific Tbk	200.000
2.	PT. Pupuk Sriwidjaja	4.000.000
3.	PT. Petrokimia Gresik	1.600.000
4.	PT Pupuk Kujang	1.800.000
5.	PT Bukit Asam (PTBA) dan PT Pertamina	2.500.000

Untuk memenuhi kebutuhan produksi Metanol sebesar 1.066.633 ton/tahun, ketersediaan *syngas* sudah mampu menyediakan pasokan yang diperlukan.

1.2.4 Kapasitas pabrik yang sudah berdiri

Dalam menentukan kapasitas untuk pabrik baru, penting untuk mempertimbangkan kapasitas pabrik komersial yang sudah ada. Hal ini memastikan kapasitas yang dipilih dapat beroperasi secara optimal dan menghasilkan keuntungan. Kapasitas Pabrik Metanol komersial yang sudah berdiri di Indonesia hanya ada satu pabrik komersial yaitu PT. Kaltim Metanol Indonesia (KMI) dengan Kapasitas Produksi 660.000 ton/tahun.

Berdasarkan analisis *supply* (penyediaan) dan *demand* (permintaan), ketersediaan bahan baku, serta kapasitas pabrik komersial yang sudah ada, direncanakan pembangunan pabrik metanol pada tahun 2030 dengan kapasitas 660.000 ton/tahun. Sementara itu, kebutuhan metanol yang mencapai 1.066.633 ton/tahun dapat terpenuhi dan sebagai pasokan cadangan jika pabrik metanol dengan kapasitas 660.000 ton/tahun didirikan.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Metanol

Metanol (CH_3OH), juga dikenal sebagai alkohol metil atau *wood alcohol*, adalah senyawa organik cair yang paling sederhana dalam golongan alkohol. Pada suhu kamar, metanol berbentuk cairan tidak berwarna, mudah menguap, mudah terbakar, dan memiliki bau khas yang mirip etanol. Titik didih metanol adalah $64,7^\circ\text{C}$ dan larut sempurna dalam air serta berbagai pelarut organik. Metanol memiliki berat molekul 32,04 g/mol dan densitas sekitar $0,79 \text{ g/cm}^3$ pada 20°C (Perry & Green, 2008).

Secara industri, metanol merupakan salah satu bahan kimia dasar paling penting yang digunakan sebagai bahan baku dalam produksi berbagai senyawa turunan. Produk turunan utama dari metanol mencakup formaldehida, asam asetat, metil tert-butil eter (MTBE), dimetil eter (DME), dan metilamina, yang digunakan secara luas dalam industri plastik, pelarut, resin, bahan bakar, dan pupuk (Olah et al., 2009). Selain itu, metanol juga digunakan secara langsung sebagai bahan bakar cair alternatif dan sebagai pembawa hidrogen dalam teknologi sel bahan bakar (*fuel cell*).

Metanol juga menjadi bahan utama dalam pendekatan *power-to-liquid* (PtL) yang mengkonversi energi terbarukan menjadi bahan kimia cair menggunakan hidrogen hasil elektrolisis dan karbon dioksida yang ditangkap dari atmosfer atau proses industri (Ola et al., 2018). Oleh karena itu, metanol tidak hanya penting dari sisi industri kimia, tetapi juga menjadi bagian integral dari strategi global menuju ekonomi rendah karbon.

Di tingkat global, permintaan metanol terus meningkat karena peranannya yang luas. Data dari *International Energy Agency* (IEA, 2023) menunjukkan bahwa kapasitas produksi metanol dunia telah mencapai lebih dari 120 juta ton per tahun. Penggunaan metanol dalam sektor energi, seperti bahan bakar kendaraan, campuran bensin (M85, M100), dan aplikasi sel bahan bakar (DMFC), juga mendorong permintaan yang semakin besar. Negara seperti Tiongkok bahkan telah menerapkan penggunaan metanol sebagai bahan bakar secara luas untuk mengurangi emisi dan ketergantungan terhadap minyak bumi (IEA, 2021).

Di Indonesia, metanol digunakan dalam berbagai sektor, mulai dari industri pupuk, pembuatan biodiesel, hingga bahan baku kimia untuk resin dan pestisida. Namun, hingga saat ini, produksi domestik metanol masih terbatas dan sebagian besar kebutuhan nasional masih dipenuhi melalui impor. Pabrik metanol utama di Indonesia adalah PT Kaltim Methanol Industri (KMI) yang berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur, dengan kapasitas produksi sekitar 660.000 ton per tahun (Kemenperin, 2022). Kesenjangan antara kebutuhan dan produksi dalam negeri ini membuka peluang besar untuk pembangunan pabrik metanol baru berbasis gas sintesis

maupun biomassa sebagai strategi penguatan industri kimia nasional.

Dengan kemampuannya sebagai bahan baku serbaguna, pembawa energi, dan kontribusinya terhadap dekarbonisasi industri, metanol menjadi molekul strategis dalam pengembangan industri kimia dan energi yang berkelanjutan.

1.3.2 Syngas

Gas sintesis atau *synthesis gas* (*syngas*) merupakan campuran gas yang terutama terdiri atas hidrogen (H_2), karbon monoksida (CO), dan dalam jumlah bervariasi karbon dioksida (CO_2) dan uap air (H_2O). Komposisi syngas yang umum digunakan dalam industri memiliki rasio molar H_2/CO yang disesuaikan dengan proses downstream, seperti produksi metanol, amonia, bahan bakar cair, atau bahan kimia berbasis karbon lainnya. Syngas disebut juga sebagai *intermediate energy carrier*, karena tidak hanya dapat digunakan sebagai bahan baku kimia, tetapi juga sebagai sumber bahan bakar termal maupun dalam sel bahan bakar (*fuel cell*).

Proses pembentukan syngas sangat dipengaruhi oleh kondisi operasi seperti suhu, tekanan, rasio uap-air terhadap karbon (*steam-to-carbon ratio*), serta keberadaan katalis. *Steam Methane Reforming (SMR)* merupakan metode paling umum dan matang secara teknologi untuk memproduksi syngas dari gas alam, dan banyak digunakan dalam industri metanol dan hidrogen. Pada umumnya, proses SMR dilakukan pada suhu 800–1100°C dan tekanan 20–30 bar, menggunakan katalis berbasis nikel (Ni) atau logam transisi lainnya (Wilhelm et al., 2021).

Dalam konteks produksi metanol, rasio molar H_2/CO_x ($CO + CO_2$) sangat penting untuk menentukan efisiensi konversi dalam reaktor metanol. Nilai optimum rasio ini berada di kisaran 2.0–2.1, di mana komposisi gas mendekati stoikiometri reaksi metanol. Rasio yang tidak seimbang dapat menyebabkan pembentukan produk samping atau menurunkan efisiensi proses. Oleh karena itu, komposisi *syngas* sering kali perlu disesuaikan melalui pemurnian, *shifting*, atau *recycle* untuk mencapai performa reaksi yang optimal.

Syngas juga memainkan peran strategis dalam ekonomi energi masa depan karena fleksibilitasnya. *Syngas* dapat diproduksi dari sumber energi terbarukan, seperti biomassa dan limbah organik, sehingga memungkinkan pengembangan teknologi *green methanol* atau *bio-syngas*, yang berkontribusi terhadap pengurangan emisi karbon dan transisi ke sistem energi berkelanjutan (IEA, 2022).

1.3.3 Pemilihan Proses

1. Proses Sintesis Gas (Methanol Synthesis Reaction – MSR)

Proses ini merupakan metode paling umum dan komersial dalam memproduksi metanol. Bahan baku utama berupa gas sintesis (campuran H_2 , CO , dan CO_2) yang diperoleh dari reforming gas alam, gasifikasi batubara, maupun off-gas industri petrokimia. Reaksi berlangsung di dalam reaktor fixed bed multitube dengan katalis tembaga-zinc oxide/alumina ($Cu/ZnO/Al_2O_3$). Kondisi operasi umumnya pada suhu 200–300°C dan tekanan 50–100 bar.

Reaksi utamanya adalah:

1. Sintesis dari CO



2. Reaksi RWGS (Reverse Water Gas Shift)



3. Sintesis dari CO₂



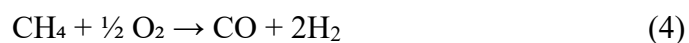
Reaksi RWGS berperan penting karena dapat mengubah CO₂ menjadi CO, yang kemudian ikut bereaksi pada reaksi (1) untuk membentuk metanol. Hal ini meningkatkan fleksibilitas pemanfaatan bahan baku dan memperbaiki keseimbangan komposisi gas sintesis.

efisiensi total dapat mencapai 70–90%. Produk metanol kasar kemudian dimurnikan melalui menara distilasi sehingga diperoleh metanol dengan kemurnian 99%. (Bohnet, 2019).

2. Proses Oksidasi Langsung Metana (Direct Oxidation of Methane – DOM)

Proses ini menggunakan metana langsung sebagai bahan baku. Reaksi oksidasi parsial dilakukan pada suhu tinggi (350–400°C) dengan katalis berbasis molibdenum atau ferrite. Produk utama yang diharapkan adalah metanol, namun kelemahannya adalah metana sangat mudah teroksidasi lebih lanjut menjadi CO dan CO₂ sehingga selektivitas metanol rendah.

Reaksi utama:



Konversi metana umumnya hanya 5–10% dengan yield metanol <5%.

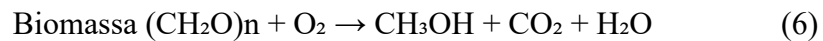
Proses ini masih dalam tahap riset dan belum diterapkan secara komersial.

(Ravi dkk, 2020).

3. Proses Fermentasi Biomassa

Metanol dapat diproduksi dari biomassa melalui proses fermentasi menggunakan mikroorganisme metilotrofik. Bahan baku dapat berupa limbah biomassa atau sumber karbon terbarukan. Proses ini berlangsung pada kondisi suhu 30–40°C dan tekanan atmosferis, dengan bantuan enzim/metabolisme mikroba untuk mengubah biomassa menjadi metanol.

Reaksi sederhana:



Yield produksi relatif rendah, sekitar 30–40%, dengan kapasitas hanya skala kecil (<1000 ton/tahun). Keunggulannya adalah ramah lingkungan, tetapi tidak ekonomis untuk skala besar. (Schröder dkk, 2018).

4. Proses Elektrokimia (Electrochemical Process)

Proses ini menggunakan CO₂ sebagai bahan baku yang direduksi secara langsung menjadi metanol melalui reaksi elektrokimia di electrochemical cell. Proses ini bekerja pada kondisi suhu dan tekanan mendekati atmosferis dengan bantuan katalis elektrokimia seperti Cu, In, atau Sn-based catalysts. Energi yang digunakan berasal dari listrik, idealnya berbasis energi terbarukan (solar, angin, hidro), sehingga proses ini masuk kategori "green methanol".

Reaksi utama:



Selektivitas metanol bervariasi, sekitar 30–50% tergantung katalis, dengan efisiensi energi (faradaic efficiency) mencapai 40–60%. Keunggulannya adalah dapat dilakukan pada kondisi ringan, namun

kelemahannya adalah skala produksi masih sangat terbatas (pilot scale) dan biaya listrik tinggi. (Pérez-Fortes dkk, 2022).

Tabel 1.7 Perbandingan Proses

Proses	Reaksi Utama	Katalis	Kondisi Operasi & Konversi
Methanol Synthesis Reaction (MSR)	1. $\text{CO} + 2\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}$ 2. $\text{CO}_2 + \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$ 3. $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$	Cu/ZnO/Al ₂ O ₃	200–300°C, 50–100 bar & 70-90 (%)
Direct Oxidation of Methane (DOM)	$\text{CH}_4 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}$	Mo, Ferrite	350–400°C, 1–10 bar & <10 (%)
Fermentasi Biomassa	$\text{Biomassa} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$	Mikroba metilotrofik, enzim	30–40°C, 1 atm & 30-40 (%)
Electrochemical Process	$\text{CO}_2 + 6\text{H}^+ + 6\text{e}^- \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}$	Cu, In, Sn-based catalysts	~25–60°C, ~1 atm & 40-60 (%)

1.3.4 Pemilihan Katalis

Produksi metanol dari gas sintesis (*syngas*) merupakan proses yang sangat bergantung pada efisiensi dan selektivitas katalis yang digunakan. Katalis berperan penting dalam menurunkan energi aktivasi reaksi serta menentukan konversi, selektivitas, dan stabilitas sistem reaksi. Umumnya, katalis untuk sintesis metanol diklasifikasikan ke dalam empat kelompok utama katalis berbasis Cu/ZnO/Al₂O₃, katalis berbasis logam mulia, katalis berbasis zeolit dan oksida campuran, serta katalis berbasis karbon dan material pendukung lainnya (Jadhav et al., 2014).

Tabel 1.8 Ringkasan katalis dalam proses Metanol produksi

Katalis	Konversi CO (%)	Selektivitas Metanol (%)	T (°C)	P (bar)	LHSV (h ⁻¹)	Stabilitas (jam)	Referensi
Cu/ZnO/Al ₂ O ₃ (Industri)	20 – 25	>99	220 – 270	50 – 100	1.0 – 2.5	5000	(Olah et al., 2009)
Cu/ZnO/Cr ₂ O ₃	25 – 35	96 – 98	240 – 260	30 – 70	1.5 – 3.0	4000	(Aali, 2023)
Cu/ZrO ₂	30 – 40	90 – 95	200 – 260	30 – 50	1.0 – 2.0	3000	(Jia et al., 2020)
CuCeZrO _x	35 – 45	92 – 97	220 – 250	30 – 50	1	2500	(Liu et al., 2021)
CuSiO ₂ Core-Shell	30	>99	250	30	1	2000	(Li et al., 2022)
Cu-In ₂ O ₃	28 – 32	90 – 95	220 – 260	50	1.5	3000	(Saito et al., 2017)
Cu/Ga ₂ O ₃	33	92	240	40	1.2	2000	(Chen et al., 2020)
Cu/ZnO/Al ₂ O ₃ -Ni doping	38	98	250	50	2	4000	(Wang et al., 2023)
Cu-ZnO-Ga ₂ O ₃	40	>95	230 – 250	40 – 60	1.0 – 2.0	3500	(Zhao et al., 2021)
Cu/Fe ₂ O ₃	22 – 28	85 – 90	240 – 270	30 – 50	1.5	2500	(Xu et al., 2019)

Katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ merupakan katalis komersial yang paling luas digunakan sejak tahun 1960-an. Katalis ini bekerja secara efisien pada kondisi tekanan sedang dan suhu antara 200–300°C. Katalis Cu berperan sebagai situs aktif utama, ZnO bertindak sebagai promotor stabilitas, dan Al₂O₃ sebagai pendukung struktural. Namun, katalis ini rentan terhadap sintering dan deaktivasi akibat pengotor sulfur, sehingga memerlukan pemurnian syngas yang ketat (Olah et al., 2009). Meskipun demikian, selektivitas terhadap metanol tinggi (sekitar 99%) dengan konversi gas per siklus sebesar 6–8%.

1.4 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika yaitu suatu tinjauan untuk mengetahui sifat reaksi, apakah sebuah reaksi tersebut eksotermis atau endotermis, dan untuk mengetahui apakah reaksi tersebut reversible atau irreversible. Tinjauan termodinamika dapat diketahui dengan melihat harga entalpi selama reaksi.

Reaksi utama yang terjadi adalah:



Keseluruhan reaksi memerlukan rasio molar H_2/CO_x ($\text{CO} + \text{CO}_2$) sekitar 2.0-2.1 untuk mencapai konversi optimal. Proses ini sangat sensitif terhadap keberadaan sulfur, klorin, dan senyawa lainnya yang dapat meracuni katalis.

1. Entalpi Pembentukan

Entalpi pembentukan (ΔH_f) suatu senyawa adalah perubahan entalpi ketika 1 mol senyawa terbentuk dari unsur-unsurnya dalam keadaan standar pada suhu 298,15 K dan tekanan 1 atm. Nilai entalpi pembentukan sangat penting dalam perhitungan termodinamika reaksi, karena digunakan untuk menentukan perubahan entalpi reaksi (ΔH_{rxn}) dan panas yang dilepaskan atau diserap selama reaksi berlangsung. Perubahan entalpi reaksi ini memberikan informasi penting terkait kebutuhan atau pelepasan energi pada reaktor, yang mempengaruhi desain pendinginan atau pemanasan, serta efisiensi proses produksi.

Tabel 1.9 Harga entalpi masing-masing komponen pada suhu 298,15K

Komponen	Harga ΔH_f (kJ/mol)
CO	-110,53 kJ/mol
CO ₂	-393,51 kJ/mol
H ₂	0 kJ/mol
H ₂ O	-241,82 kJ/mol
CH ₃ Oh	-200,94 kJ/mol

Perubahan entalpi reaksi (ΔH_{rxn}) dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$\Delta H_{rx} = (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})_{298,15}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{(1)} &= \Delta H_{298,15}(\text{CH}_3\text{OH}) - [\Delta H_{298,15}(\text{CO}) + 2\Delta H_{298,15}(\text{H}_2)] \\ &= (-200,94) - [-110,53 + 2(0)] \\ &= -90,41 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{(2)} &= [\Delta H_{298,15}(\text{CO}) + \Delta H_{298,15}(\text{H}_2\text{O})] - [\Delta H_{298,15}(\text{CO}_2) + \Delta H_{298,15}(\text{H}_2)] \\ &= (-110,53 + (-241,82)) - [-393,51 + 0] \\ &= 41,16 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{(3)} &= [\Delta H_{298,15}(\text{CH}_3\text{OH}) + \Delta H_{298,15}(\text{H}_2\text{O})] - [\Delta H_{298,15}(\text{CO}_2) + 3\Delta H_{298,15}(\text{H}_2)] \\ &= [-200,94 + (-241,82)] - [-393,51 + 3(0)] \\ &= -49,25 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan perubahan entalpi reaksi, dapat disimpulkan bahwa reaksi sintesis metanol dari CO bersifat sangat eksotermis dengan $\Delta H = -90,41$ kJ/mol, sedangkan reaksi RWGS bersifat endotermis dengan $\Delta H = +41,16$ kJ/mol, dan reaksi sintesis metanol dari CO₂ juga eksotermis dengan $\Delta H = -49,25$ kJ/mol. Perbedaan sifat termal ini menunjukkan bahwa dalam sistem reaktor terjadi pelepasan dan penyerapan panas secara simultan, sehingga pengendalian suhu menjadi faktor yang sangat penting.

2. Energi Bebas Gibbs

Energi bebas Gibbs (ΔG) adalah besaran termodinamika yang menggabungkan perubahan entalpi dan entropi suatu sistem untuk menentukan arah spontanitas reaksi pada suhu dan tekanan tertentu. Maka dari itu, jika nilai ΔG° negatif maka reaksi tersebut akan semakin baik karena hanya membutuhkan sedikit energi. Berikut merupakan data energi Gibbs (ΔG°) pada suhu 25°C di setiap komponen :

Tabel 1.10 Harga energi gibbs masing-masing komponen pada suhu $298,15\text{K}$

Komponen	Harga $\Delta G^\circ_{298,15}$ (kJ/mol)
CO	-137,15 kJ/mol
CO ₂	-394,37 kJ/mol
H ₂	0 kJ/mol
H ₂ O	-228,57 kJ/mol
CH ₃ OH	-162,32 kJ/mol

Perubahan Energi Gibbs (ΔG°) dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$\Delta G^\circ = (\Delta G^\circ_{\text{produk}} - \Delta G^\circ_{\text{reaktan}})_{298,15}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_{(1)} &= \Delta G^\circ_{298,15}(\text{CH}_3\text{OH}) - [\Delta G^\circ_{298,15}(\text{CO}) + 2\Delta G^\circ_{298,15}(\text{H}_2)] \\ &= (-162,32) - [-137,15 + 2(0)] \\ &= -25,17 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_{(2)} &= [\Delta G^\circ_{298,15}(\text{CO}) + \Delta G^\circ_{298,15}(\text{H}_2\text{O})] - [\Delta G^\circ_{298,15}(\text{CO}_2) + \Delta G^\circ_{298,15}(\text{H}_2)] \\ &= (-137,15 + (-228,57)) - [-394,37 + 0] \\ &= 28,65 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_{(3)} &= [\Delta G^\circ_{298,15}(\text{CH}_3\text{OH}) + \Delta G^\circ_{298,15}(\text{H}_2\text{O})] - [\Delta G^\circ_{298,15}(\text{CO}_2) + 3\Delta G^\circ_{298,15}(\text{H}_2)] \\ &= [-162,32 + (-228,57)] - [-394,37 + 3(0)] \\ &= 3,48 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Hasil perhitungan ΔG° menunjukkan bahwa sintesis metanol dari CO bersifat spontan, sedangkan jalur CO_2 dan RWGS tidak spontan pada kondisi standar. Namun, pada kondisi industri dengan tekanan tinggi, suhu terkontrol, dan pengaturan komposisi umpan, reaksi tetap dapat bergeser ke arah produk sehingga pembentukan metanol berlangsung optimal.

Berdasarkan Persamaan 15.14 (Van. Ness et al., 1997), maka:

$$\ln K_1 = - \left(\frac{\Delta G^\circ(1)_{298,15K}}{T \cdot R} \right)$$

$$K_1 = 2,56 \times 10^4$$

$$\ln K_2 = - \left(\frac{\Delta G^\circ(2)_{298,15K}}{T \cdot R} \right)$$

$$K_2 = 9,63 \times 10^{-6}$$

$$\ln K_3 = - \left(\frac{\Delta G^\circ(3)_{298,15K}}{T \cdot R} \right)$$

$$K_3 = 0,247$$

Apabila $K > 1$, maka reaksi cenderung bergeser ke arah produk sehingga tampak *irreversible*, sedangkan jika $K < 1$, maka reaksi lebih dekat ke kesetimbangan dan bersifat *reversible*. Berdasarkan hasil perhitungan pada 298 K, reaksi 1 memiliki $K_1 > 1$ sehingga sangat bergeser ke arah produk, sedangkan reaksi 2 dan reaksi 3 $K < 1$, maka bersifat *reversible*. Namun pada suhu operasi reaktor 511 K, nilai K_1 berpeluang terjadinya reaksi balik meningkat. Oleh karena itu, meskipun pada kondisi standar terlihat hampir *irreversible*, dalam literatur reaksi 1 tetap diperlakukan sebagai reversible karena proses sintesis metanol merupakan *equilibrium-limited process*.

1.5 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika merupakan peran penting sebagai dasar dalam pemodelan dan simulasi reaktor, sehingga dapat diperoleh desain dan kondisi operasi yang optimal dalam produksi metanol dengan selektivitas tinggi serta meminimalkan reaksi samping. Namun kecepatan berlangsungnya reaksi (laju reaksi) ditentukan oleh konstanta laju yang dapat dihitung menggunakan persamaan *Arrhenius*:

$$k = A \cdot e^{\left(\frac{-E_a}{R \cdot T}\right)}$$

Dimana :

A = Faktor frekuensi

E = Energy aktivasi (J/mol atau kal/mol)

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

T = Suhu (K)

Berdasarkan literatur (Adnan & Kibria, 2020), diperoleh konstanta kinetika dan energi aktivasi untuk reaksi-reaksi utama dalam produksi metanol seperti ditunjukkan pada Tabel 1.11.

Tabel 1.11 Data konstanta kinetika dan kesetimbangan

Parameters	Nilai	Ea
k _A	4,89 x 10 ⁻¹ kmol/kg.s	-113000 kJ/mol
k _B	3048426 kmol/kg.s	-152900 kJ/mol
k _C	0,00109 kmol/kg.s	-87500 kJ/mol

Data konstanta laju dan kesetimbangan ini selanjutnya digunakan untuk membangun persamaan kinetika reaksi. Untuk sistem metanol, persamaan laju reaksi yang relevan antara lain:

Kinetika :

$$r_{CH_3OH} = \frac{k_A K_{CO} \left(f_{CO} f_{H_2}^{3/2} - \frac{1}{K_{C1}} \frac{f_{CH_3OH}}{f_{H_2}^{1/2}} \right)}{\left(f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)} \quad (11)$$

$$r_{RWGS} = \frac{k_B K_{CO_2} \left(f_{CO_2} f_{H_2} - \frac{1}{K_{C2}} f_{H_2O} f_{CO} \right)}{\left(f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)} \quad (12)$$

$$r_{CH_3OH + H_2O} = \frac{k_C K_{CO_2} \left(f_{CO_2} f_{H_2}^{3/2} - \frac{1}{K_{C3}} \frac{f_{CH_3OH} f_{H_2O}}{f_{H_2}^{3/2}} \right)}{\left(f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)} \quad (13)$$

(Adnan, M. A., & Kibria, M. G. (2020))

Setelah kinetika dasar diperoleh, driving force digunakan untuk menyesuaikan laju reaksi dengan kondisi operasi aktual. Driving force mencerminkan deviasi dari kesetimbangan yang mendorong reaksi, seperti perbedaan tekanan parsial atau energi bebas antara pereaksi dan produk.

Tabel 1.12 Data Driving force

Driving force				
Reaction	Term 1		Term 2	
	A	B	A	B
B1	-22,26	5629	29,83	-6204
B2	-25,68	7421	-30,35	12,194
B3	-25,68	7421	21,74	361

Dalam simulasi Aspen Plus, data driving force ini digunakan untuk menghitung laju reaksi aktual sesuai dengan kondisi operasi. Driving force memungkinkan perhitungan laju reaksi yang memperhitungkan deviasi dari kesetimbangan, sehingga arah dan kecepatan reaksi lebih realistis. Dengan memperhitungkan driving force, prediksi kinetika menjadi lebih akurat dan dapat digunakan untuk optimasi kondisi operasi reaktor, termasuk tekanan, suhu, dan perbandingan stoikiometri gas, sehingga

selektivitas produk utama dapat ditingkatkan dan reaksi samping diminimalkan.

Selain driving force konstanta adsorpsi digunakan untuk memperhitungkan efek permukaan katalis dalam reaksi heterogen. Besarnya konstanta adsorpsi mempengaruhi kemampuan pereaksi untuk teradsorpsi, bereaksi di situs aktif katalis, dan kemudian didesorpsi menjadi produk.

Tabel 1.13 Data Adsorption Constant

Term No.	1	2	3	4	5
Coefficient A	0	-34.03	-45.81	-24.42	13.53
Coefficient B	0	-243×10^{-4}	-2.5×10^{-5}	-4.47×10^{-1}	-51143070

Konstanta adsorpsi ini sangat penting dalam simulasi Aspen karena memungkinkan perhitungan laju reaksi yang mempertimbangkan transportasi massa ke permukaan katalis dan keseimbangan adsorpsi di situs aktif. Dengan memasukkan data ini, laju reaksi yang dihitung menjadi lebih mendekati kondisi riil reaktor, sehingga prediksi kinetika lebih akurat. Selain itu, konstanta adsorpsi juga membantu dalam optimasi desain reaktor dan kondisi operasi, sehingga konversi pereaksi meningkat dan selektivitas terhadap metanol dapat dimaksimalkan.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Metanol (CH₃OH)

Metanol adalah Cairan tak berwarna, berbau khas alcohol dan merupakan hasil akhir dari reaksi sintesis

a. Sifat Fisika dan Kimia

Tabel 2.1 Sifat Fisika dan Kimia Metanol

Parameter	Nilai
	Metanol
Rumus Molekul	CH ₃ OH
Berat Molekul (MW)	32,04 g/mol
<i>Normal boiling point</i> (TB)	64,7 °C
<i>Critical pressure</i> (PC)	80,84 bar
Kemurnian	99,88%
<i>Normal freezing point</i> (FREEZEPT)	-97,68°C
<i>Critical temperature</i> (TC)	239,35°C
<i>Specific gravity</i> (SG)	0,7962 g/cm ³ (25 °C)
<i>Critical compreesibility factor</i> (ZC)	0,222
MSDS	Sangat Larut, Cairan tak berwarna, Alkohol khas, Sangat mudah terbakar

b. Sifat Termodinamika

Tabel 2.2 Sifat Termodinamika Metanol

Parameter	Nilai
	Metanol
Panas Pembakaran 298 K (HCOM)	-638,2 kJ/mol
Panas Pembentukan ideal gas (DHFORM) (ΔH_f)	-200,94 kJ/mol (25°C)
Entropi Standar (ΔS)	369,67 kJ/kmol.K
Kapasitas Panas (C_p)	6,69265 kJ/kmol.K (298 K)
Panas Penguapan (ΔH_{vap}) (HFUS)	3,215 kJ/mol (64,7°C)
DGFORM (<i>ideal gas gibbs free energy</i>)	-162,32 kJ/mol (25°C)

2.1.2 Air (H₂O)

Air dihasilkan dari reaksi Reverse Water-Gas Shift (RWGS) dan reaksi langsung CO₂ dengan H₂

a. Sifat Fisika dan Kimia

Tabel 2.3 Sifat Fisika dan Kimia Air

Parameter	Nilai
	Air
Rumus Molekul	H ₂ O
Berat Molekul (MW)	18,015g/mol
<i>Normal boiling point</i> (TB)	100 °C
<i>Critical pressure</i> (PC)	220,64 bar
<i>Critical temperature</i> (TC)	373,94 °C
<i>Specific gravity</i> (SG)	1
<i>Critical compreesibility factor</i> (ZC)	0.229
Densitas	0,99823 g/cm ³ (0 °C)

b. Sifat Termodinamika

Tabel 2.4 Sifat Termodinamika Air

Parameter	Nilai
	Air
Panas Pembentukan ideal gas (DHFORM) (ΔH_f)	-241,81 kJ/mol (25°C)
Kapasitas Panas (C_p)	38,02 kJ/kmol.K (298 K)
Panas Penguapan (ΔH_{vap}) (HFUS)	6,00174 kJ/mol (100°C)
DGFORM (<i>ideal gas gibbs free energy</i>)	-228,572 kJ/mol (25°C)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Karbon Monoksida (CO)

Karbon Monoksida adalah gas tidak berwarna dan tidak berbau, Bereaksi dengan hidrogen untuk membentuk metanol dalam reaktor MRS melalui katalis logam, seperti Cu-Zn-Al pada tekanan dan suhu tinggi.

a. Sifat Fisika dan Kimia

Tabel 2.5 Sifat Fisika dan Kimia Karbon Monokasida

Parameter	Nilai
	Karbon Monoksida
Rumus Molekul	CO
Berat Molekul (MW)	28,0104 g/mol
<i>Normal boiling point</i> (TB)	-191,45 °C
<i>Critical pressure</i> (PC)	34,99 bar
Komposisi	16 %
<i>Normal freezing point</i> (FREEZEPT)	-205 °C
<i>Critical temperature</i> (TC)	-140,23 °C
<i>Specific gravity</i> (SG)	0,3
<i>Critical compreesibility factor</i> (ZC)	0,299
MSDS	Gas tak berwarna, Tidak berbau

b. Sifat Termodinamika

Tabel 2.6 Sifat Termodinamika Karbon Monoksida

Parameter	Nilai
	Karbon Monoksida
Panas Pembakaran 298 K (HCOM)	-283 kJ/mol
Panas Pembentukan ideal gas (DHFORM) (ΔH_f)	-110,53 kJ/mol
Entropi Standar (ΔS)	108,3139 kJ/kmol.K
Panas Penguapan (ΔH_{vap}) (HFUS)	0,841 kJ/mol (-191,45 °C)
DGFORM (<i>ideal gas gibbs free energy</i>)	-137,15 kJ/mol

2.2.2 Hidrogen (H₂)

Hidrogen adalah komponen kritis untuk reduksi CO dan CO₂ dalam sintesis metanol.

a. Sifat Fisika dan Kimia

Tabel 2.7 Sifat Fisika dan Kimia Hidrogen

Parameter	Nilai
	Hidrogen
Rumus Molekul	H ₂
Berat Molekul (MW)	2,01588 g/mol
<i>Normal boiling point</i> (TB)	-252,76 °C
<i>Critical pressure</i> (PC)	13,13 bar
Komposisi	79%
<i>Normal freezing point</i> (FREEZEPT)	-259,2 °C
<i>Critical temperature</i> (TC)	-239,96 °C
<i>Specific gravity</i> (SG)	0,3
<i>Critical compreesibility factor</i> (ZC)	0,305
MSDS	Mudah terbakar, mudah meledak, dan kriogenik.

b. Sifat Termodinamika

Tabel 2.8 Sifat Termodinamika Hidrogen

Parameter	Nilai
	Hidrogen
Panas Pembakaran 298 K (HCOM)	-241,82 kJ/mol
Kapasitas Panas (Cp)	6,8922 kJ/kmol.K
Entropi Standar (ΔS)	130,68 kJ/kmol.K
Panas Penguapan (ΔH_{vap}) (HFUS)	0,1171 kJ/mol (-252,76 °C)

2.2.3 Karbon Dioksida (CO₂)

Karbon Dioksida adalah gas tidak berwarna, berbau, asam lemah CO₂ dapat diubah menjadi CO melalui reaksi Reverse Water-Gas Shift (RWGS)

a. Sifat Fisika dan Kimia

Tabel 2.9 Sifat Fisika dan Kimia Karbon Dioksida

Parameter	Nilai
	Karbon Dioksida
Rumus Molekul	CO ₂
Berat Molekul (MW)	44,01 g/mol
<i>Normal boiling point</i> (TB)	-78,45 °C
<i>Critical pressure</i> (PC)	73.83 bar
<i>Normal freezing point</i> (FREEZEPT)	-56,57 °C
<i>Critical temperature</i> (TC)	31,06 °C
<i>Specific gravity</i> (SG)	0,3
<i>Critical compressibility factor</i> (ZC)	0,274
MSDS	Berbahaya konsentrasi tinggi menyebabkan asfiksia. Dalam bentuk cair/padat, menyebabkan frostbite.

b. Sifat Termodinamika

Tabel 2.10 Sifat Termodinamika Karbon Dioksida

Parameter	Nilai
	Karbon Dioksida
Panas Pembentukan ideal gas (DHFORM) (ΔH_f)	-393,51 kJ/mol
Entropi Standar (ΔS)	210,887 kJ/kmol.K
Panas Penguapan (ΔH_{vap}) (HFUS)	9,019 kJ/mol (-78,45 °C)
DGFORM (<i>ideal gas gibbs free energy</i>)	-394,37 kJ/mol

2.3 Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum proses produksi dimulai, perhatian utama harus pada kualitas syngas sebagai bahan baku utama. Syngas harus memiliki mutu tinggi dan sesuai dengan spesifikasi produk akhir yang diinginkan, sehingga produk yang dihasilkan berkualitas dengan biaya operasional tidak membengkak karena tidak diperlukan tahapan agar syngas dapat digunakan secara optimal. Oleh karena itu, pengujian terhadap syngas wajib dilakukan sebelum produksi, bertujuan untuk memverifikasi kesesuaiannya dengan spesifikasi desain.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengawasan dan pengendalian produksi sangat penting untuk menjaga kualitas produk, mulai dari bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi, hingga produk akhir. Semua pengawasan mutu ini, termasuk terhadap variabel proses, dapat dilakukan melalui analisis laboratorium atau alat kontrol. Tujuannya adalah memastikan produk akhir sesuai spesifikasi yang direncanakan dan memenuhi standar mutu, yang dicapai dengan bahan berkualitas, serta pengendalian ketat terhadap densitas, viskositas, kemurnian,

dan komposisi produk agar sesuai *set point* yang ditetapkan.

2.3.3 Pengendalian Proses

Pengendalian kualitas pada proses produksi dilakukan melalui serangkaian peralatan otomatis yang berfungsi sebagai sistem pengontrol berbasis indikator sesuai kebutuhan dan perencanaan. Berbagai bentuk monitoring dan pengendalian jalannya operasi produksi dipusatkan di *control room*, mempermudah pengawasan dan penanganan cepat. Apabila terjadi penyimpangan dari *set point* yang ditetapkan, seperti pada *flow rate* bahan baku, produk, level, maupun temperatur, sistem akan memberikan sinyal berupa nyala lampu atau bunyi alarm. Hal ini memungkinkan penyimpangan segera dikembalikan pada kondisi atau prosedur awal, baik secara manual maupun otomatis.

Berikut beberapa alat kontrol yang digunakan pada proses pengendalian diantaranya :

a. Level Controller

Alat yang dipasang pada bagian atas tangki yang berfungsi untuk mengendalikan volume cairan, jika tangki dalam kondisi yang tidak sesuai maka akan ada nyala lampu ataupun bunyi alarm.

b. Temperatur Controller

Alat yang dipasang untuk mengendalikan suhu pada suatu proses yang dimana jika suhu tidak tercapai dengan kondisi yang diinginkan, maka akan ada nyala lampu atau bunyi alarm sebagai penanda.

c. Pressure Controller

Alat yang berfungsi untuk mengatur tekanan masuk dan keluar dalam proses, dengan memastikan tekanan dalam sistemnya terkendali. Jika

kondisi belum sesuai akan ada peringatan nyala lampu atau bunyi alarm.

d. Flowrate Controller

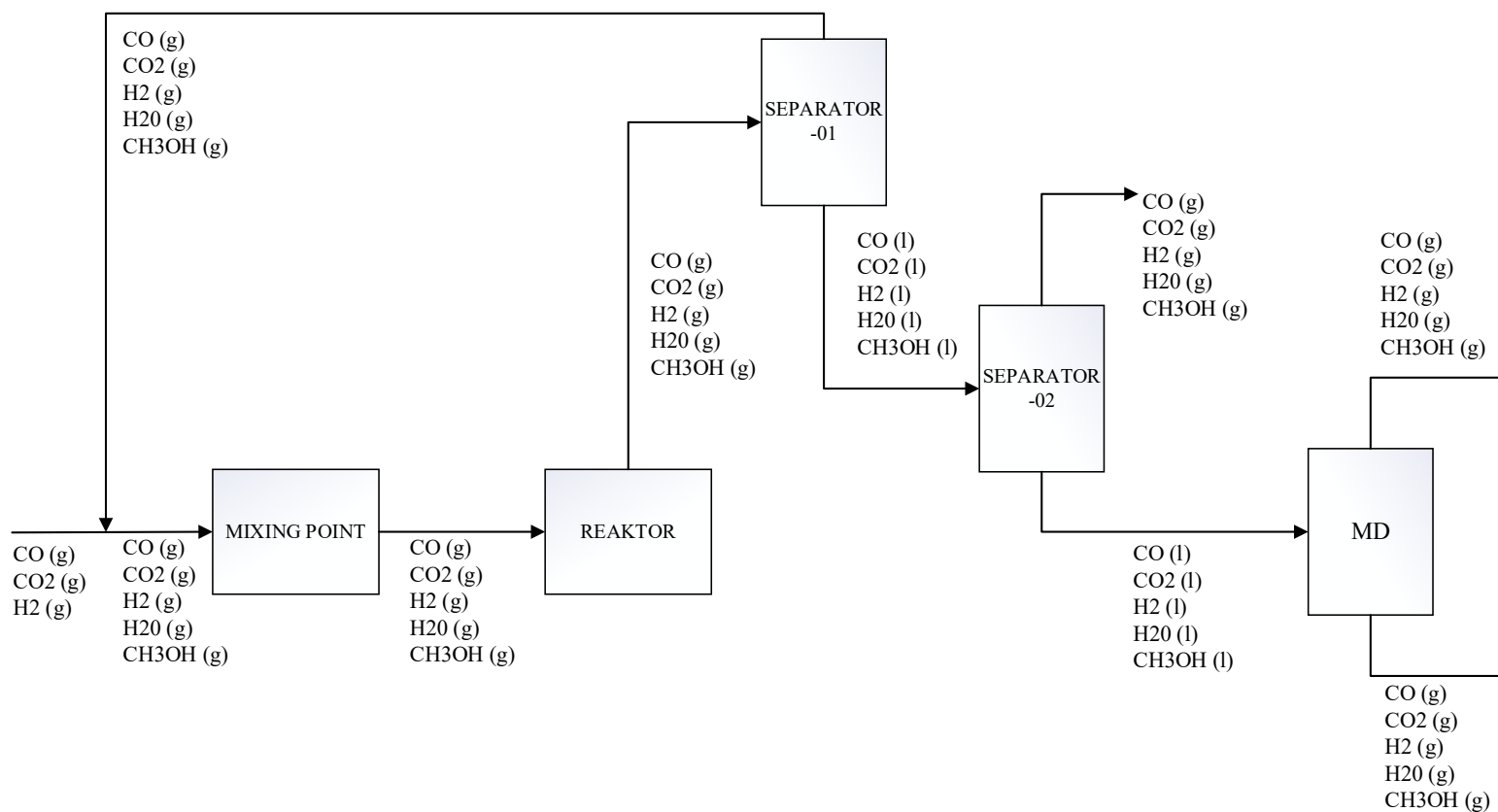
Alat yang berfungsi untuk mengendalikan aliran yang masuk dan keluar dalam proses, dengan memastikan laju aliran sesuai dengan set point yang telah ditetapkan agar menjaga kestabilan operasi.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

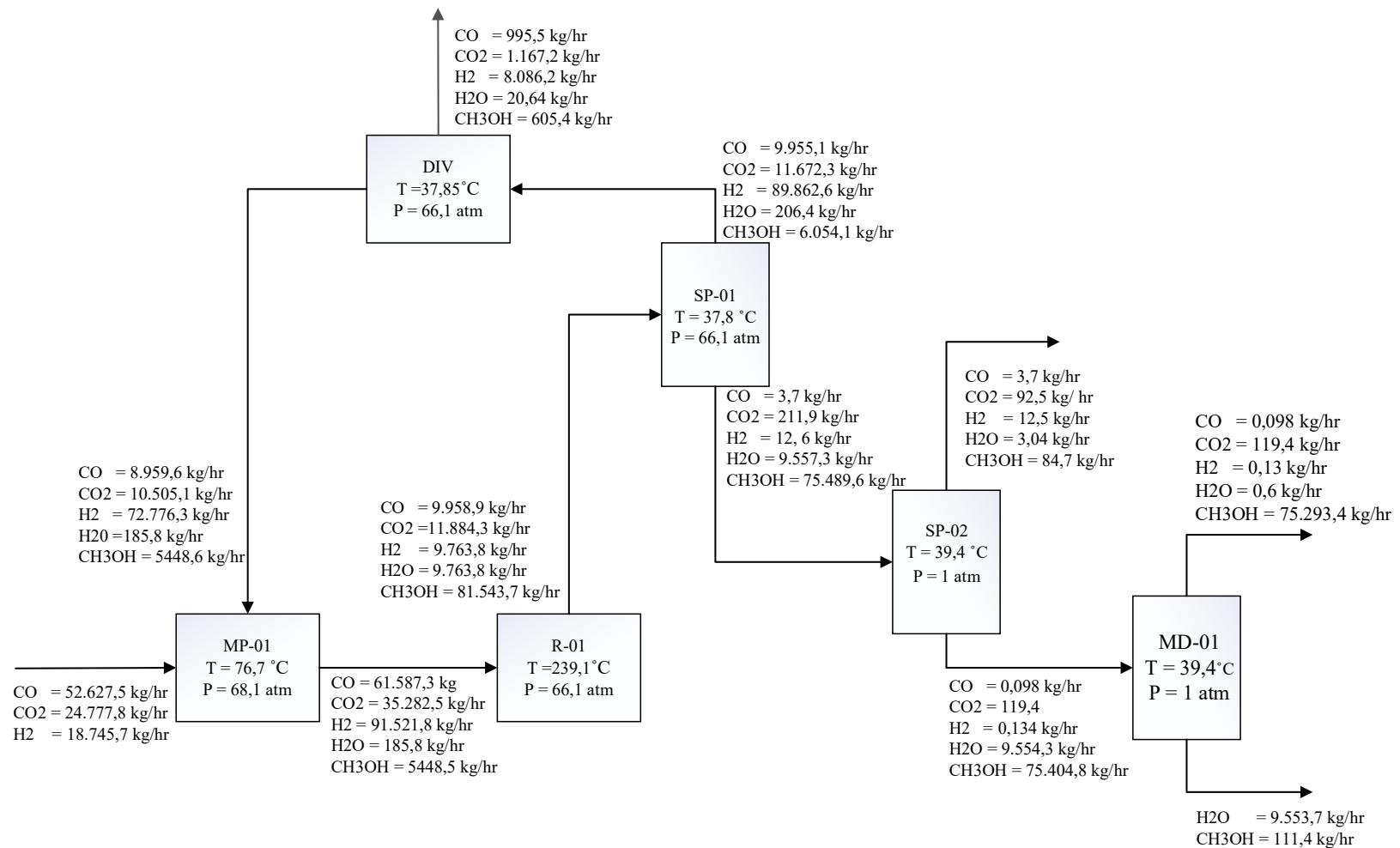
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Persiapan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam pabrik ini adalah gas sintesis (syngas), yang terdiri dari campuran karbon monoksida (CO), hidrogen (H₂), dan karbon dioksida (CO₂). yang disimpan dalam fase gas di dalam tangki penyimpanan T-01. Sebelum memasuki proses produksi, syngas disimpan pada suhu 49,85°C dan tekanan 26,65 atm. Tangki penyimpanan berbentuk *spherical* T-01 digunakan untuk menyimpan syngas dalam fase gas. Tangki ini dilengkapi dengan *level indicator* yang digunakan untuk memantau volume atau tekanan gas di dalam tangki. Bahan baku syngas ini dikompresi menggunakan kompresor C-01 untuk menaikkan tekanannya menjadi 68,97 atm agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor. Aliran hasil kompresi kemudian dicampur ke Mixing Point MP-01 dengan aliran *recycle* gas dari separator SP-01, yang bertujuan untuk meningkatkan efisiensi reaksi dan pemanfaatan gas yang belum bereaksi. Gas campuran hasil pencampuran kemudian dialirkan ke penukar panas (HE-01), di mana suhu aliran dinaikkan mencapai 237,85°C sebelum masuk ke reaktor (R-01) untuk menyesuaikan dengan kondisi reaktor.

3.2.2 Proses Pembentukan Produk

Bahan baku syngas yang telah melewati proses *pre treatment* dan telah sesuai dengan kondisi operasi reaktor (R-01) kemudian dialirkan menuju reaktor. Setelah suhu umpan mencapai kondisi yang sesuai, aliran gas dialirkan ke dalam reaktor *fixed-bed multitube*, yang merupakan jenis reaktor heterogen bertekanan tinggi dengan susunan katalis padat di dalam

sejumlah tabung kecil (*tubes*) yang terdapat dalam sebuah bejana penukar panas. Reaktor ini dirancang agar campuran gas mengalir melalui lapisan katalis tetap (*fixed bed*) di dalam tabung, memungkinkan reaksi berlangsung secara optimal. Peningkatan suhu yang terhitung sangat besar sehingga digunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan mengalirkan *steam* sebagai pendingin didalamnya untuk menjaga suhu reaksi. Reaksi utama yang terjadi di dalam reaktor adalah:



Proses berlangsung pada suhu 239°C dan tekanan tinggi 66 atm, dengan bantuan katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ yang tersebar merata di dalam tabung reaktor. Sistem multitube memungkinkan perpindahan panas yang efisien untuk menjaga suhu reaksi tetap stabil, karena reaksi sintesis metanol bersifat eksotermis (melepas panas) sehingga dialirkan *steam* sebagai pendingin didalamnya untuk menjaga suhu reaksi. Dari proses reaksi tersebut dihasilkan produk utama berupa metanol dengan konversi optimal terhitung sebesar 83,8%.

Produk reaksi yang keluar dari reaktor terdiri dari campuran metanol dan gas-gas yang tidak bereaksi (seperti H₂, CO, dan CO₂). Campuran ini selanjutnya dialirkan ke Condensor Partial (CDP-01) untuk menurunkan suhu menjadi 38°C dan memfasilitasi kondensasi parsial. Setelah didinginkan, aliran diarahkan ke separator (SP-01) untuk memisahkan komponen produk dengan impuritis.

3.2.3 Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk

Setelah melalui Reaktor (R-01) aliran didinginkan terlebih dahulu hingga mencapai suhu 38°C. Pendinginan ini bertujuan untuk mempersiapkan kondisi umpan yang stabil sebelum proses pemisahan lebih lanjut. Setelah mencapai suhu tersebut, aliran cair dialirkan ke separator (SP-01) yang beroperasi pada suhu 38°C dan tekanan 66 atm. Di dalam separator ini, metanol yang bersifat lebih volatil dipisahkan dari komponen non-volatil atau impuritis berat.

Hasil atas dari SP-01 berupa uap impuritis dialirkan ke spliter, yang membagi aliran menjadi dua jalur yaitu, satu jalur direcycle kembali ke mixing point sebelum masuk ke reaktor, sedangkan jalur lainnya dapat dikendalikan sesuai kebutuhan proses. Sementara itu, hasil bawah dari SP-01 yang masih mengandung campuran metanol dan pengotor lainnya, terlebih dahulu diturunkan tekanannya menggunakan valve (V-01), dari 66 atm menjadi 1 atm. Penurunan tekanan ini penting untuk mempersiapkan aliran masuk ke tahap pemisahan berikutnya.

Aliran bertekanan rendah ini kemudian masuk ke separator (SP-02), yang beroperasi pada tekanan atmosfer (1 atm). Di dalam SP-02, dilakukan pemisahan lanjutan berdasarkan perbedaan densitasnya pada kondisi tekanan rendah. Hasil atas SP-02 berupa *off-gas*, yaitu uap ringan yang tidak diinginkan, sedangkan hasil bawah berupa campuran cair metanol dan air dengan impuritis minimal.

Hasil bawah dari SP-02 kemudian dialirkan ke menara distilasi (MD-01) untuk tahap akhir pemurnian. Di dalam kolom ini, metanol dipisahkan dari air, hasil atas MD-01 berupa metanol murni dengan kemurnian hingga

99% pada suhu sekitar 40°C dan tekanan 1 atm, sedangkan hasil bawahnya berupa air yang akan diolah lebih lanjut.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor (R-01)

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor (R-01)

Spesifikasi Reaktor (R-01)		
Kode Alat	R-01	
Fungsi	Mereaksikan umpan Reaktor-01 berupa CO sebanyak 61587 kg/jam dan H2 sebanyak 91522 kg/jam sehingga menghasilkan produk berupa metanol sebanyak 81544 kg/jam dengan konversi CO sebesar 84%	
Jenis	Fixed bed multitube Reactor	
Mode Operasi	Continuous	
Harga	\$20.909.600	
Kondisi Operasi		
Tekanan	69 bar	
Suhu	511 K	
Kapasitas	660.000 Ton/Tahun	
Kondisi Operasi	Eksotermis dan Non-Adiabatis	
Volume	319,25 m³	
Mechanical Design		
	Shell	Tube
OD	4,2672 m	0,046 m
ID	4,117 m	0,038 m
Tebal	0,4375 in	0,3125 in
Jumlah	1 buah	4650 buah
Tinggi	12 m	
Tipe Tube	Triangular Pitch	
Konstruksi Bahan	Stainless Steel A516	Stainless Steel 316LW
Pitch Tube	0,0575 m	
Jenis Head	Torispherical Flanged & Dished Head	
Tinggi Total	13,53 m	
Jenis Katalis		
Densitas Bulk	1.050 kg/m³	
Bed Voidage	0,5	
Jenis Cold Fluid	Wet Saturated Steam 126psi	
Kebutuhan Cold Fluid	13.869,3 kg/hr	

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

a. Menara Distilasi

Tabel 3.2 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)

Spesifikasi Menara Distilasi	
Fungsi	Memisahkan umpan Menara Distilasi 85079 kg/jam menjadi hasil atas sebanyak 9665 kg/jam dan hasil bawah sebanyak 75414 kg/jam
Jenis	<i>Multistage Distillation</i>
Tipe	<i>Sieve Tray Column</i>
<i>Heavy Key</i>	CH ₄ O
<i>Light key</i>	H ₂ O
<i>Reflux</i>	1,5
Jumlah Plate aktual	43
<i>Tray Spacing</i>	0,61 m
Kondisi Operasi Umpan	
Tekanan (atm)	1 atm
Suhu (°C)	40 °C
Kondisi Operasi <i>Distilat</i>	
Tekanan (atm)	1 atm
Suhu (°C)	35 °C
Kondisi Operasi <i>Bottom</i>	
Tekanan (atm)	1 atm
Suhu (°C)	93 °C
Spesifikasi <i>Shell</i>	
IDs	5,943 m
ODs	6,096 m
Tinggi	29,87 m

Tebal	0,008 m
Spesifikasi Head	
Jenis	<i>Torispherical dished head</i>
Tebal	0,0127 m
Jumlah	1
Harga	\$2.544.200
Material	<i>Stainless Steel 3016LW</i>

b. Separator

Tabel 3.3 Spesifikasi Separator

Spesifikasi Separator		
Kode alat	SP-01	SP - 02
Fungsi	Memisahkan produk dari campuran syngas sebelum menuju Separator-02 dan direcycle kembali ke Mixer.	Memisahkan produk dari campuran syngas sebelum menuju menara distilasi (MD-01)
Jenis	<i>Vertical Flash Vessel</i>	<i>Vertical Flash Vessel</i>
Material	<i>Carbon Steel</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Kondisi operasi	37,85 °C (66 atm)	37,85 °C (1,18 atm)
Spesifikasi Shell		
Tinggi	5,4864 m	5,7912 m
Tebal	3,75 in	0,19 in
OD	2,4384 m	2,1336 m
Spesifikasi Head		
Tinggi	0,81 m	0,41 m
Tebal	10,75 in	0,375 in
Harga	\$419.900	\$434.700

3.3.3 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Spesifikasi Alat Penukar Panas		
Kode alat	HE-01	
Fungsi	Memanaskan syngas sebelum masuk reaktor dari 77°C menjadi 238°C.	
Tipe	<i>Shell and tube</i>	
Fluida panas	<i>Saturated steam 100 psi</i>	
Fluida dingin	Stream 3	
Luas transfer panas	2035,5 m ²	
Spesifikasi	OD	ID
<i>Shell</i>	0,0789 m	0.07 m
<i>Tube</i>	0,0254 m	0.021 m
<i>Tube Pitch</i>	0,0318	
Panjang	6,096 m	
ΔP_{cal}	6,5 Psi	
Rd_{cal}	0,32	
Harga	\$4.821.500	
Bahan <i>Tube</i>	<i>Stainless Steel 316LW</i>	
Bahan <i>Shell</i>	<i>Stainless Steel A516</i>	

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas Lanjutan

Spesifikasi Alat Penukar Panas Lanjutan						
Kode alat	RB-01		CD-01		CDP-01	
Fungsi	Menguapkan hasil bawah dari MD dengan suhu 99°C.		Mengembunkan hasil luaran atas MD dengan suhu 39°C		Mendinginkan aliran keluar R-01 sehingga metanol mengembun, gas non-kondensabel dipisahkan.	
Tipe	Shell and tube					
Fluida panas	Saturated steam 100 psi		Distillate		Stream 5	
Fluida dingin	Bottom Product		Cooling Water			
Luas transfer panas	880,57 m ²		4610,18 m ²		2510,23 m ²	
Spesifikasi	OD	ID	OD	ID	OD	ID
Shell	3,15 m	3,14 m	0,0758 m	0,07 m	0,0789 m	0,07 m
Tube	0,025 m		0,025 m		0,0254 m	0,021 m
Panjang	6,096 m					
Harga	\$649.400		\$2.816.100		\$3.780.200	
Susuna Tube	Triangular					
Bahan Tube	Stainless Steel 316LW					
Bahan Shell	Stainless Steel A516					

3.3.4 Spesifikasi Alat Pendukung

Tabel 3.6 Spesifikasi Expansion Valve

Spesifikasi Expansion Valve	
Fungsi	Menurunkan Tekanan dari VP-01 menuju VP-02 dari 66 atm menjadi 1 atm
Kondisi Operasi Masuk	38°C (66 atm)
Kondisi Operasi Keluar	39,5°C (1 atm)

Tabel 3.7 Spesifikasi Kompresor

Spesifikasi Kompresor		
Kode alat	C-01	C-02
Fungsi	Menaikan tekanan umpan syngas dari tangki ke mixing point.	Menaikan tekanan recycle sebelum masuk ke mixing point.
Kondisi Operasi masuk	50°C (26,6 atm)	38°C (66 atm)
Kondisi Operasi keluar	185°C (68 atm)	41,5°C (68 atm)
Laju Alir Umpan	96151 kg/hr	97875 kg/hr
Laju Volumetrik	11804,4 m ³ /hr	14665 m ³ /hr
Power kompresor	13305 kW	1120 kW
Efisiensi	72 %	72 %
Material	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$5.908.300	\$3.086.400
Tipe	Sentrifugal	Sentrifugal

3.3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Spesifikasi Tangki Penyimpanan		
Kode alat	T-01	T – 02
Fungsi	Menyimpan bahan baku syngas sebelum masuk kompresor	Menyimpan produk CH ₃ OH dari keluaran MD
Waktu Penyimpanan	2 jam	15 hari
Fase	Gas	Cair
Jumlah Tangki	3	4
Tipe	<i>Spherical Tank</i>	<i>Cylinder Vertical with flat bottom & Conical Roof</i>
Kondisi Operasi	49,85°C (26,65 atm)	35°C (1 atm)
<i>Mechanical Design</i>		
Material	<i>Stainless Steall SA 283 Grade C</i>	<i>Stainless Steall SA 283 Grade C</i>
Volume Tangki	10.000 m ³	10.000 m ³
Volume Fluida	9.444 m ³	8.754 m ³
ID	37,83 m	39,62 m
OD	37,93 m	39,63 m
Tinggi Shell	-	14,63 m
Tebal Shell	2 in	0,19 in
Tinggi Head	-	3,5 m
Tebal Head	-	0,19 in
Harga	\$26.602.949	\$8.173.676

3.4 Neraca Massa

1. Neraca Massa Total

Tabel 3.9 Tabel Neraca Massa Total

Komponen	In	Out
CO (Kg/Jam)	133137	81509
H ₂ (Kg/Jam)	263932	253285
CO ₂ (Kg/Jam)	82781	59383
H ₂ O (Kg/Jam)	29247	38825
CH ₃ OH (Kg/Jam)	243335	319430
Total (Kg/Jam)	752433	752432

2. Neraca Massa Alat

Tabel 3.10 Neraca Massa Mixing Point

Komponen	Masuk (kg/Jam)		Keluar (kg/Jam)
	S2	S12	S3
CO	52628	8960	61587
H ₂	18746	72776	91522
CO ₂	24778	10505	35283
H ₂ O	0	186	186
CH ₃ OH	0	5449	5449
Sub Total	96151	97876	194026
Total	194026		194026

Tabel 3.11 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/Jam)	Keluar (kg/Jam)
	S4	S5
CO	61587	9959
H ₂	91522	80875
CO ₂	35283	11884
H ₂ O	186	9764
CH ₃ OH	5449	81544
Total	194026	194026

Tabel 3.12 Neraca Massa Separator (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/Jam)	Keluar (kg/Jam)	
	S6	S7 _{liq}	S10 _{vap}
CO	9959	4	9955
H ₂	80875	13	80863
CO ₂	11884	212	11672
H ₂ O	9764	9557	206
CH ₃ OH	81544	75490	6054
Sub Total	194026	85275	108751
Total	194026	194026	

Tabel 3.13 Neraca Massa Separator (SP-02)

Komponen	Masuk (kg/Jam)	Keluar (kg/Jam)	
	S8	S9 _{liq}	S14 _{vap}
CO	4	0,10	4
H ₂	13	0,13	13
CO ₂	212	119	92
H ₂ O	9557	9554	3
CH ₃ OH	75490	75405	85
Sub Total	85275	85079	197
Total	85275	85275	

Tabel 3.14 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/Jam)	Keluar (kg/Jam)	
	S9	S15	Metanol
CO	0,10	0	0,10
H ₂	0,13	0	0,13
CO ₂	119	0	119
H ₂ O	9554	9554	0,60
CH ₃ OH	75405	111	75293
Sub Total	85079	9665	75414
Total	85079	85079	

3.5 Neraca Panas

1. Neraca Panas Total

Tabel 3.15 Neraca Panas Total

Komponen	Q IN	Q OUT
CO	31757126	30347873
H ₂	717501067	712293404
CO ₂	20344391	19748345
H ₂ O	9466553	10102269
CH ₄ O	98896134	102759989
Q _{sub}	877965272	875251879
Q Pendingin		-243949153
ΔH_{rx}	-5898	
Total	1172069931	1172069931

2. Neraca Panas Alat

Tabel 3.16 Neraca Panas di Compressor (C-01)

Komponen	Q IN	Q OUT
	S1	S2
CO	1424208	9288295
H ₂	6716963	43725206
CO ₂	633233	4503848
H ₂ O	0	0
CH ₄ O	0	0
Q _{sub}	8774404	57517349
Q	48742945	
Total	57517349	57517349

Tabel 3.17 Neraca Panas di Mixing Point (MP-01)

Komponen	Q IN	Q IN	Q OUT
	S2	S12	S3
CO	9288295	172369	3625928
H2	43725206	17450592	68958634
CO2	4503848	375785	2498094
H2O	0	2762	8870
CH4O	0	58633	187081
Qsub	57517349	18060141	75278609
Q	-298881		
Total	75278609		75278609

Tabel 3.18 Neraca Panas di Heater (HE-01)

Komponen	Q IN	Q OUT
	S3	S4
CO	3625928	14462795
H2	68958634	284226829
CO2	2498094	8476632
H2O	8870	148571
CH4O	187081	6184239
Qsub	75278609	313499066
Q	238220458	
Total	313499066	313499066

Tabel 3.19 Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Komponen	Q IN	Q OUT
	S3	S4
CO	14462795	2350611
H2	284226829	252625855
CO2	8476632	2864080
H2O	148571	7355751
CH4O	6184239	80386468
Qsub	313499066	345582765
Q Pendingin		-243949153
q loss		211859556
dH Rx	-5898	
Total	313493168	313493168

Tabel 3.20 Neraca Panas di Condensor Partial (CDP-01)

Komponen	Q IN	Q OUT
	S5	S6
CO	2350611	149749
H2	252625855	15164618
CO2	2864080	336560
H2O	7355751	143467
CH4O	80386468	880723
Qsub	345582765	16675117
Q		328907648
Total	345582765	345582765

Tabel 3.21 Neraca Panas di Separator (SP-01)

Komponen	Q IN	Q OUT_L	Q OUT_v
	S6	S7	S10
CO	149749	61	148968
H2	15164618	2585	15066762
CO2	336560	3400	340703
H2O	143467	554453	2401
CH4O	880723	3397449	50729
Qsub	16675117	3957948	15609562
Q	2892393		
Total	19567510	19567510	

Tabel 3.22 Neraca Panas di Splitter (DIV-01)

Komponen	Q IN	Q OUT	Q OUT
	S10	S11	Purge
CO	148968	134071	14897
H2	15066762	13560085	1506676
CO2	340703	306633	34070
H2O	2401	2160	240
CH4O	50729	45656	5073
Qsub	15609562	14048605	1560956
Q	0		
Total	15609562	15609562	

Tabel 3.23 Neraca Panas di Compressor (C-02)

Komponen	Q IN	Q OUT
	S11	S12
CO	134071	172369
H2	13560085	17450592
CO2	306633	375785
H2O	2160	2762
CH4O	45656	58633
Qsub	14048605	18060141
Q	4011535	
Total	18060141	18060141

Tabel 3.24 Neraca Panas di Separator (SP-02)

Komponen	Q IN	Q OUT	Q OUT
	S8	S9	OFFGASSES
CO	68	2	56
H2	2907	31	2593
CO2	3467	1956	1161
H2O	623453	624665	83
CH4O	3850291	3854867	1759
Qsub	4480186	4481520	5652
Q	6986		
Total	4487172	4487172	

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

Komponen	Q IN	Q OUT	Q OUT
	S9	S15	S16
CO	2	0	2
H2	31	0	31
CO2	1956	0	1956
H2O	624665	635352	40
CH4O	3854867	6304	3850718
Qsub	4481520	641657	3852747
Q	12883		
Total	4494404	4494404	

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik memiliki pengaruh signifikan terhadap keberlanjutan operasi, efisiensi logistik, serta profitabilitas jangka panjang. Menurut AIChE (2003), faktor-faktor utama yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik mencakup: kedekatan dengan area pemasaran, pasokan bahan baku, ketersediaan fasilitas transportasi, tenaga kerja, utilitas (air, bahan bakar, listrik), kecukupan lahan, dampak lingkungan, pengelolaan limbah, dukungan masyarakat lokal, kondisi iklim, dan stabilitas politik serta kebijakan daerah.

Dalam prarancangan pabrik metanol dari gas sintesis (*syngas*), pertimbangan lokasi sangat ditentukan oleh akses terhadap bahan baku (*syngas*), pasar produk (metanol), serta efisiensi distribusi dan operasional. Oleh karena itu, pilihan lokasi terbaik untuk mendirikan pabrik ini adalah Kecamatan Pulo Merak, Kota Cilegon, Provinsi Banten.

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Produksi metanol secara komersial dilakukan melalui proses sintesis gas (*syngas*) yang terdiri dari hidrogen (H_2), karbon monoksida (CO), dan karbon dioksida (CO_2). Bahan baku ini secara umum diperoleh dari reformasi gas alam, proses gasifikasi batubara, atau dari gas buang industri petrokimia. Provinsi Banten, khususnya Kota Cilegon, merupakan kawasan industri yang memiliki potensi besar untuk mendapatkan syngas dari:

1. Gas buang (*off-gas*) dari unit RCC (*Residual Catalytic Cracking*) atau *steam cracker* milik PT Chandra Asri Petrochemical.
2. Reformasi gas alam dari jaringan distribusi gas yang tersedia di kawasan industri *Krakatau Industrial Estate Cilegon* (KIEC).
3. Impor batubara dan ketersediaan air laut memungkinkan pengembangan proses gasifikasi batubara bila dilakukan integrasi jangka panjang.

4.1.2 Kedekatan Pasar Produk

Metanol merupakan senyawa penting sebagai bahan baku industri formalin, biodiesel, MTBE, hingga olefin. Kawasan industri Cilegon dan sekitarnya adalah lokasi strategis karena dekat dengan industri petrokimia besar seperti:

1. PT Chandra Asri Petrochemical (Cilegon) – produsen olefin dan aromatik.
2. PT Lotte Chemical Titan (Merak) – pengguna bahan kimia dasar.
3. Kawasan industri Karawang dan Bekasi – pengguna methanol untuk industri turunannya.

Dengan lokasi yang dekat ke konsumen utama, biaya distribusi metanol dapat ditekan secara signifikan dan menjamin kelangsungan penyerapan pasar.

4.1.3 Fasilitas Transportasi

Kota Cilegon memiliki Pelabuhan Merak dan Pelabuhan Internasional Cigading, yang sangat mendukung untuk ekspor maupun impor bahan baku dan produk. Ditambah dengan akses jalan tol Jakarta–Merak, menjadikan jalur logistik semakin efisien dan kompetitif. Bandara Soekarno-Hatta yang berjarak ± 2 jam perjalanan juga memudahkan akses tenaga kerja profesional maupun pengiriman alat berat.

4.1.4 Ketersediaan Utilitas

Kecamatan Pulo Merak sangat ideal dari segi utilitas:

1. Listrik : Tersedia dari PLTU Suralaya dan jaringan PLN industri.
2. Air Proses dan Pendingin : Sumber air laut yang melimpah dari Selat Sunda.
3. Uap Proses dan Bahan Bakar : Bisa diintegrasikan dari fasilitas pembangkit bersama (*co-generation*) atau boiler berbahan bakar gas.

4.1.5 Ketersediaan Tenaga Kerja

Cilegon telah lama dikenal sebagai basis tenaga kerja industri berat dan kimia. Selain lulusan politeknik lokal, daerah ini juga dekat dengan institusi pendidikan tinggi teknik seperti ITB, UI, UNTIRTA, dan Polman Astra yang menyuplai tenaga kerja terampil dan profesional.

4.1.6 Ketersediaan Lahan

Kawasan industri KIEC menyediakan lahan siap bangun dengan sistem sewa atau jual. Total luas kawasan ± 570 ha dan termasuk dalam program KLIK (Kemudahan Investasi Langsung Konstruksi) yang memungkinkan pembangunan pabrik dimulai sembari mengurus perizinan lainnya. Hal ini mempercepat proses konstruksi dan *commissioning*.

4.1.7 Dampak Lingkungan dan Pembuangan Limbah

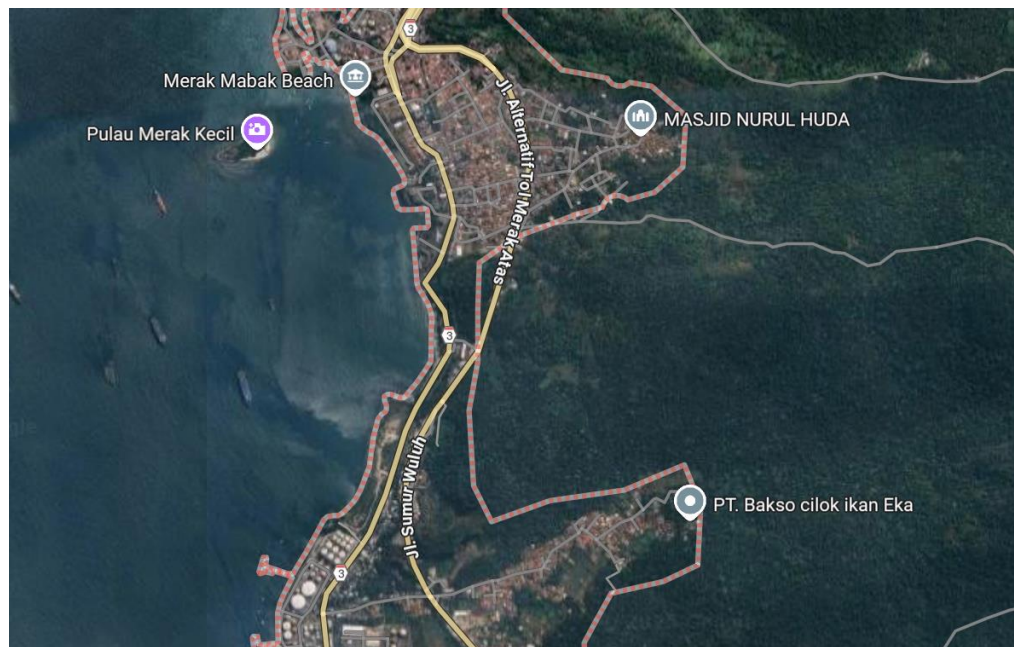
Sebagai kawasan industri, Cilegon memiliki sistem dan regulasi pengelolaan limbah yang mapan. Tersedia fasilitas IPAL komunal, zona *buffer* untuk emisi, serta prosedur AMDAL yang telah terdigitalisasi melalui OSS (*Online Single Submission*). Kedekatannya dengan laut juga memudahkan sistem pendingin terbuka dengan kontrol dampak termal yang sesuai regulasi.

4.1.8 Iklim

Wilayah Cilegon memiliki iklim tropis dengan suhu yang stabil (rata-rata 26–32°C) dan curah hujan sedang hingga tinggi. Tidak termasuk daerah rawan bencana seperti gempa besar, longsor, atau banjir, sehingga operasional pabrik dapat berjalan stabil sepanjang tahun.

4.1.9 Pertimbangan Politik dan Investasi

Pemerintah Provinsi Banten menunjukkan komitmen kuat dalam mendukung investasi industri melalui berbagai kebijakan strategis. Selain penerapan program KLIK (Kemudahan Investasi Langsung Konstruksi) di kawasan industri seperti Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC), juga tersedia beragam insentif fiskal seperti pengurangan pajak daerah, percepatan proses perizinan lingkungan, serta dukungan administrasi terpadu melalui Badan Koordinasi Penanaman Modal (BKPM) dan Dinas Penanaman Modal dan Pelayanan Terpadu Satu Pintu (DPMPTSP) Banten. Di tingkat daerah, Peraturan Daerah Kota Cilegon Nomor 1 Tahun 2020 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Tahun 2020–2040 menetapkan sejumlah kecamatan seperti Ciwandan dan Citangkil sebagai kawasan industri berat dan kimia, yang secara hukum memungkinkan pendirian pabrik metanol dari syngas. Selain itu, Perda Kota Cilegon Nomor 2 Tahun 2018 tentang Penyelenggaraan Penanaman Modal memberikan kepastian hukum bagi investor industri kimia dengan menjamin hak, insentif, serta kemudahan perizinan usaha. Payung regulasi ini memperkuat daya tarik Kota Cilegon sebagai lokasi strategis bagi pembangunan pabrik metanol, sekaligus sejalan dengan visi nasional dalam mendorong hilirisasi industri dan transisi energi berkelanjutan.



Gambar 4.1 Peta Lokasi Rencana Pabrik Metanol dari Syngas di Kota Cilegon

Dengan mempertimbangkan semua faktor di atas, maka Kecamatan Pulo Merak, Kota Cilegon, Provinsi Banten dipilih sebagai lokasi yang paling strategis dan layak secara teknis, ekonomis, serta sosial untuk pembangunan Pabrik Metanol dari Gas Sintesis dengan Kapasitas 660.000 Ton/Tahun.

4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan aspek fundamental dalam perancangan pabrik kimia untuk memastikan kelancaran aliran proses, efisiensi produksi, keamanan operasional, dan potensi ekspansi di masa mendatang. Menurut Peters & Timmerhaus (2003), pengaturan tata letak harus mempertimbangkan aliran material, keamanan, pemeliharaan alat, serta aksesibilitas terhadap utilitas dan fasilitas penunjang.

Pabrik metanol dari syngas yang direncanakan dibangun di Kecamatan Pulo Merak, Kota Cilegon, akan dibagi menjadi beberapa zona fungsional utama sebagai berikut:

4.2.1 Area Proses Produksi

Merupakan inti dari kegiatan produksi metanol. Peralatan utama seperti reaktor, *heat exchanger*, *vaporizer*, dan menara distilasi akan ditempatkan dalam area ini dengan memperhatikan alur proses yang efisien dan keselamatan kerja.

4.2.2 Area Penyimpanan (*Storage Area*)

Digunakan untuk penyimpanan bahan baku seperti syngas dan bahan pembantu serta hasil produk berupa metanol. Lokasi ini diletakkan dekat dengan loading-unloading area agar memudahkan logistik.

4.2.3 Area Utilitas dan Pendukung

Termasuk *boiler*, *cooling tower*, *power plant*, unit pengolahan air (SWRO dan demineralisasi), dan penyediaan udara instrumen. Terletak di lokasi strategis agar distribusi energi dan utilitas ke seluruh unit dapat berjalan optimal.

4.2.4 Area Perkantoran dan Administrasi

Digunakan untuk operasional manajemen dan pengelolaan administrasi. Area ini ditempatkan jauh dari zona proses untuk menjamin keselamatan dan kenyamanan.

4.2.5 Laboratorium dan *Quality Control*

Digunakan untuk analisis bahan baku, produk antara, dan produk akhir metanol serta pengawasan mutu operasional harian.

4.2.6 Fasilitas Umum dan Sosial

Terdiri dari kantin, klinik, tempat ibadah (*musholla*), tempat parkir, dan ruang istirahat bagi karyawan. Penempatan fasilitas ini mempertimbangkan kenyamanan serta kedekatannya dengan akses

keluar masuk karyawan.

4.2.7 Area Perluasan

Disediakan untuk antisipasi peningkatan kapasitas produksi di masa depan, misalnya integrasi teknologi konversi karbon atau unit downstream produk metanol seperti formalin atau olefin.

4.2.8 Area Pemeliharaan dan Bengkel (*Maintenance Area*)

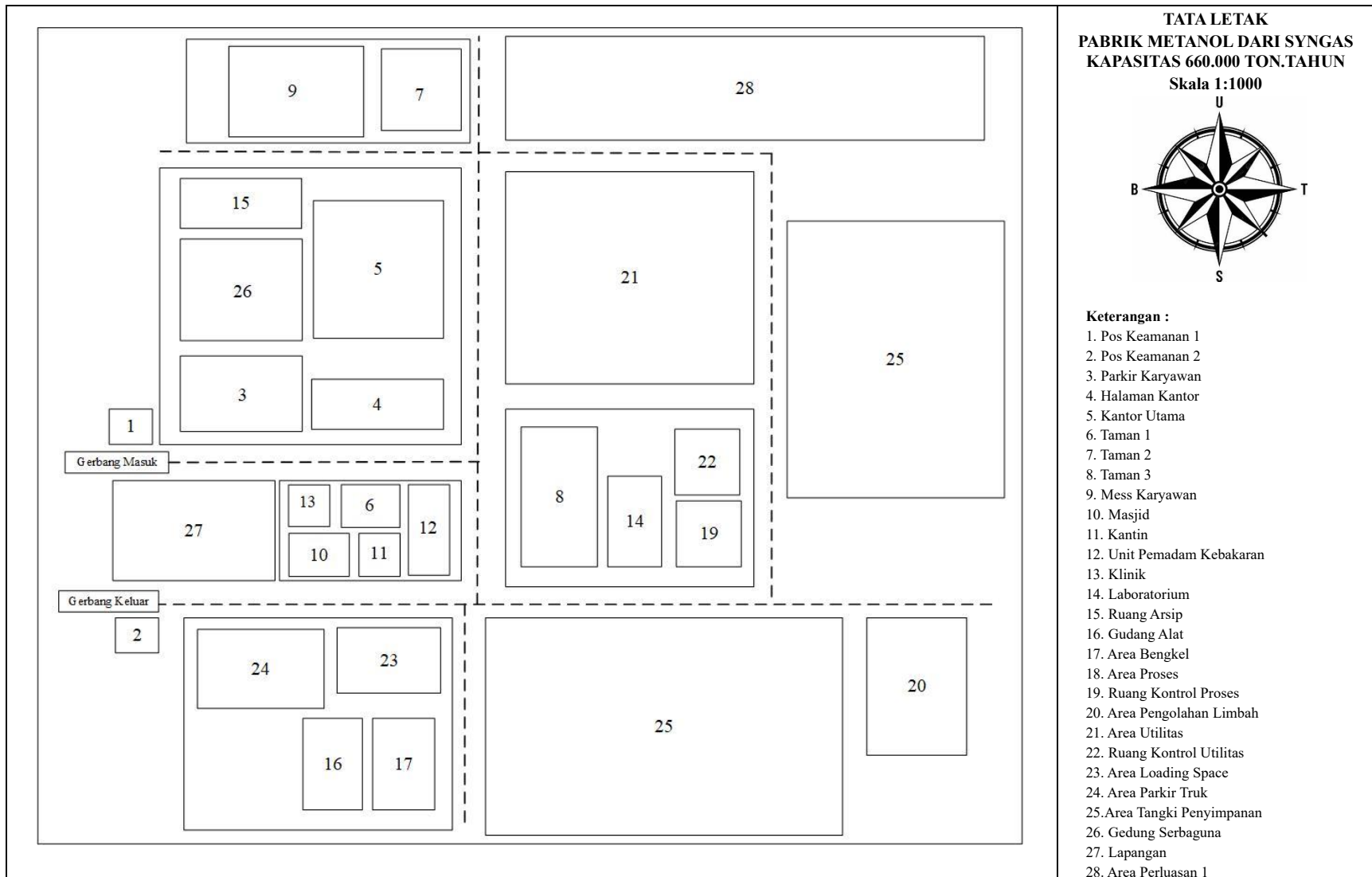
Disediakan untuk kegiatan perawatan berkala, penyimpanan suku cadang, serta bengkel untuk perbaikan peralatan produksi dan utilitas.

Secara keseluruhan, tata letak pabrik dirancang agar meminimalkan kontaminasi silang, mengoptimalkan logistik internal, serta mendukung efisiensi energi dan operasional.

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan 1	4 × 4	16
2	Pos Keamanan 2	4 × 4	16
3	Parkir Karyawan	25 × 20	500
4	Halaman Kantor	30 × 10	300
5	Kantor Utama	20 × 30	600
6	Taman 1	15 × 10	150
7	Taman 2	20 × 20	400
8	Taman 3	20 × 40	800
9	Mess Karyawan	40 × 20	800
10	Masjid	10 × 10	100
11	Kantin	10 × 10	100
12	Unit Pemadam Kebakaran	10 × 25	250
13	Klinik	10 × 10	100
14	Laboratorium	15 × 30	450
15	Ruang Arsip	30 × 10	300
16	Gudang Alat	15 × 30	450
17	Area Bengkel	15 × 30	450

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
18	Area Proses	60 × 110	6.600
19	Ruang Kontrol Proses	20 × 20	400
20	Area Pengolahan Limbah	65 × 65	4.225
21	Area Utilitas	65 × 65	4.225
22	Ruang Kontrol Utilitas	20 × 20	400
23	Area Loading Space	24 × 20	480
24	Area Parkir Truk	25 × 20	500
25	Area Tangki Penyimpanan	160 × 110	17.600
26	Gedung Serbaguna	20 × 25	500
27	Lapangan	40 × 20	800
28	Area Perluasan 1	180 × 25	4500
29	Jalan		19.719
Total Luas Tanah			65.731
Total Luas Bangunan			3182



Gambar 4.2 *Layout* pabrik Metanol

4.3. Tata letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak mesin dan peralatan proses merupakan elemen vital dalam perancangan pabrik metanol, karena berpengaruh langsung terhadap aspek keselamatan kerja, efisiensi operasional, dan biaya konstruksi. Penyusunan posisi peralatan seperti reaktor (R-01), menara distilasi (MD-01), reboiler (RB-01), vaporizer (VP-01 dan VP-02), dan kondensor (CD-01), sebagaimana ditunjukkan dalam Gambar 4.3, disesuaikan dengan urutan alur proses serta karakteristik masing-masing alat.

Susunan peralatan dalam empat kuadran utama ini mempertimbangkan berbagai aspek penting sebagai berikut:

a. Alur Bahan Baku dan Produk

Penempatan alat-alat utama seperti R-01 → HE-01 → CL-01 dan selanjutnya ke MD-01 serta pemurnian melalui CD-01 memungkinkan aliran fluida berlangsung lurus dan minim belokan, sehingga mendukung efisiensi pemipaan dan mengurangi *head loss*. Jalur pipa dirancang minimal 2 meter di atas permukaan tanah untuk menjamin akses pekerja dan kendaraan tetap aman dan lancar.

b. Sirkulasi Udara

Ruang antar alat seperti antara MD-01 dan ACC-01 (*air cooler condenser*), serta posisi DIV dan MP-01 (*compressor dan mixer produk*) diletakkan dengan memperhatikan arah angin dominan. Ini bertujuan untuk menghindari akumulasi uap atau gas reaktif, terutama di sekitar unit pemisah dan alat yang beroperasi pada tekanan tinggi.

c. Pencahayaan

Area kerja seperti sekitar R-01, HE-01, dan RB-01 dipastikan mendapat penerangan cukup sesuai standar industri, karena melibatkan suhu dan tekanan

tinggi serta reaksi yang berlangsung secara kontinu.

d. Efisiensi Ekonomi

Dengan mengelompokkan peralatan proses utama dan pemisahan dalam kuadran bawah (selatan), konstruksi pipa dan jalur instrumentasi dapat dibuat lebih ringkas dan hemat material. Hal ini juga berdampak pada penurunan biaya konstruksi dan pemeliharaan.

e. Akses untuk Perawatan

Peralatan seperti HE-01 dan RB-01 yang memerlukan akses rutin untuk *cleaning* dan *maintenance* sengaja ditempatkan dengan ruang kerja terbuka di sekitarnya, sehingga memudahkan bongkar pasang serta mobilisasi alat berat jika diperlukan.

f. Keamanan Darurat

Ruang terbuka antara CL-01, MD-01, dan C-02 menciptakan jalur evakuasi langsung bagi pekerja serta akses cepat untuk unit pemadam kebakaran menuju sumber potensi bahaya seperti reaktor atau pemanas.

g. Lalu Lintas Internal

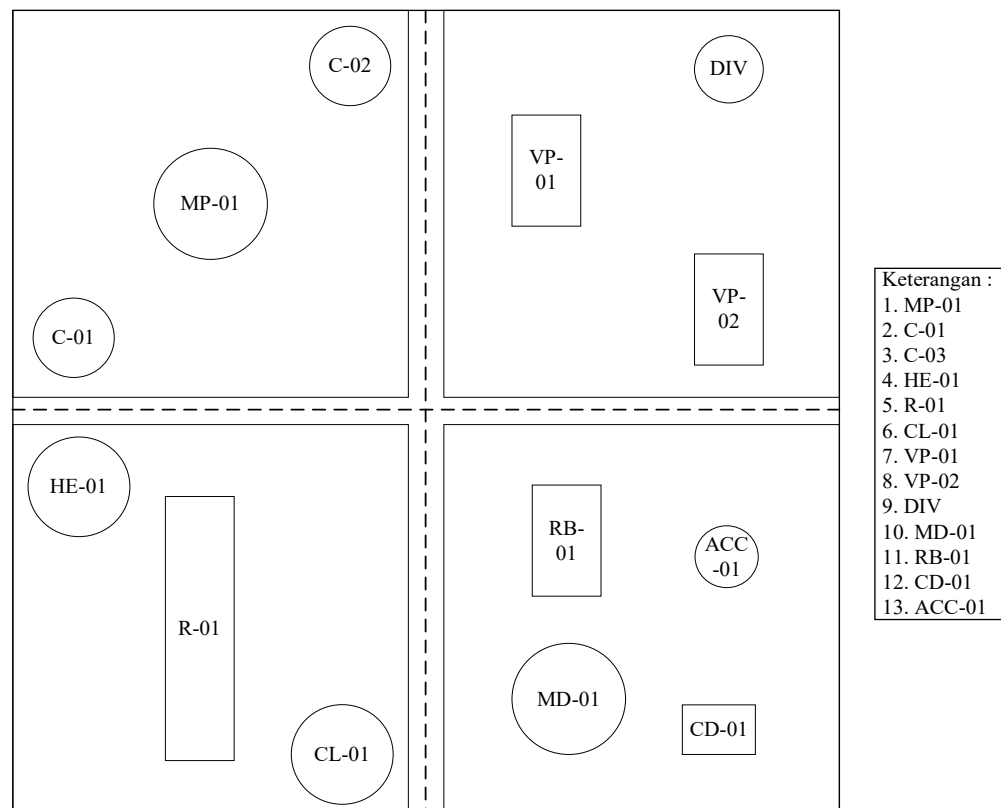
Jalur jalan yang membagi area menjadi empat bagian memberi kejelasan zona kerja dan memudahkan pergerakan teknisi, *forklift*, atau kendaraan operasional. Area seperti VP-01 dan VP-02 dirancang sejajar agar bisa diakses dengan mudah dari dua sisi.

h. Efisiensi Finansial

Tata letak ini menyatukan alat-alat dalam kelompok proses (reaksi, pemisahan, pendinginan), sehingga mengurangi kebutuhan lahan, mempercepat instalasi, dan menurunkan waktu *shutdown* jika terjadi gangguan operasional.

i. Jarak Aman Antar Peralatan

Jarak antara alat besar seperti MD-01, R-01, dan VP-02 memperhatikan standar minimum untuk pencegahan bahaya radiasi panas dan tekanan, serta mendukung inspeksi berkala. Penataan juga mempertimbangkan ruang ekspansi unit di masa depan.



Gambar 4.3 Tata letak mesin proses

4.4. Organisasi Perusahaan

Organisasi perusahaan merupakan elemen fundamental dalam keberhasilan perancangan dan pengoperasian pabrik metanol dari *syngas*. Dengan kapasitas produksi sebesar 660.000 ton per tahun, struktur organisasi disusun berdasarkan prinsip fungsional-hierarkis, yang memungkinkan alur kerja yang terstruktur, koordinasi antardivisi yang efektif, serta pengambilan keputusan yang terukur.

Organisasi ini dirancang untuk mendukung keberlangsungan operasional secara efisien dengan memperhatikan aspek teknis, keselamatan, manajemen mutu,

dan sumber daya manusia. Susunan organisasi mencakup seluruh fungsi strategis dan operasional yang melibatkan 10 divisi utama, termasuk manajemen puncak, produksi, pemeliharaan, utilitas, laboratorium, K3L, riset, keuangan, SDM, serta unit penunjang lainnya.

Struktur ini juga memungkinkan pengembangan jangka panjang, seperti integrasi teknologi baru, ekspansi produk turunan, serta digitalisasi sistem kontrol produksi dan keselamatan kerja. Dengan demikian, organisasi yang dibentuk bukan hanya bertujuan menjalankan proses produksi saat ini, tetapi juga mendukung daya saing pabrik dalam jangka panjang.

4.4.1 Bentuk Organisasi Perusahaan

Bentuk organisasi yang diterapkan pada pabrik metanol ini adalah organisasi fungsional-hierarkis, di mana pembagian kerja didasarkan pada fungsi atau keahlian utama dari setiap divisi. Dalam struktur ini, tanggung jawab dan wewenang didelegasikan secara vertikal dari General Manager kepada kepala divisi, kemudian dilanjutkan ke jajaran pengawas dan pelaksana di tingkat operasional.

Model ini dipilih karena keunggulannya dalam:

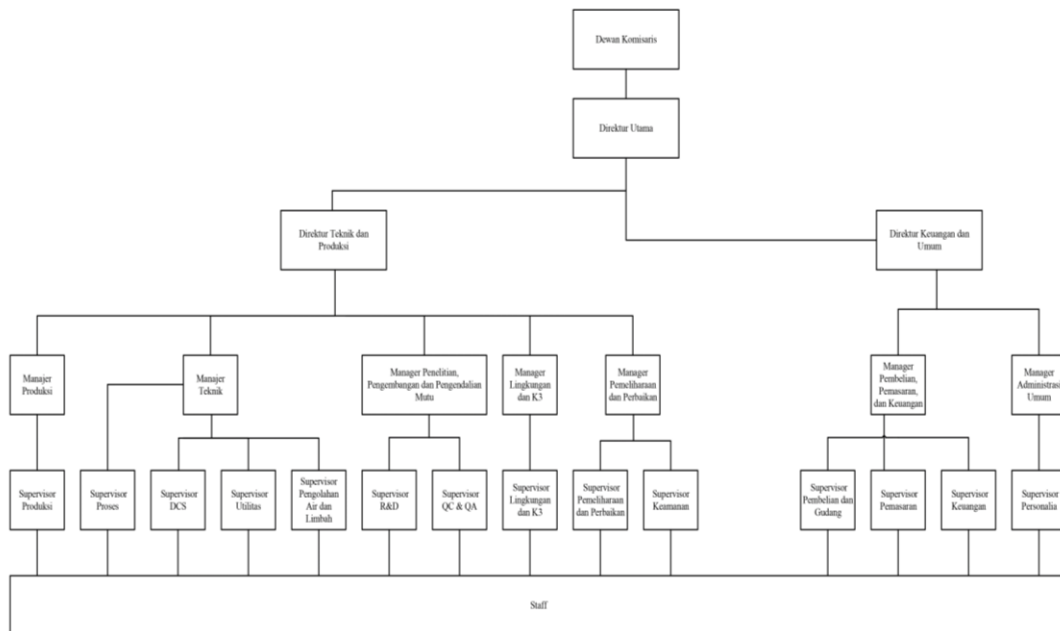
- a. Meningkatkan efisiensi operasional, karena setiap unit fokus pada bidang keahliannya.
- b. Memudahkan koordinasi dan pengawasan, karena jalur komunikasi dan pelaporan bersifat jelas.
- c. Mendukung spesialisasi kerja, sehingga kualitas dan produktivitas tenaga kerja dapat dimaksimalkan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi fungsional-hierarkis juga relevan dengan karakteristik industri petrokimia, yang umumnya memiliki proses kompleks, risiko tinggi, dan membutuhkan sistem kendali serta pelaporan yang ketat. Dalam struktur ini, pembagian fungsi utama mencakup:

1. Manajemen Puncak : Pengambil kebijakan strategis perusahaan.
2. Divisi Produksi dan Utilitas : Menjalankan operasi harian produksi metanol.
3. Divisi Maintenance dan Engineering : Menjamin keandalan fasilitas dan peralatan.
4. Divisi Laboratorium dan QA/QC : Menjaga kualitas produk dan pemantauan parameter.
5. Divisi K3 & Lingkungan : Menangani keselamatan kerja dan kepatuhan lingkungan.
6. Divisi R&D : Pengembangan produk dan inovasi proses.
7. Divisi Keuangan & Legal : Pengelolaan anggaran dan kepatuhan hukum.
8. Divisi SDM & Umum : Mengelola karyawan dan kebutuhan logistik pendukung.
9. Divisi Penunjang : Meliputi keamanan, kebersihan, transportasi, dan klinik.

Dengan struktur organisasi ini, perusahaan diharapkan mampu mencapai produktivitas maksimal, efisiensi biaya, keselamatan kerja, dan keberlanjutan operasi, sesuai standar industri kimia nasional maupun internasional.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.5. Manajemen Perusahaan

Manajemen perusahaan terdiri dari berbagai tingkatan kepemimpinan yang berfungsi untuk mengawasi operasional, menetapkan strategi, dan memastikan pencapaian target bisnis. Manajemen dalam perusahaan ini terbagi menjadi tiga tingkatan utama, yaitu Tingkat Eksekutif (*Executive Level*), Tingkat Manajerial (*Managerial Level*), dan Tingkat Operasional (*Operational Level*). Masing-masing tingkat memiliki peran dan tanggung jawab spesifik dalam memastikan keberlangsungan produksi etilen serta optimalisasi sumber daya perusahaan.

Tingkatan manajemen dalam perusahaan ini meliputi:

a. Tingkat Eksekutif (*Executive Level*)

- 1) *President Director*
- 2) *Vice President Directors (Commercial, Operations, Finance, Human Resources & Corporate Affairs, Legal, Strategy & Business Development, ESG & Sustainability)*

- b. Tingkat Manajerial (*Managerial Level*)
 - 1) *General Manager* (GM) untuk berbagai divisi seperti Produksi, Keuangan, Pemasaran, Sumber Daya Manusia, dll.
 - 2) *Department Manager* yang membawahi unit-unit spesifik seperti Laboratorium, IT, Perawatan Mesin, dll.
- c. Tingkat Operasional (*Operational Level*)
 - 1) *Supervisor* dan teknisi di berbagai divisi produksi dan pemeliharaan.
 - 2) Operator pabrik yang bertanggung jawab atas pengoperasian unit produksi etilen.
 - 3) Staf administrasi, tenaga pendukung, serta petugas kebersihan dan keamanan.

4.6. Bentuk Hukum Perusahaan

Setiap entitas usaha yang bergerak di sektor industri kimia berskala besar, termasuk pabrik metanol dari gas sintesis, memerlukan bentuk hukum yang sah dan terstruktur guna menjamin kepastian hukum, perlindungan terhadap pemilik modal, serta kemudahan dalam akses pendanaan dan ekspansi bisnis. Berdasarkan pertimbangan tersebut, perusahaan ini didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT) sesuai dengan ketentuan perundang-undangan yang berlaku di Indonesia.

1. Alasan Pemilihan Bentuk PT

a. Perlindungan Hukum

PT memiliki status sebagai badan hukum yang terpisah dari pemilik modal, sehingga tanggung jawab pemegang saham terbatas hanya pada modal yang disetorkan. Dalam hal terjadi kerugian atau kewajiban hukum, aset pribadi pemegang saham tetap aman.

b. Kemudahan Investasi dan Pengembangan Modal

Struktur kepemilikan dalam bentuk saham memungkinkan perusahaan menerima penyertaan modal dari investor lokal maupun asing tanpa perlu membubarkan entitas hukum yang telah ada. Selain itu, PT dapat menerbitkan obligasi atau saham baru untuk pendanaan ekspansi ke depan, seperti pengembangan produk turunan metanol.

c. Fleksibilitas Operasional

PT memiliki hak untuk melakukan berbagai aktivitas usaha seperti ekspor-impor, menjalin kontrak dengan pihak ketiga, membuka cabang, dan melakukan *joint venture*. Hal ini penting untuk mendukung kelancaran operasional pabrik metanol yang melibatkan rantai pasok dan distribusi global.

d. Keberlanjutan Usaha (*Going Concern*)

PT dapat tetap beroperasi meskipun terjadi perubahan kepemilikan, pergantian manajemen, atau pengalihan saham. Hal ini mendukung stabilitas jangka panjang dan keberlanjutan produksi.

2. Dasar Hukum dan Regulasi

Perusahaan ini tunduk pada berbagai peraturan hukum di Indonesia, antara lain:

- Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas
- Undang-Undang Nomor 11 Tahun 2020 tentang Cipta Kerja dan turunannya (khususnya OSS RBA)
- Undang-Undang Nomor 32 Tahun 2009 tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup
- Undang-Undang Nomor 13 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan
- Peraturan Menteri Perindustrian RI tentang Standar Usaha Industri

Petrokimia

- Struktur Kepemilikan dan Klasifikasi PT

Perusahaan ini diklasifikasikan sebagai Perseroan Terbatas Tertutup (PT) pada tahap awal, dengan opsi untuk berkembang menjadi PT Terbuka (Tbk) di masa depan apabila diperlukan pendanaan melalui pasar modal.

Struktur pemegang saham terdiri dari:

- Pemegang Saham Mayoritas: Mengendalikan arah strategis dan pengambilan keputusan bisnis utama.
- Pemegang Saham Minoritas: Memiliki hak atas dividen, laporan keuangan, dan suara dalam RUPS (Rapat Umum Pemegang Saham).

3. Perizinan dan Izin Operasional

Sebagai badan hukum berbentuk PT, perusahaan ini diwajibkan untuk memiliki dokumen legalitas sebagai berikut:

- Akta pendirian perusahaan
- NPWP dan NIB (Nomor Induk Berusaha)
- Izin Usaha Industri (IUI)
- Persetujuan lingkungan (AMDAL/UKL-UPL)
- Sertifikat standar usaha sektor kimia melalui OSS RBA

4.7. Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab

Agar operasional pabrik metanol dari syngas dapat berjalan secara efisien, aman, dan produktif, setiap jabatan dalam struktur organisasi memiliki tugas, wewenang, dan tanggung jawab yang dirancang secara spesifik sesuai fungsi dan tingkatannya. Pembagian ini juga penting dalam mendukung efektivitas koordinasi, kepatuhan terhadap regulasi, serta pencapaian target produksi.

Berikut adalah ringkasan uraian tugas, wewenang, dan tanggung jawab utama

berdasarkan pembagian divisi:

- Manajemen Puncak

- a. *General Manager (GM)*

1. Tugas : Memimpin seluruh kegiatan operasional dan strategis pabrik.
2. Wewenang : Mengambil keputusan akhir dalam pengelolaan sumber daya.
3. Tanggung Jawab : Menjamin pencapaian target produksi, keselamatan kerja, dan kepatuhan hukum.

- b. *Plant Manager*

1. Tugas : Mengawasi dan mengkoordinasikan seluruh proses produksi.
2. Wewenang : Menyetujui jadwal produksi dan evaluasi performa unit proses.
3. Tanggung Jawab : Menjamin kestabilan operasi dan mutu produk metanol.

- c. *HSE, QA/QC, HRD, Finance, Legal & Environmental Manager*

1. Tugas : Menyusun dan mengimplementasikan kebijakan spesifik tiap bidang.
2. Wewenang : Memberi keputusan teknis dalam ruang lingkup masing-masing fungsi.
3. Tanggung Jawab : Menjaga kesesuaian dengan standar industri dan regulasi.

- Divisi Produksi

- a. *Production Superintendent & Supervisor*

1. Tugas : Menyusun jadwal dan mengawasi pelaksanaan produksi harian.
2. Wewenang : Mengatur rotasi shift dan pelaksanaan SOP di lapangan.

3. Tanggung Jawab : Memastikan keselamatan dan efektivitas produksi.
- b. *Shift Leader*
1. Tugas : Mengkoordinasikan operator dalam satu shift.
 2. Wewenang : Menghentikan sementara operasi jika terjadi kondisi tidak aman.
 3. Tanggung Jawab : Mencapai target produksi sesuai parameter.
- c. *Process & Field Operator*
1. Tugas : Mengoperasikan peralatan proses dan memantau parameter operasional.
 2. Wewenang : Melakukan penyesuaian ringan pada alat dan melapor ke supervisor.
 3. Tanggung Jawab : Menjaga kestabilan proses dan keselamatan area kerja.
- *Divisi Maintenance*
 - a. *Maintenance Supervisor*
 1. Tugas : Merancang program pemeliharaan preventif dan korektif.
 2. Wewenang : Menyetujui jadwal shutdown alat.
 3. Tanggung Jawab : Menjamin keandalan peralatan proses.
 - b. Teknisi Mekanik, Elektrik, dan Instrumentasi
 1. Tugas : Melakukan inspeksi, perbaikan, dan perawatan alat.
 2. Wewenang : Melaporkan dan melakukan penggantian komponen minor.
 3. Tanggung Jawab : Menjaga mesin beroperasi sesuai spesifikasi pabrik.
 - *Divisi Utilitas & Power Plant*
 - a. *Utility Supervisor & Operator*
 1. Tugas : Menjaga kestabilan sistem uap, pendingin, dan listrik.
 2. Wewenang : Mengatur sistem backup utilitas saat terjadi gangguan.

- 3. Tanggung Jawab : Menjamin pasokan energi bagi seluruh area proses.
- Divisi QA/QC & Laboratorium
 - a. Analis Kimia (Senior & Junior)
 - 1. Tugas : Melakukan analisis kualitas bahan baku, produk, dan air proses.
 - 2. Wewenang : Menyetujui hasil uji mutu sebelum distribusi.
 - 3. Tanggung Jawab : Memastikan produk memenuhi spesifikasi SNI/ISO.
- Divisi R&D
 - a. *R&D Supervisor & Staff*
 - 1. Tugas : Melakukan inovasi proses dan evaluasi teknologi.
 - 2. Wewenang: Mengusulkan uji coba teknis untuk peningkatan efisiensi.
 - 3. Tanggung Jawab : Mendukung keberlanjutan dan daya saing produk.
- Divisi K3 & Lingkungan
 - a. *Safety Officer & Staf Lingkungan*
 - 1. Tugas : Mengawasi implementasi program K3 dan pengelolaan limbah.
 - 2. Wewenang : Menghentikan kegiatan yang berisiko tinggi.
 - 3. Tanggung Jawab : Menjaga kepatuhan terhadap regulasi K3L.
- Divisi Keuangan & Legal
 - a. *Akuntan, Finance Staff, Legal Officer*
 - 1. Tugas : Mengelola laporan keuangan dan kepatuhan hukum perusahaan.
 - 2. Wewenang : Mengatur anggaran divisi dan pengadaan barang.
 - 3. Tanggung Jawab : Menjamin integritas dan akuntabilitas administratif.
- Divisi SDM & Umum
 - a. *HR Staff, Admin Umum, IT Support, Procurement Officer*
 - 1. Tugas : Mengatur rekrutmen, logistik internal, dan sistem informasi.
 - 2. Wewenang : Melaksanakan pelatihan dan pembelian barang non-proses.

3. Tanggung Jawab : Menjamin kelancaran dukungan administrasi.

- Divisi Penunjang & Fasilitas

- a. *Security, Driver, Cleaning Service*

- 1. Tugas : Menjaga keamanan, kebersihan, dan logistic transportasi.

- 2. Wewenang : Mengatur akses keluar-masuk dan mendukung evakuasi.

- 3. Tanggung Jawab: Mendukung operasional dengan lingkungan kerja yang aman dan bersih.

- Divisi Kesehatan

- a. Dokter Perusahaan & Paramedis

- 1. Tugas : Menyediakan pelayanan medis primer, melakukan pemeriksaan kesehatan berkala (MCU), serta menangani kasus gawat darurat atau penyakit akibat kerja.

- 2. Wewenang : Mengambil keputusan medis dalam pemberian layanan kesehatan kerja dan merujuk pasien ke rumah sakit jika diperlukan.

- 3. Tanggung Jawab : Menjamin ketersediaan layanan kesehatan yang sesuai standar Kementerian Kesehatan dan menjaga kesiapsiagaan medis terhadap risiko industri kimia.

Berikut adalah rincian jumlah tenaga kerja dan tingkat pendidikan minimal berdasarkan jabatan di pabrik ini:

Tabel 4.2 Rincian Jumlah Tenaga Kerja Berdasarkan Tingkat Pendidikan Minimal

Jabatan	Jumlah Karyawan	Tingkat Pendidikan Minimal
General Manager	1	S2 Teknik Kimia / Manajemen Industri
Plant Manager	1	S2 Teknik Kimia / Teknik Proses
HSE Manager	1	S2 K3 / Teknik Lingkungan
QA/QC Manager	1	S2 Kimia / Teknik Kimia
HRD Manager	1	S2 Manajemen SDM / Psikologi Industri
Finance Manager	1	S2 Akuntansi / Manajemen Keuangan
Legal Manager	1	S2 Hukum / Manajemen Hukum

Jabatan	Jumlah Karyawan	Tingkat Pendidikan Minimal
Environmental Manager	1	S2 Teknik Lingkungan / K3
Production Superintendent	2	S1 Teknik Kimia / Teknik Industri
Production Supervisor	4	D3/S1 Teknik Kimia / Teknik Industri
Shift Leader	6	D3 Teknik Kimia / Mesin
Operator Produksi	39	D3/SMA Teknik Kimia / Mesin
Maintenance Supervisor	3	S1 Teknik Mesin / Elektro
Teknisi Mekanik	10	D3/SMA Teknik Mesin
Teknisi Elektrik	6	D3/SMA Teknik Elektro
Teknisi Instrumentasi	6	D3/S1 Teknik Fisika / Instrumen
Utility Supervisor	2	S1 Teknik Mesin / Teknik Energi
Operator Utility	8	D3/SMA Teknik Mesin / Elektro
Analisis Kimia Senior	3	S1 Kimia / Teknik Kimia
Analisis Kimia Junior	5	D3 Kimia / Teknik Kimia
R&D Supervisor	1	S2 Teknik Kimia / Proses
R&D Staff	3	S1 Teknik Kimia / Kimia Terapan
Safety Officer	3	D3/S1 K3 / Teknik Lingkungan
Staf Lingkungan	2	D3/S1 Teknik Lingkungan
Akuntan	2	S1 Akuntansi
Finance Staff	2	D3/S1 Akuntansi / Manajemen
Legal Officer	2	S1 Hukum
HR Staff	3	S1 Manajemen SDM / Psikologi
Admin Umum	4	D3/S1 Administrasi / Manajemen
IT Support	2	D3/S1 Teknik Informatika / Sistem Informasi
Procurement & Logistic	3	S1 Teknik Industri / Logistik
Security	8	SMA / Pelatihan Gada Pratama
Cleaning Service	6	SMP/SMA
Driver	4	SMA / SIM B1 Umum
Dokter Perusahaan	1	S1 Kedokteran + STR
Paramedis	2	D3 Keperawatan / Kebidanan + STR
Total Karyawan:	150	

4.7.1 Alasan Pemilihan Jumlah Karyawan

Sumber daya manusia (SDM) merupakan salah satu komponen krusial dalam menjamin keberlangsungan dan efisiensi operasional pabrik metanol dari gas sintesis. Keberhasilan proses produksi, keselamatan kerja, pengendalian mutu, hingga efisiensi energi sangat bergantung pada kualitas dan kecukupan tenaga kerja yang terlibat secara langsung maupun tidak

langsung dalam operasional harian pabrik.

Oleh karena itu, penentuan jumlah karyawan di pabrik ini dilakukan secara cermat dengan mempertimbangkan berbagai aspek, antara lain:

- Kapasitas produksi pabrik sebesar 660.000 ton/tahun,
- Tingkat automasi proses (DCS/SCADA),
- Rasio produktivitas tenaga kerja dalam industri petrokimia nasional,
- Referensi struktur organisasi dari PT Kaltim Methanol Industri sebagai benchmark,
- Kesesuaian antara jumlah personel dan kebutuhan setiap fungsi organisasi.

Berdasarkan perhitungan dan analisis tersebut, ditetapkan bahwa jumlah tenaga kerja optimal di pabrik ini adalah 150 orang, yang tersebar ke dalam 11 divisi fungsional utama, mulai dari manajemen puncak hingga unit penunjang. Angka ini dipilih untuk memastikan kelancaran operasional tanpa menyebabkan kelebihan beban kerja maupun pemborosan biaya SDM.

Dalam organisasi ini, tenaga kerja dikelompokkan berdasarkan tingkatan jabatan dan unit kerja yang mencerminkan struktur organisasi fungsional-hierarkis. Masing-masing jabatan memiliki persyaratan pendidikan minimal sesuai dengan kompleksitas tugas dan tanggung jawab yang diemban. Hal ini bertujuan untuk memastikan bahwa seluruh karyawan memiliki kompetensi teknis, profesionalisme, dan integritas yang memadai untuk menjalankan fungsi kerjanya secara efektif.

4.8. Sistem Penggajian

Karyawan di pabrik metanol dari gas sintesis kapasitas 660.000 ton/tahun disusun berdasarkan prinsip keadilan, daya saing industri, serta efisiensi keuangan perusahaan. Kebijakan ini mempertimbangkan faktor-faktor eksternal dan internal seperti kondisi pasar tenaga kerja, standar industri petrokimia, serta struktur organisasi perusahaan yang ramping dan fungsional.

a. Upah Minimum Regional (UMR) Cilegon

Sebagai dasar perhitungan gaji, perusahaan mengacu pada Upah Minimum Kota (UMK) Cilegon yang berlaku, yaitu sekitar Rp 4.600.000 per bulan pada tahun berjalan. Angka ini digunakan sebagai batas bawah untuk posisi dengan keterampilan dasar, seperti cleaning service dan tenaga keamanan.

Untuk posisi yang memerlukan keahlian teknis menengah hingga tinggi, seperti teknisi, operator produksi, dan analis kimia, perusahaan menetapkan gaji yang lebih tinggi dari UMR, menyesuaikan dengan tingkat tanggung jawab, risiko kerja, dan kebutuhan kompetensi di sektor industri kimia

b. Standar Gaji Industri Petrokimia

Pabrik metanol termasuk dalam kategori industri petrokimia menengah-besar yang memiliki tingkat risiko tinggi dan kebutuhan teknologi spesifik. Oleh karena itu, gaji untuk posisi teknis seperti *engineer*, *supervisor*, dan operator proses disesuaikan dengan standar gaji nasional industri petrokimia yang umumnya lebih tinggi dibanding industri manufaktur umum.

Contoh gaji teknis:

- Operator Produksi: ± Rp 7.000.000/bulan
- Supervisor Produksi: ± Rp 15.000.000/bulan
- Teknisi Mekanik & Instrumentasi: ± Rp 6.500.000/bulan

Sementara posisi eksekutif dan manajerial, seperti *General Manager* atau Plant Manager, memperoleh gaji lebih tinggi berdasarkan tanggung jawab strategis dan beban kerja.

c. Struktur Organisasi & Efisiensi Anggaran

Struktur organisasi perusahaan terdiri dari 150 orang yang tersebar dalam 10 divisi utama, termasuk produksi, *maintenance*, utilitas, laboratorium, K3L, hingga pendukung administratif dan kesehatan. Dengan total tenaga kerja tersebut, sistem penggajian disusun agar:

- Efisien, tanpa mengurangi kesejahteraan karyawan
- Kompetitif, agar mampu menarik dan mempertahankan SDM berkualitas
- Bertahap, dalam penyesuaian terhadap inflasi dan peningkatan kompetensi

Manajemen perusahaan mengalokasikan biaya gaji secara proporsional, di mana:

- Sekitar 50–60% anggaran SDM dialokasikan untuk tenaga kerja teknis dan produksi
- Sisanya untuk tenaga profesional, manajerial, dan pendukung.

4.9. Tunjangan Karyawan

Selain menerima gaji pokok, setiap karyawan di pabrik metanol ini juga mendapatkan berbagai bentuk tunjangan sebagai bagian dari kebijakan kesejahteraan perusahaan. Tunjangan ini bertujuan untuk meningkatkan kenyamanan kerja, loyalitas, serta mendukung kebutuhan sosial dan operasional karyawan.

Berikut adalah rincian tunjangan yang diberikan berdasarkan jabatan dan status karyawan:

Tabel 4.3 Rincian tunjangan berdasarkan jabatan

Jabatan	Jumlah Karyawan	Gaji per Bulan (Rp)	Gaji Total per bulan (Rp)	Gaji per Tahun (Rp)
General Manager	1	Rp60.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
Plant Manager	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000	Rp540.000.000
HSE Manager	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
QA/QC Manager	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
HRD Manager	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
Finance Manager	1	Rp25.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
Legal Manager	1	Rp23.000.000	Rp23.000.000	Rp276.000.000
Environmental Manager	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
Production Superintendent	2	Rp20.000.000	Rp40.000.000	Rp480.000.000
Production Supervisor	4	Rp15.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
Shift Leader	6	Rp10.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
Operator Produksi	39	Rp7.000.000	Rp273.000.000	Rp3.276.000.000
Maintenance Supervisor	3	Rp13.000.000	Rp39.000.000	Rp468.000.000
Teknisi Mekanik	10	Rp6.500.000	Rp65.000.000	Rp780.000.000
Teknisi Elektrik	6	Rp6.500.000	Rp39.000.000	Rp468.000.000
Teknisi Instrumentasi	6	Rp6.500.000	Rp39.000.000	Rp468.000.000
Utility Supervisor	2	Rp13.000.000	Rp26.000.000	Rp312.000.000
Operator Utility	8	Rp7.000.000	Rp56.000.000	Rp672.000.000
Analisis Kimia Senior	3	Rp10.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
Analisis Kimia Junior	5	Rp6.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
R&D Supervisor	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
R&D Staff	3	Rp8.000.000	Rp24.000.000	Rp288.000.000
Safety Officer	3	Rp8.000.000	Rp24.000.000	Rp288.000.000
Staf Lingkungan	2	Rp7.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
Akuntan	2	Rp7.500.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
Finance Staff	2	Rp6.500.000	Rp13.000.000	Rp156.000.000
Legal Officer	2	Rp6.500.000	Rp13.000.000	Rp156.000.000
HR Staff	3	Rp6.000.000	Rp18.000.000	Rp216.000.000
Admin Umum	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
IT Support	2	Rp6.500.000	Rp13.000.000	Rp156.000.000

Jabatan	Jumlah Karyawan	Gaji per Bulan (Rp)	Gaji Total per bulan (Rp)	Gaji per Tahun (Rp)
Procurement & Logistic	3	Rp7.500.000	Rp22.500.000	Rp270.000.000
Security	8	Rp4.600.000	Rp36.800.000	Rp441.600.000
Cleaning Service	6	Rp4.600.000	Rp27.600.000	Rp331.200.000
Driver	4	Rp4.600.000	Rp18.400.000	Rp220.800.000
Dokter Perusahaan	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
Paramedis	2	Rp6.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
Total	150	Rp495.800.000	Rp1.315.300.000	Rp15.783.600.000

Catatan:

- Tunjangan jabatan hanya diberikan kepada posisi *General Manager*, *Plant Manager*, *Manager divisi*, dan *Supervisor*.
- Tunjangan transportasi disesuaikan dengan jarak tempat tinggal dan tingkat kehadiran.
- Tunjangan shift hanya berlaku untuk divisi Produksi, *Maintenance*, Utilitas, dan Security yang bekerja dalam rotasi 3 shift.
- THR diberikan menjelang hari raya keagamaan sesuai ketentuan UU Ketenagakerjaan dan kebijakan perusahaan.

4.10. Fasilitas Karyawan

Dalam rangka menciptakan lingkungan kerja yang aman, nyaman, dan produktif, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas pendukung bagi seluruh karyawan. Fasilitas ini bertujuan untuk meningkatkan kesejahteraan, loyalitas, dan efektivitas kerja jangka panjang, sekaligus mencerminkan komitmen perusahaan terhadap keseimbangan antara kehidupan profesional dan personal karyawan.

Berikut adalah jenis-jenis fasilitas yang diberikan:

a. Fasilitas Kesehatan

1. Klinik kesehatan yang beroperasi 24 jam di dalam area pabrik.
2. Tenaga medis profesional (dokter dan paramedis) yang siaga untuk pelayanan kesehatan kerja maupun darurat.
3. Fasilitas asuransi kesehatan, baik BPJS maupun asuransi swasta tambahan untuk karyawan dan keluarganya.

b. Fasilitas Transportasi

1. Layanan bus antar-jemput karyawan untuk rute-rute strategis dari dan menuju pabrik.
2. Subsidi bahan bakar bulanan bagi karyawan yang menggunakan kendaraan pribadi dan berdomisili di luar radius 10 km dari lokasi pabrik.

c. Fasilitas Makan dan Kantin

1. Kantin internal yang menyediakan makanan gratis 2–3 kali per hari untuk seluruh karyawan operasional.
2. Voucher makan malam khusus diberikan kepada karyawan yang bekerja pada shift malam (21:00–06:00) sebagai bentuk dukungan gizi dan stamina.

d. Fasilitas Perumahan

1. Karyawan level manajerial dan teknis esensial yang bertugas dalam sistem kerja rotasi atau *standby* mendapatkan subsidi sewa rumah atau fasilitas mess karyawan di dalam kompleks industri.
2. Fasilitas mess dilengkapi dengan pendingin ruangan, laundry, dan ruang rekreasi.

e. Fasilitas Rekreasi dan Kebugaran

1. Perusahaan menyediakan area olahraga seperti gym mini, lapangan futsal, dan tenis meja yang dapat digunakan di luar jam kerja.

2. Diadakan program rekreasi tahunan, seperti family gathering, outbound training, dan perayaan Hari Ulang Tahun Perusahaan untuk memperkuat hubungan antarkaryawan.

f. Fasilitas Pendidikan dan Pelatihan

1. Karyawan mendapatkan akses ke program pelatihan teknis, manajerial, dan sertifikasi industri (misalnya: sertifikat K3, proses kimia, DCS operator).
2. Perusahaan menyediakan beasiswa internal bagi anak karyawan berprestasi yang menempuh pendidikan SD hingga perguruan tinggi, sebagai bagian dari program tanggung jawab sosial perusahaan (CSR).

4.11. Peraturan Jam Kerja Karyawan

Perusahaan menerapkan dua sistem kerja yang disesuaikan dengan jenis pekerjaan dan tanggung jawab operasional di lapangan, yaitu jam kerja *non-shift* dan *shift*. Sistem ini dirancang untuk mendukung kelangsungan proses produksi yang berjalan selama 24 jam tanpa gangguan serta menjaga kesejahteraan tenaga kerja.

1. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* merupakan tenaga kerja yang melaksanakan aktivitas kerja selama 5 hari dalam seminggu dengan total waktu kerja 40 jam. Hari kerja aktif yaitu Senin hingga Jumat, sementara Sabtu dan Minggu adalah hari libur. Karyawan kategori ini umumnya terdiri dari manajemen, administrasi, keuangan, hukum, SDM, dan fungsi-fungsi penunjang lainnya.

Tabel 4.4 Jadwal kerja non-shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin – Kamis	07.00 – 16.00 WIB	12.00 – 13.00 WIB
Jumat	07.00 – 17.30 WIB	11.30 – 14.00 WIB

2. Karyawan *Shift*

Karyawan shift memiliki sistem kerja dengan pola rotasi untuk menjaga kesinambungan produksi dan operasional unit utilitas. Karyawan shift terdiri dari operator, teknisi, analis laboratorium, keamanan, dan kebersihan. Jam kerja dibagi menjadi tiga shift dengan rincian sebagai berikut:

Tabel 4.5 Jam Kerja Karyawan Shift

Shift	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift Pagi (P)	06.30 – 14.30 WIB	11.00 – 12.00 WIB
Shift Siang (S)	14.30 – 22.30 WIB	18.00 – 19.00 WIB
Shift Malam (M)	22.30 – 06.30 WIB	02.30 – 03.30 WIB

Tabel 4.6 Pembagian Shift Kerja Tiap Kelompok (Tanggal 1–15)

Kelompok	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L
B	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P
C	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S
D	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M

Tabel 4.7 Pembagian Shift Kerja Tiap Kelompok (Tanggal 16–30)

Kelompok	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L
B	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P
C	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S
D	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M

4.12. Hari Libur Karyawan

Tabel 4.8 Pembagian hari libur karyawan

Kategori	Hari Libur	Catatan
Karyawan Shift	2 hari/minggu (bergilir)	Sesuai rotasi shift
Karyawan Non-Shift	Sabtu, Minggu, dan Hari libur Nasional	Mengikuti kalender nasional

Jika karyawan shift bekerja saat hari libur nasional, akan mendapatkan kompensasi lembur atau cuti pengganti.

4.13. Cuti Karyawan

Jenis cuti yang diberikan perusahaan berdasarkan UU Ketenagakerjaan:

a. Cuti Tahunan

- 12 hari kerja setelah 12 bulan bekerja.
- Dapat diambil bertahap atau sekaligus (akumulasi maksimal 2 tahun).

b. Cuti Sakit

- Diberikan sesuai surat keterangan dokter.
- Wajib disertai dokumen medis jika sakit > 3 hari.

c. Cuti Melahirkan

- Perempuan: 3 bulan (1,5 bulan sebelum dan sesudah melahirkan).
- Laki-laki: 3 hari cuti ayah.

d. Cuti Pernikahan

- Karyawan menikah: 3 hari.
- Anak menikah: 1 hari.

e. Cuti Kematian (Duka Cita)

- Orang tua/pasangan/anak meninggal: 2 hari.
- Saudara kandung/mertua: 1 hari.

f. Cuti Besar

- 1 bulan untuk karyawan yang telah bekerja ≥ 5 tahun berturut-turut.

g. Kebijakan Tambahan

- Cuti Tidak Dibayar: Diberikan bila cuti tahunan habis.
- Cuti Darurat: Situasi mendesak (bencana, kecelakaan keluarga).
- Cuti Pengganti: Untuk kerja pada hari libur resmi

BAB V

UTILITAS

Utilitas adalah bagian krusial dalam menunjang proses produksi di industri kimia. Tanpa utilitas, proses produksi tidak akan berjalan lancar. Untuk memastikan kelancaran operasional pabrik, diperlukan perancangan utilitas yang tepat. Sarana penunjang ini merupakan elemen penting selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai standar. Beberapa unit utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik meliputi:

1. Unit penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Penyedia Dowtherm
4. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar (*Fuel storage Sytem*)
6. Unit Pengolahan Limbah (*Wastewater treatment*)

5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (water treatment system)

Dalam pra-rancangan pabrik metanol ini, sumber air yang digunakan adalah air laut yang diambil dari kawasan pesisir Cilegon. Air laut tidak dapat langsung digunakan untuk keperluan proses, sehingga memerlukan serangkaian tahapan pengolahan untuk memenuhi spesifikasi kualitas yang diperlukan oleh sistem pendingin, air umpan boiler, serta kebutuhan sanitasi dan umum lainnya. Sistem pengolahan air ini dirancang agar mampu menghasilkan air bersih dan air demineral yang sesuai dengan kebutuhan operasional pabrik.

5.1.1 Unit Penyedia Air

Air merupakan salah satu komponen penting yang dibutuhkan dalam menunjang berbagai proses produksi di pabrik. Sumber air yang digunakan bisa berasal dari sungai, danau, sumur, maupun laut. Pada pra-rancangan pabrik metanol ini, sumber air yang digunakan berasal dari air laut di wilayah Cilegon.

Pemilihan air laut sebagai sumber utama didasarkan pada beberapa pertimbangan, antara lain:

- a. Lokasi pabrik yang berada di daerah pesisir Cilegon membuat akses terhadap air laut menjadi lebih mudah dan efisien
- b. Ketersediaan air laut yang melimpah menjamin kebutuhan air untuk proses produksi tetap tercukupi tanpa risiko kekurangan
- c. Biaya dan sistem pengolahan air laut yang dinilai masih cukup ekonomis untuk skala industri dengan teknologi yang sesuai

Air yang digunakan dalam pabrik methanol dimanfaatkan untuk berbagai kebutuhan, antara lain sebagai berikut :

1. Air Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk memenuhi berbagai kebutuhan non-proses di lingkungan pabrik, seperti perumahan, perkantoran, laboratorium, tempat ibadah, taman, serta keperluan karyawan dan air cadangan. Air jenis ini harus memenuhi standar kualitas tertentu, yaitu jernih, tidak berbau maupun berasa, tidak beracun, serta bebas dari kandungan zat organik dan anorganik berbahaya, agar aman digunakan dalam aktivitas sehari-hari. Berikut ini rincian keperluan air sanitasi :

- Kebutuhan Air Karyawan

Jumlah Karyawan	: 150 Orang
Kebutuhan per orang	: 120 liter/hari
Total kebutuhan	: 16.800 Kg/hari
	: 700 Kg/jam

- Kebutuhan Perumahan Karyawan

Jumlah rumah	: 30
Jumlah orang per rumah	: 4 orang
Kebutuhan air per orang	: 300 liter/hari
Total kebutuhan	: 36.000 Kg/hari
	: 1.500 Kg/jam

- Laboratorium dan Taman

Jumlah kebutuhan	: 20% dari kebutuhan karyawan
Total Kebutuhan	: 7.200 Kg/hari
	: 300 Kg/jam

- Service Water dan Cadangan

Jumlah kebutuhan	: 150% dari total jumlah kebutuhan karyawan, lab, dan taman
Total kebutuhan	: 33.600 Kg/hari
	: 1.400 Kg/jam

2. Air Pemadam Kebakaran

Kebutuhan air untuk sistem pemadam kebakaran pada pabrik metanol bersifat tidak kontinu, karena hanya digunakan dalam keadaan darurat seperti kebakaran. Meskipun demikian, sistem ini harus dirancang agar mampu menyediakan debit air yang cukup. Kebutuhan air untuk sistem pemadam kebakaran (hydrant) pada pabrik metanol diperkirakan sebesar 20% dari total kebutuhan air sanitasi.

Jumlah Kebutuhan	: 20% dari total kebutuhan air sanitasi
Total kebutuhan	: 18.720 Kg/hari
	: 780 Kg/jam

3. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin (*cooling water*) dalam sistem ini tercatat sebesar 3,55 mmgal/h, yang menunjukkan jumlah air yang dibutuhkan setiap jam untuk menjaga suhu peralatan proses tetap dalam kondisi optimal. Air pendingin ini dihasilkan melalui menara pendingin (*cooling tower*), dan digunakan dalam sistem pertukaran panas (*heat exchanger*) untuk menurunkan suhu media proses. Setelah digunakan dalam proses pendinginan, air tersebut disirkulasikan kembali ke *cooling tower* untuk mengalami pendinginan ulang sebelum digunakan kembali dalam siklus berikutnya.

Air dipilih sebagai media pendingin utama karena memiliki sejumlah keunggulan, antara lain mudah diperoleh dalam jumlah besar, pengelolaannya relatif sederhana, mampu menyerap panas dalam jumlah besar per satuan volume, serta tidak mengalami dekomposisi selama digunakan dalam sistem. Kebutuhan air pendingin pada pabrik metanol ini disesuaikan dengan kapasitas dan kondisi operasional yang ada, sebagaimana tercantum dalam data terlampir.

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Flowrate,kg/jam
Condensor Partial (CDP-01)	8.314,192
Condensor-01 (CD-01)	5.089,529
Total	13.403,721

4. Air Umpan Boiler

Air ini digunakan untuk menghasilkan uap (steam) dengan 2 tingkat tekanan sesuai kebutuhan proses. Jenis pertama adalah LP steam bertekanan 33 psi yang digunakan sebagai media pemanas pada reboiler. Jenis kedua adalah HP steam bertekanan 585 psi yang dimanfaatkan sebagai media pemanas pada peralatan seperti heater. Pengelolaan air umpan boiler yang baik sangat penting untuk memastikan ketersediaan steam sesuai kebutuhan proses, menjaga kestabilan operasi, serta mencegah gangguan atau kerusakan pada sistem. Rincian kebutuhan steam untuk masing-masing peralatan dapat dilihat pada berikut :

1. LP Steam (33 Psi) = Reboiler-01 (RB-01)
= 20,61 kg/hr
2. HP steam (585 Psi) = Heater-01 (HE-01)
= 2189,9 kg/hr

Sehingga total kebutuhan air pada pabrik methanol sebagai berikut :

Tabel 5.2 Total Kebutuhan Air

Kebutuhan Air	<i>Flowrate</i> , kg/jam
Air sanitasi	3.900
Air pemadam kebakaran	780
Air pendingin	13.403,72
Air umpan boiler	2.210,51
Total	20.294,23

5.1.2 Penyediaan Dowtherm A

Dalam proses ini, Dowtherm A berperan sebagai media pendingin pada reaktor dengan kondisi operasi yang cukup tinggi, yaitu mencapai suhu 174 °C. Pemilihan Dowtherm A didasarkan pada stabilitas termalnya yang baik serta kemampuannya menjaga kestabilan suhu reaksi pada kondisi tersebut. Kebutuhan Dowtherm A pada pabrik ini terlampir pada tabel berikut :

Tabel 5.3 Kebutuhan Dowtherm A

Jenis kebutuhan	<i>Flowrate</i> , kg/jam
Reaktor-01	1.329,14
Total	1.329,14

5.1.3 Unit Pengolahan Air

Dalam pra-rancangan pabrik metanol ini, sumber air yang digunakan adalah air laut yang diambil dari kawasan pesisir Cilegon. Air laut tidak dapat langsung digunakan untuk keperluan proses, sehingga memerlukan serangkaian tahapan pengolahan untuk memenuhi spesifikasi kualitas yang diperlukan oleh sistem pendingin, air umpan boiler, serta kebutuhan sanitasi dan umum lainnya. Sistem pengolahan air ini dirancang agar mampu menghasilkan air bersih dan air demineral yang sesuai dengan kebutuhan operasional pabrik. Berikut adalah tahapan utama dalam sistem pengolahan air laut:

1. Pengambilan Air Laut (*Intake*)

Air laut diambil langsung dari sumbernya menggunakan pompa intake. Pompa ini mengalirkan air ke bak pengendapan awal untuk menghilangkan partikel-partikel besar seperti pasir dan lumpur yang terbawa dari laut.

2. Pengendapan Awal (Sedimentasi)

Pada tahap ini, air laut dialirkan ke dalam settling tank atau bak pengendapan awal untuk memanfaatkan gaya gravitasi dalam mengendapkan partikel tersuspensi kasar. Proses ini penting untuk mencegah penyumbatan pada sistem filtrasi lanjutan.

3. Koagulasi dan Flokulasi

Setelah melewati tahap sedimentasi, air dialirkan ke bak pencampuran cepat (rapid mix tank) dan kemudian ke bak flokulasi (flocculator). Di sini ditambahkan bahan kimia seperti aluminium sulfat $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}]$, kapur $[\text{Ca}(\text{OH})_2]$, atau natrium karbonat $[\text{Na}_2\text{CO}_3]$. Proses ini bertujuan untuk menggumpalkan partikel-partikel halus dan koloid menjadi flok-flok yang lebih besar agar mudah diendapkan atau disaring.

4. Filtrasi dengan Sand Filter

Air hasil flokulasi kemudian dialirkan melalui sand filter untuk menghilangkan partikel-partikel tersisa. Media pasir digunakan untuk menyaring partikel yang belum terendapkan. Bila filter sudah jenuh, dilakukan proses backwashing untuk membersihkannya.

5. Tangki Penampungan Air Bersih

Air yang telah difiltrasi akan ditampung dalam filtered water tank sebagai cadangan untuk berbagai kebutuhan, seperti sanitasi, pemadam kebakaran, dan layanan umum di pabrik. Air dari tangki ini juga akan menjadi bahan baku untuk pengolahan lanjutan, seperti demineralisasi dan cooling tower.

6. Tangki Deklorinasi

Dalam beberapa proses sterilisasi, klorin bisa ditambahkan untuk menghilangkan mikroorganisme. Namun, sebelum air digunakan untuk konsumsi atau proses sensitif lainnya, klorin harus dihilangkan. Oleh karena itu, air disalurkan ke tangki deklorinasi untuk memastikan air tidak mengandung residu klorin bebas yang bersifat korosif dan toksik.

7. Cooling Tower (Menara Pendingin)

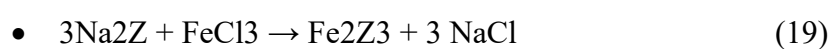
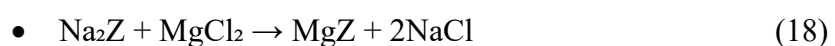
Air laut yang telah disaring digunakan sebagai media dalam sistem pendingin. Air tersebut didinginkan kembali melalui cooling tower, di mana panas dari proses produksi dibuang ke udara melalui proses evaporasi parsial. Air pendingin yang sudah digunakan akan disirkulasikan kembali ke menara untuk didinginkan ulang.

8. Unit Demineralisasi

Untuk menghasilkan uap (steam) berkualitas tinggi pada boiler, air harus bebas dari ion-ion mineral yang dapat menyebabkan kerak (scaling) dan korosi. Oleh karena itu, air dialirkan ke unit demineralisasi, yang terdiri dari dua tahap utama:

a. Kation Exchanger

Dalam unit ini, ion positif seperti Na^+ , Ca^{2+} , dan Mg^{2+} ditukar dengan ion H^+ menggunakan resin kation. Reaksi penukaran ion yang terjadi antara lain:



b. Anion Exchanger

Selanjutnya, air dialirkan ke tangki anion exchanger untuk menyingkirkan anion seperti Cl^- dan SO_4^{2-} , yang digantikan oleh ion OH^- . Reaksi yang terjadi contohnya:



Resin yang jenuh harus diregenerasi secara berkala menggunakan larutan regeneran seperti NaOH atau HCl, tergantung jenis resinnya.

5.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

Pada perancangan pabrik metanol ini, steam digunakan sebagai media pemanas utama pada alat-alat penukar panas, seperti heater dan reboiler. Steam ini dihasilkan oleh unit boiler, yang menggunakan air umpan boiler (*Boiler Feed Water*) sebagai bahan baku. Jenis steam yang digunakan adalah saturated steam (steam jenuh), dengan dua tekanan operasi berbeda, yaitu:

1. 33 psi : digunakan untuk Reboiler (RB-01).
2. 585 psi : digunakan untuk Heater (HE-01)

Berdasarkan hasil *Aspen Plus Energy Saving Existing Exchangers Details*, diperoleh suhu steam sebagai berikut:

1. Steam 33 psi $\rightarrow 125^\circ\text{C}$
2. Steam 585 psi $\rightarrow 250^\circ\text{C}$

Table 5.4 Kebutuhan Steam untuk pemanas

Keperluan	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Heater (HE-01)	2.189,9
Reboiler (RB-01)	20,61
Total Kebutuhan	2.210,51

Steam dihasilkan oleh dua unit boiler berdasarkan tekanan kerjanya:

1. Boiler 33 psi (untuk RB-01)
 - Kebutuhan steam 20,61 kg/jam
 - Kebutuhan Bahan bakar 2,69 kg/jam
2. Boiler 585 psi (untuk Heater HE-01)
 - Kebutuhan steam 2.189,9 kg/jam
 - Kebutuhan Bahan bakar 286,92 kg/ja

5.3 Unit Penyedia Listrik (Power Plant System)

Unit penyedia listrik bertanggung jawab dalam menjamin ketersediaan energi listrik yang diperlukan untuk seluruh operasional pabrik metanol, baik untuk proses utama maupun fasilitas penunjang. Sumber listrik utama berasal dari PLN, dengan sistem distribusi internal yang disesuaikan dengan beban tiap area penggunaan.

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Kebutuhan listrik terbesar berasal dari dua unit kompresor sentrifugal:

1. Kompresor C-01 = 13.305 kW
 2. Kompresor C-02 = 1.120 kW
- Total konsumsi = 14.425 kW

Namun, berdasarkan hasil simulasi dan rekapitulasi menyeluruh, kebutuhan listrik total untuk alat proses mencapai 14.976,05 kW

b. Kebutuhan Penerangan

Perhitungan kebutuhan listrik untuk penerangan menggunakan rumus:

$$L = E \times A$$

Dengan :

L = Total Lumen

E = Intensitas pencahayaan (Lux)

A = Lua Area (m²)

Setelah memperhitungkan jenis lampu (lampu pijar dan lampu merkuri), serta output lumen dan efisiensi pencahayaan sesuai data dari *Perry's Chemical Engineering Handbook*, total daya untuk penerangan sebesar 687,93 kW

c. Kebutuhan Listrik AC dan Peralatan Kantor

Diperhitungkan sebesar 10% dari total kebutuhan listrik, yaitu 16.473,66 kW

d. Kebutuhan Listrik Instrumentasi dan Laboratorium

Termasuk di dalamnya kontrol DCS, sistem pengaman otomatis, laboratorium analisis, dan sistem kontrol lainnya, diperkirakan sebesar 16.473,66 Kw

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik

No	Kebutuhan	Daya (kW)	Daya(Hp)
1	Keperluan Proses	14.976,05	20.361,73
2	Keperluan Penerangan	687,93	935,32
3	Kebutuhan Listrik untuk AC dan Peralatan Kantor	16.473,66	22.397,90
4	Listrik untuk Instrumen dan Laboratorium	16.473,66	22.397,90
Total Kebutuhan Listrik		48.611,29	66.092,84

e. Faktor Keamanan

Faktor keamanan sebesar 10% diterapkan untuk mengantisipasi lonjakan beban dan fluktuasi operasional, sehingga total kebutuhan listrik menjadi:

$$\text{Total kebutuhan akhir} = 48.611,29 \times 1,10 = 53.472,42 \text{ kW}$$

5.4 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar bertanggung jawab menyediakan energi untuk pembangkitan steam pada boiler dan listrik cadangan dari generator. Bahan bakar yang digunakan terdiri dari batu bara untuk boiler dan minyak solar (diesel) untuk generator.

a. Bahan Bakar Boiler

Boiler pada pabrik metanol ini menghasilkan *saturated steam* dengan 2 tekanan, yaitu 33 psi dan 585 psi yang digunakan untuk pemanas proses. Perhitungan kebutuhan bahan bakar didasarkan pada efisiensi boiler sebesar 80% dan nilai kalor batu bara sebesar 26.451,27 kJ/kg.

Tabel 5.6 Kebutuhan Bahan Bakar Boiler

Boiler Tekanan	Kebutuhan Steam (kg/jam)	Suhu Steam (°C)	Entalpi Steam (kJ/kg)	Massa Bahan Bakar (kg/jam)
33 psi	20,61	125	13.241,6	2,69
585 psi	2.189,9	250	13.101,1	286,92

b. Bahan Bakar Generator

Generator digunakan sebagai cadangan listrik saat PLN tidak tersedia. Total kapasitas generator adalah 75.000 kW dengan efisiensi 80%. Kebutuhan bahan bakar diesel dihitung menggunakan *Specific Fuel Consumption* (SFC) sebesar 0,207 kg/kWh.

1. Kebutuhan bahan bakar solar :

$$\begin{aligned} 75.000 \times 0,207 &= 15.525 \text{ kg/jam} \\ &= 17.642,05 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

2. Konsumsi tahunan (operasi penuh 7 hari/minggu) :

- 122.958.000 kg/tahun
- 139.725.000 L/tahun

5.5 Unit Pengolahan Limbah

1. Limbah Gas

a. *Purge Gas* dari Splitter (DIV - Purge)

Purge gas diambil dari bagian atas unit splitter untuk mencegah akumulasi gas *inert* seperti nitrogen, karbon dioksida, dan senyawa tak terkondensasi lainnya. Gas ini tidak dapat dikembalikan ke dalam sistem karena dapat mengganggu reaksi dan menurunkan efisiensi proses.

Penanganan :

Purge gas dialirkan ke unit *flare stack* untuk dibakar secara terkendali, atau dalam alternatif sistem hemat energi, dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar tambahan pada sistem burner/reformer jika kandungan kalornya cukup tinggi.

b. *Off-Gas* dari VP-02

Off-gas berasal dari vaporizer kedua (VP-02) dan terdiri dari sisa-sisa komponen volatil yang tidak terkondensasi dalam proses pemisahan metanol. Kandungan umumnya terdiri dari gas ringan seperti CO, H₂, atau hidrokarbon ringan.

Penanganan :

Gas ini disalurkan menuju unit pembakaran gas (*incinerator*) atau *recovery system* apabila nilai kalor gas cukup signifikan. Tujuannya adalah untuk menghindari emisi langsung ke atmosfer dan mematuhi regulasi lingkungan terkait emisi gas buang.

2. Limbah Cair

a. Limbah dari Bawah Menara Distilasi (MD-01 ke RB-01)

Limbah cair berasal dari bagian bawah menara distilasi, yang kemudian dipanaskan kembali di reboiler (RB-01). Cairan sisa ini mengandung air, jejak zat organik tak terkondensasi, dan senyawa sisa hasil reaksi yang tidak murni. Cairan ini merupakan hasil akhir dari *stripping impurities* yang tidak bisa dijadikan produk utama.

Penanganan :

- Limbah cair dikumpulkan dalam wastewater tank sebelum diproses lebih lanjut.
- Sistem pengolahan air limbah terdiri dari:
 1. Netralisasi pH (penambahan NaOH atau HCl tergantung pH).
 2. Koagulasi dan Flokulasi untuk menghilangkan padatan tersuspensi dan bahan organik.
 3. Filtrasi dan biological treatment (jika diperlukan) sebelum dibuang ke lingkungan atau digunakan kembali untuk utilitas non-proses seperti pendingin atau penyiraman.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi merupakan aspek penting dalam studi kelayakan pendirian pabrik metanol dari syngas. Tujuan utama dari evaluasi ini adalah untuk menilai apakah proyek tersebut layak dijalankan dari sisi investasi dan operasional, serta mampu menghasilkan keuntungan yang optimal dengan tingkat risiko yang dapat diterima. Dalam tahap pra-rancangan ini, analisis dilakukan untuk memberikan gambaran awal mengenai kelayakan pendirian pabrik melalui estimasi profitabilitas. Estimasi tersebut meliputi kebutuhan total investasi, biaya peralatan dan instalasi, proyeksi laba bersih tahunan, periode pengembalian modal, titik impas, serta tingkat pengembalian investasi. Dengan mempertimbangkan potensi pasar metanol dan ketersediaan syngas sebagai bahan baku yang efisien, analisa ini menjadi langkah strategis untuk memastikan bahwa proyek pendirian pabrik metanol dari syngas dapat memberikan profitabilitas yang menjanjikan. Faktor-faktor yang terdapat evaluasi ekonomi meliputi :

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Aspek-aspek yang dianalisis dalam evaluasi ekonomi mencakup:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

- a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent Return on invesment (ROI)*
 - b. *Pay out time (POT)*
 - c. *Break event point (BEP)*
 - d. *Shut down point (SDP)*
 - e. *Discounted cash flow rate (DCFR)*

6.1 Harga Alat Proses (*Aspen Process Economic Analyzer*)

Tabel 6.1 Haga Alat Proses

<i>Name</i>	Jumlah	<i>Installed Cost</i> [USD]	<i>Equipment Cost</i> [USD]
Compresor (C-02)	1	\$3.086.400	\$2.654.500
Compresor (C-01)	1	\$5.908.300	\$5.317.000
Separator (SP-02)	1	\$434.700	\$89.200
Heater (HE-01)	1	\$4.821.500	\$2.736.000
Reaktor (R-01)	1	\$20.909.600	\$15.317.400
Condensor Partial (CDP-01)	1	\$3.780.200	\$2.630.900
Menara Distilasi (MD-01)	1	\$2.544.200	\$1.574.900
Separator (SP-01)	1	\$419.900	\$231.000
Spherical Tank (T-01)	3	\$26.602.949	\$18.603.461
Cylinder Tank (T-02)	4	\$8.173.676	\$5.715.858
Valve (V-01)	1	\$87,5	\$35
Condensor (CD-01)	1	\$2.816.100	\$2.027.800
Reboiler (RB-01)	1	\$649.400	\$320.200
Total		\$80.147.013	\$57.218.254

Untuk menentukan kelayakan ekonomi dari pendirian suatu pabrik, diperlukan serangkaian tahapan perhitungan biaya secara sistematis. Tahapan-tahapan ini bertujuan untuk memastikan bahwa proyek pembangunan pabrik dapat dinyatakan layak dan menguntungkan dari segi ekonomi, yaitu :

1. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	: 660.000 Ton/Tahun
1 Tahun Operasi	: 330 Hari
Tahun Pendirian Pabrik	: 2030
Kurs Mata Uang (28-06-2025)	: 1 USD = Rp. 16.199
Harga Bahan Baku <i>Syngas</i>	: Rp17.258.877/Tahun
Harga Produk Metanol	: Rp3.057.616.326.600/Tahun

2. Perhitungan Biaya

2.1 Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment merupakan keseluruhan dana yang dibutuhkan untuk membangun dan mengoperasikan pabrik hingga siap berproduksi. Modal ini terbagi menjadi dua komponen utama, yaitu:

a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Modal tetap mencakup seluruh biaya yang dibutuhkan untuk pengadaan dan pembangunan fasilitas fisik pabrik. Termasuk di dalamnya adalah biaya pembelian peralatan proses, biaya instalasi, konstruksi bangunan, sistem utilitas (listrik, uap, air), sistem kontrol, fasilitas penyimpanan, dan infrastruktur pendukung lainnya.

b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Modal kerja adalah dana yang digunakan untuk membiayai operasional awal pabrik sebelum pabrik menghasilkan pendapatan. Komponen ini mencakup

pembelian bahan baku awal, pembayaran gaji awal pekerja, biaya transportasi dan logistik, hingga keperluan harian operasional lainnya.

2.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Biaya produksi merupakan seluruh biaya yang berkaitan langsung dan tidak langsung dengan proses produksi metanol. Biaya ini terbagi menjadi:

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

Biaya ini mencakup seluruh pengeluaran yang langsung terlibat dalam proses produksi, seperti pembelian bahan baku (*syngas*), biaya utilitas (air, uap, listrik), bahan tambahan, serta upah tenaga kerja langsung yang mengoperasikan peralatan proses. Biaya ini akan meningkat seiring peningkatan kapasitas produksi.

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

Biaya ini mencakup elemen yang mendukung kegiatan produksi namun tidak secara langsung masuk ke dalam proses. Contohnya adalah biaya supervisi, keselamatan kerja, laboratorium pengendalian mutu, asuransi, serta pemeliharaan alat. Walaupun tidak langsung memengaruhi output, komponen ini tetap penting untuk menjaga keberlangsungan operasional.

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

Merupakan biaya yang tidak tergantung pada kapasitas produksi, contohnya depresiasi alat, gaji manajemen, biaya sewa, dan pajak tetap. Biaya ini tetap harus dibayarkan walaupun pabrik beroperasi di bawah kapasitas.

2.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

Pengeluaran umum mencakup seluruh biaya operasional administratif dan non-teknis. Komponen ini antara lain: biaya kantor pusat, gaji staf administrasi,

pemasaran dan distribusi, biaya akuntansi dan hukum, serta riset dan pengembangan (R&D). *General expense* biasanya dihitung sebagai persentase dari total biaya produksi atau biaya tetap dan merupakan beban operasional yang terus berjalan selama pabrik beroperasi.

2.4 Analisa Kelayakan Ekonomi

Analisa kelayakan ekonomi digunakan untuk menilai apakah proyek pembangunan pabrik secara finansial layak dilaksanakan. Beberapa indikator utama yang digunakan dalam evaluasi kelayakan ekonomi meliputi:

a. *Return On Investment (ROI)*

ROI adalah perbandingan antara keuntungan bersih tahunan terhadap total investasi awal. Rumusnya:

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

ROI memberikan gambaran efisiensi investasi dan seberapa cepat modal dapat kembali dalam bentuk keuntungan.

b. *Pay Out Time (POT)*

POT adalah periode waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan seluruh modal investasi dari keuntungan tahunan. Rumusnya:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit} + \text{Depresiasi})} \times 100\%$$

Semakin singkat waktu pengembaliannya, semakin menarik proyek bagi investor.

c. *Break Even Point (BEP)*

BEP menunjukkan tingkat kapasitas produksi atau penjualan di mana pendapatan yang diperoleh sama dengan total biaya (tidak untung maupun rugi).

Rumus BEP dalam kapasitas produksi:

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

BEP penting untuk mengetahui batas minimal operasional pabrik agar tidak merugi.

d. *Shut Down Point (SDP)*

SDP adalah titik di mana pendapatan hanya cukup menutup biaya variabel saja, dan biaya tetap tidak dapat ditutupi. Jika produksi berada di bawah titik ini, maka pabrik sebaiknya dihentikan untuk menghindari kerugian lebih besar. SDP lebih rendah dari BEP dan digunakan untuk mempertimbangkan operasional minimum dalam kondisi krisis pasar. Rumusnya :

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

e. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Merupakan tingkat pengembalian yang menyetarakan nilai masa depan dari investasi awal (modal tetap dan modal kerja) dengan jumlah nilai masa depan dari arus kas masuk tahunan selama umur proyek, ditambah nilai sisa aset dan modal kerja yang dikembalikan di akhir umur proyek. Rumusnya :

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

6.2 Hasil Perhitungan

Tabel 6.2 *Physical Plant Cost*

No.	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)
1.	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp926.878.492.472
2.	<i>Equipment Instalation Cost</i>	Rp371.422.976.142
3.	Pemipaan	Rp185.375.698.494
4.	Instrumentasi	Rp74.150.279.398
5.	Isolasi	Rp46.343.924.624
6.	Listrik	Rp92.687.849.247
7.	Bangunan	Rp166.838.128.645
8.	Tanah dan Perbaikan	Rp195.221.070.000
Total		Rp2.058.918.419.022

Tabel 6.3 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)
1.	Teknik dan Konstruksi	Rp308.837.762.853
Total		Rp2.367.756.181.875

Tabel 6.4 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)
1.	<i>Constructor's fee</i>	Rp47.355.123.638
2.	<i>Contingency</i>	Rp118.387.809.094
Total		Rp2.533.499.114.607

Tabel 6.5 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	<i>Type of Capital Invesment</i>	Harga (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	Rp17.258.877
2.	<i>Labor</i>	Rp15.783.600.000
3.	<i>Supervision</i>	Rp1.578.360.000
4.	<i>Maintenance</i>	Rp76.004.973.438
5.	<i>Plant supplies</i>	Rp7.600.497.344
6.	<i>Royalties & Patent</i>	Rp61.152.326.532
7.	<i>Utilitas</i>	Rp988.653.490.297
Total		Rp1.150.790.506.488

Tabel 6.6 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No.	<i>Type of Capital Invesment</i>	Biaya (Rp)
1.	<i>Payroll overhead</i>	Rp1.578.360.000
2.	<i>Laboratorium</i>	Rp2.367.540.000
3.	<i>Plant overhead</i>	Rp7.891.800.000
4.	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp253.349.911.461
Total		Rp265.187.611.461

Tabel 6.7 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	<i>Type of Capital Invesment</i>	Biaya (Rp)
1.	<i>Depresiasi</i>	Rp253.349.911.461
2.	<i>Property Tax</i>	Rp50.669.982.292
3.	<i>Insurance</i>	Rp25.334.991.146
Total		Rp329.354.884.899

Tabel 6.8 *Manufacturing Cost (MC)*

No.	<i>Type of Capital Invesment</i>	Biaya (Rp)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp1.150.790.506.488
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp265.187.611.461
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp329.354.884.899
Total		Rp1.745.333.002.848

Tabel 6.9 *Working Capital (WC)*

No.	<i>Type of Capital Invesment</i>	Biaya (Rp)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp1.568.989
2.	<i>Inprocess inventory</i>	Rp110.185.164
3.	<i>Product Inventory</i>	Rp158.666.636.623
4.	<i>Extended credit</i>	Rp277.965.120.600
5.	<i>Available cash</i>	Rp145.444.416.904
Total		Rp582.187.928.280

Tabel 6.10 *General Expense (GE)*

No.	<i>Type of Capital Invesment</i>	Biaya (Rp)
1.	Administrasi	Rp61.152.326.532
2.	<i>Sales</i>	Rp91.728.489.798
3.	<i>Reasearch</i>	Rp76.440.408.165
4.	<i>Finance</i>	Rp391.348.082.995
Total		Rp620.669.307.490

Tabel 6.11 Total Biaya Produksi

No.	<i>Type of Capital Invesment</i>	Biaya (Rp)
1.	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp1.745.333.002.848
2.	<i>General Expenses (GE)</i>	Rp620.669.307.490
Total		Rp2.366.002.310.337

Tabel 6.12 *Fixed Cost (Fa)*

No.	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)
1.	Depresiasi	Rp253.349.911.461
2.	<i>Property Taxes</i>	Rp50.669.982.292
3.	Asuransi	Rp25.334.991.146
Total		Rp329.354.884.899

Tabel 6.13 *Variable Cost (Va)*

No.	Type of Expenses	Biaya (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	Rp17.258.877
2.	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp253.349.911.461
3.	<i>Utilities</i>	Rp988.653.490.297
4.	<i>Royalties and Patent</i>	Rp61.152.326.532
Total		Rp1.303.172.987.167

Tabel 6.14 *Regulated Cost (Ra)*

No.	Type of Expenses	Biaya (Rp)
1.	<i>Labor cost</i>	Rp15.783.600.000
2.	<i>Overhead</i>	Rp7.891.800.000
3.	<i>Supervision</i>	Rp1.578.360.000
4.	<i>Laboratory</i>	Rp2.367.540.000
5.	<i>GE</i>	Rp620.669.307.490
6.	<i>Maintenance</i>	Rp76.004.973.438
7.	<i>Plant Supplies</i>	Rp7.600.497.344
8.	<i>Plant overhead</i>	Rp7.891.800.000
Total		Rp739.787.878.272

6.3 Hasil Analisis Keuntungan

Annulus Sales (Sa) = Rp3.057.616.326.600

Total Production cost = Rp2.366.002.310.337

Keuntungan sebelum Pajak = Rp691.614.016.263

Pajak Pendapatan = 35% Keuntungan sebelum pajak

= Rp242.064.905.692

Keuntungan Setelah Pajak = Rp449.549.110.571

6.4 Hasil Kelayakan Ekonomi

a. *Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{Profit}{Fixed\ Capital\ Investment} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 27,30%

ROI setelah pajak = 17,74%

b. *Pay Out Time*

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Profit + Depresiasi)} \times 100\%$$

POT sebelum pajak = 2,7 Tahun

POT setelah pajak = 3,6 Tahun

c. *Break Event Point (BEP)*

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

BEP = 45%

d. *Shut Down Point (SDP)*

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

SDP = 18%

e. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

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

Umur Pabrik = 10 Tahun

Fixed Capital Investment = Rp2.533.499.114.606,57

Working Capital = Rp582.187.928.279,62

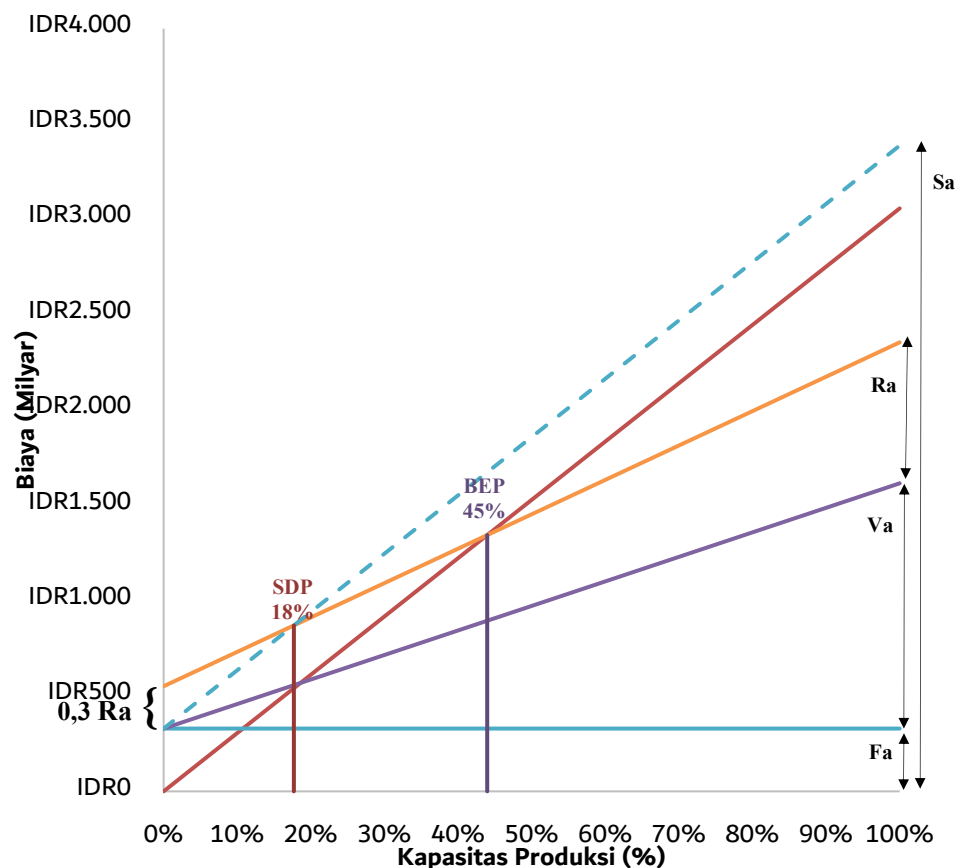
Salvage Value (SV) = Rp253.349.911.460,66

Cash Flow (CF) = Rp1.094.247.105.026,18

Diperoleh nilai DCFR dari trial & error adalah :

$$\text{DCFR} = 35,29\%$$

Nilai Bunga Bank Indonesia Tahun 2022 sebesar 6,25%, sehingga menghasilkan bunga minimum 9,38% di tahun 2030. Nilai DCFR yang dihasilkan masih lebih besar dibandingkan dengan bunga minimum. Telah dilakukan beberapa Analisa ekonomi berdasarkan grafik evaluasi sebagai berikut :



Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi

Keterangan :

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

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil prarancangan pabrik metanol dari syngas dengan kapasitas 660.000 ton/tahun, baik ditinjau dari aspek teknis, ekonomi, maupun lingkungan, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

- a. Pendirian pabrik metanol bertujuan untuk memenuhi kebutuhan domestik yang terus meningkat, mengurangi ketergantungan impor, serta mendorong kemandirian energi nasional dengan memanfaatkan gas sintesis (syngas) sebagai bahan baku yang dapat diperoleh dari sumber fosil maupun terbarukan.
- b. Pabrik ini dirancang dalam bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) dan direncanakan akan didirikan di Kota Cilegon, Banten, dengan pertimbangan strategis berupa ketersediaan bahan baku (gas alam/off-gas), infrastruktur utilitas (air, listrik, uap), akses transportasi, serta kedekatan dengan kawasan industri kimia nasional. Luas lahan yang dibutuhkan mencapai $\pm 6,57$ hektar.
- c. Proses utama produksi metanol dilakukan melalui reaksi sintesis metanol (Methanol Synthesis Reaction) menggunakan reaktor fixed bed multitube dengan katalis $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$, beroperasi pada tekanan 68 atm dan suhu $237,85^\circ\text{C}$. Syngas yang digunakan terdiri dari campuran CO sebesar 52.628 kg/jam, H_2 sebesar 18.746 kg/jam, dan CO_2 sebesar 24.778 kg/jam, menghasilkan produk utama metanol (CH_3OH) sebesar 75.293 kg/jam serta produk samping berupa air (H_2O)

sebesar 9.553 kg/jam.

- d. Berdasarkan hasil evaluasi kelayakan ekonomi, pabrik ini dinilai layak didirikan dengan rincian hasil perhitungan sebagai berikut:

1. Return on Investment (ROI)

a) ROI sebelum pajak : 27,30%

b) ROI setelah pajak : 17,74%

Melebihi batas minimum ROI investasi untuk industri dengan risiko rendah.

2. Pay Out Time (POT)

a) POT sebelum pajak : 2,7 tahun

b) POT setelah pajak : 3,6 tahun

Masih dalam batas maksimum waktu pengembalian modal industri kimia.

3. Break Even Point (BEP) : 45%

Masih dalam kisaran wajar BEP industri kimia, yaitu 40–60%.

4. Shut Down Point (SDP) : 18%

Menunjukkan ketahanan operasional pabrik terhadap penurunan penjualan.

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) : 35,29%

Menunjukkan tingkat pengembalian investasi yang sangat kompetitif.

Dengan mempertimbangkan seluruh parameter teknis dan ekonomi di atas, serta meningkatnya kebutuhan metanol dalam negeri dan global, maka pabrik metanol dari syngas berkapasitas 660.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut dan direalisasikan secara industri.

7.2. Saran

Perancangan pabrik metanol dari syngas merupakan proses yang kompleks yang memerlukan ketelitian dalam aspek teknis, ekonomi, dan lingkungan. Adapun

beberapa saran yang dapat dipertimbangkan untuk pengembangan lebih lanjut, antara lain:

1. Analisis Keberlanjutan Bahan Baku

Untuk mendukung keberlanjutan dan transisi menuju energi hijau, disarankan agar dilakukan kajian kelayakan terhadap pemanfaatan sumber syngas alternatif, seperti biomassa, limbah organik, atau off-gas dari industri petrokimia. Pendekatan ini bertujuan mengurangi ketergantungan terhadap gas alam fosil serta memperkuat posisi metanol sebagai bahan kimia ramah lingkungan dalam skenario dekarbonisasi industri.

2. Pengembangan Studi Lingkungan dan Dampak Emisi

Dianjurkan dilakukan analisis dampak lingkungan (AMDAL) secara menyeluruh, terutama terkait potensi emisi CO₂ dan konsumsi air dalam proses produksi. Selain itu, perlu ditinjau peluang integrasi teknologi penangkap karbon (carbon capture) untuk mengurangi emisi GRK serta mendukung pencapaian target kebijakan energi rendah karbon dan keberlanjutan nasional.

3. Optimasi Proses Produksi dan Efisiensi Energi

Direkomendasikan untuk melakukan optimasi proses secara komprehensif, termasuk pemanfaatan teknologi integrasi panas (heat integration) dan evaluasi efisiensi termal pada unit-unit utama seperti reaktor dan penukar panas. Pendekatan ini dapat menurunkan konsumsi utilitas, memperpanjang umur peralatan, serta meningkatkan profitabilitas dan daya saing pabrik secara keseluruhan.

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, 115614.
- AESDM. (2023). *Statistik EBTKE Tahun 2022*. Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia. [Direktorat Jenderal EBTKE - Beranda](#).
- Bohnet, M. (2019). *Methanol*. In Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Wiley-VCH.
- Brown, G. G., Foust, A. S., & Katz, D. L. V. (1950). *Unit operations* (Vol. 83). New York: Wiley.
- Brownell Lloyd, E., Brownell Lloyd, E., & Young Edwin, H. (2004). *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons (Asia) Pte Limited.
- Couper, J. R. (2005). *Chemical process equipment: selection and design*. Gulf professional publishing.
- Flynn, A. M., Akashige, T., & Theodore, L. (2019). *Kern's process heat transfer*. John Wiley & Sons.
- Geankoplis, C. (2003). *Transport processes and separation process principles (includes unit operations)*. Prentice Hall Press.
- Hall, S. (2017). *Rules of thumb for chemical engineers*. Butterworth-Heinemann.
- IEA. (2022). *The Future of Hydrogen: Seizing Today's Opportunities*. International Energy Agency.
- International Energy Agency. (2023). *Methanol: Global Market Overview 2023*. IEA. [Methanol production capacity globally| Statista](#)
- International Energy Agency. (2023). *Methanol Production Capacity and Market Outlook 2023*.
- Jadhav, S. G., Vaidya, P. D., Bhanage, B. M., & Joshi, J. B. (2014). Catalytic carbon dioxide hydrogenation to methanol: A review of recent studies. *Chemical Engineering Research and Design*, 92(11), 2557–2567.
- Jiamin, S., Chengcheng, Y., Lijing, Z., & Gang, T. (2023). Aspen plus Simulation and Analysis of Methanol Synthesis Process. In *E3S Web of Conferences* (Vol. 385, p. 04009). EDP Sciences.

- Kaltim Methanol Industri. (n.d.). *Company Profile PT Kaltim Methanol Industri*.
- International Energy Agency. (2021). *Technology Roadmap: The Role of Methanol in the Energy Transition*.
- Kattel, S., Ramírez, P. J., Chen, J. G., Rodriguez, J. A., & Liu, P. (2017). Active sites for CO₂ hydrogenation to methanol on Cu/ZnO catalysts. *Science*, 355(6331), 1296–1299.
- Kementerian Perindustrian Republik Indonesia. (2022). *Industri Kimia: Statistik dan Profil Pabrik di Indonesia*. Direktorat Jenderal Industri Kimia.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1967). *Unit operations of chemical engineering* (Vol. 5, p. 1007). New York: McGraw-hill.
- Milani, D., Khalilpour, R., Zahedi, G., & Abbas, A. (2015). A model-based analysis of CO₂ utilization in methanol synthesis plant. *Journal of CO₂ Utilization*, 10, 12-22.
- Ola, O., Gao, X., & Wang, M. (2018). *Power-to-liquid technology and its role in a future energy system*. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 92, 876–891.
- Olah, G. A., Goeppert, A., & Prakash, G. K. S. (2009). *Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy* (2nd ed.). Wiley-VCH.
- Pérez-Fortes, M., Schöneberger, J. C., Boulamanti, A., & Tzimas, E. (2022). Power-to-methanol: Carbon capture and utilization. *Journal of CO₂ Utilization*, 61, 102058.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (8th ed.). McGraw-Hill.
- Ravi, M., Ranocchiari, M., & van Bokhoven, J. A. (2020). The direct catalytic oxidation of methane to methanol—A critical assessment. *Nature Catalysis*, 3, 947–958.
- Schröder, M., Kalinowski, J., & Weuster-Botz, D. (2018). Microbial methanol production from biomass-derived substrates. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 102(15), 6331–6342.
- Sinnott, R. K. (2005). Coulson & Richardson's chemical engineering, vol. 6. *Chemical engineering design*, 4.
- Van-Dal, É. S., & Bouallou, C. (2013). Design and simulation of a methanol production plant from CO₂ hydrogenation. *Journal of Cleaner Production*, 57, 38-45.
- Wilhelm, D. J., Simbeck, D. R., Karp, A. D., & Dickenson, R. L. (2021). *Syngas production for gas-to-liquids applications: Technologies, issues and outlook*. *Fuel Processing Technology*, 71(1–3), 139–148.

- Yaws, C. L. (1999). Chemical properties handbook: physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals.
- Zheng, J., Lyu, Y., Qiao, Y., & Wang, S. (2018). Catalytic hydrogenation of CO₂ to methanol over graphene oxide supported catalysts: Recent advances and future perspective. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 98, 161–172.

LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR

PERHITUNGAN REAKTOR

Kode : R-01

Tugas : Mereaksikan umpan Reaktor-01 berupa CO sebanyak 61587 kg/jam dan H₂ sebanyak 91522 kg/jam sehingga menghasilkan produk berupa metanol sebanyak 81544 kg/jam dengan konversi CO sebesar 84%

Jenis : Reaktor *Fixed bed multitube* dilengkapi dengan pendingin

Fase : Gas

Kondisi Operasi : $T = 237,85^{\circ}\text{C} = 511 \text{ K}$

$P = 69 \text{ bar}$

Sifat Reaksi Eksotermis

1. Reaksi Sintesis Metanol

Reaksi sintesis metanol dari hidrogenasi CO₂ dapat dituliskan sebagai berikut:

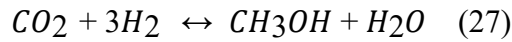
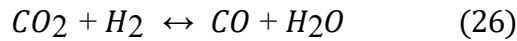
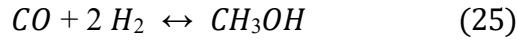


Kondisi reaksi dijalankan pada kisaran suhu 511 K – 551,5 K dan tekanan 67 – 69 bar. Secara keseluruhan reaksi sintesis metanol bersifat eksotermis.

2. Kinetika Reaksi dan Kesetimbangan

Reaksi sintesis metanol berlangsung dalam fase gas dengan menggunakan katalis padat Cu/ZnO/Al₂O₃. Proses pada katalis ini terdiri dari tiga tahapan utama yaitu, pereaktan diadsorpsi ke permukaan katalis, reaksi terjadi pada permukaan katalis, dan produk hasil reaksi dilepaskan dari permukaan katalis melalui proses desorpsi. Model kinetika reaksi sintesis metanol sebagai berikut:

Reaksi :



Kinetika :

$$r_{CH_3OH} = \frac{k_A K_{CO} \left(f_{CO} f_{H_2}^{3/2} - \frac{1}{K_{C1}} \frac{f_{CH_3OH}}{f_{H_2}^{1/2}} \right)}{\left(f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)} \quad (28)$$

$$r_{RWGS} = \frac{k_B K_{CO_2} \left(f_{CO_2} f_{H_2} - \frac{1}{K_{C2}} f_{H_2O} f_{CO} \right)}{\left(f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)} \quad (29)$$

$$r_{CH_3OH + H_2O} = \frac{k_C K_{CO_2} \left(f_{CO_2} f_{H_2}^{3/2} - \frac{1}{K_{C3}} \frac{f_{CH_3OH} f_{H_2O}}{f_{H_2}^{3/2}} \right)}{\left(f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{1/2} + \frac{K_{H_2O}}{K_{H_2}^{1/2}} K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2O} \right)} \quad (30)$$

(Adnan, M. A., & Kibria, M. G. (2020))

Keterangan : RWGS = *Reverse Water Gas Shift*

Berdasarkan literatur (Adnan & Kibria, 2020), diperoleh konstanta kinetika dan energi aktivasi untuk reaksi-reaksi utama dalam produksi metanol seperti ditunjukkan sebagai berikut :

Parameters	Nilai	Ea
k_A	$4,89 \times 10^{-1} \text{ kmol/kg.s}$	-113000 kJ/mol
k_B	3048426 kmol/kg.s	-152900 kJ/mol
k_C	0,00109 kmol/kg.s	-87500 kJ/mol

Data konstanta laju dan kesetimbangan ini selanjutnya digunakan untuk membangun persamaan kinetika reaksi. Setelah kinetika dasar diperoleh, driving force digunakan untuk menyesuaikan laju reaksi dengan kondisi operasi aktual. Driving force mencerminkan deviasi dari kesetimbangan yang mendorong reaksi, seperti perbedaan tekanan parsial atau energi bebas antara pereaksi dan produk.

<i>Driving force</i>				
<i>Reaction</i>	<i>Term 1</i>		<i>Term 2</i>	
	A	B	A	B
B ₁	-22,26	5629	29,83	-6204
B ₂	-25,68	7421	-30,35	12,194
B ₃	-25,68	7421	21,74	361

Dalam simulasi Aspen Plus, data driving force ini digunakan untuk menghitung laju reaksi aktual sesuai dengan kondisi operasi. Driving force memungkinkan perhitungan laju reaksi yang memperhitungkan deviasi dari kesetimbangan, sehingga arah dan kecepatan reaksi lebih realistis. Dengan memperhitungkan driving force, prediksi kinetika menjadi lebih akurat dan dapat digunakan untuk optimasi kondisi operasi reaktor, termasuk tekanan, suhu, dan perbandingan stoikiometri gas, sehingga selektivitas produk utama

dapat ditingkatkan dan reaksi samping diminimalkan.

Selain driving force konstanta adsorpsi digunakan untuk memperhitungkan efek permukaan katalis dalam reaksi heterogen. Besarnya konstanta adsorpsi mempengaruhi kemampuan pereaksi untuk teradsorpsi, bereaksi di situs aktif katalis, dan kemudian didesorpsi menjadi produk.

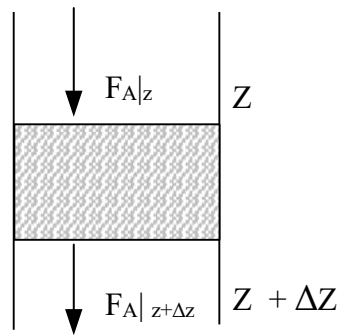
3. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

Neraca Massa pada Reaktor

Komponen	BM	Input		Output	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
CO	28,01	61587	2199	9959	356
H ₂	44,009	91522	45400	80875	40119
CO ₂	2,016	35283	802	11884	270
H ₂ O	18,0153	186	10	9764	542
CH ₃ OH	32,04	5449	170	81544	2545
Total		194026	48581	194026	43832

a. Persamaan neraca massa pada elemen volum

Penyusunan neraca massa dibuat pada elemen volume di sebuah pipa dalam reaktor. Dalam hal ini diasumsikan tidak ada distribusi komposisi arah radial, sehingga arah axial saja yang ditinjau (karena $L/D \gg$).



Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A).V = 0 \quad (31)$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A). \frac{\pi .ID^2}{4} . \Delta Z . Nt = 0 \quad (32)$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} = (-r_A). \frac{\pi .ID^2}{4} . \Delta Z . Nt \quad (33)$$

$$\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A). \frac{\pi .ID^2}{4} . Nt \quad (34)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A). \frac{\pi .ID^2}{4} . Nt \quad (35)$$

$$-\frac{dF_A}{dZ} = (-r_A). \frac{\pi .ID^2}{4} . Nt \quad (36)$$

$$\text{dimana : } F_A = F_{A0}(1-x) \quad (37)$$

$$dF_A = -F_{A0}.dx \quad (38)$$

$$\text{sehingga diperoleh : } \frac{F_{A0} . dx}{dZ} = (-r_A) . \frac{\pi . ID^2}{4} . Nt \quad (39)$$

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) . \frac{\pi . ID^2}{4 . F_{A0}} . Nt \quad (40)$$

Kecepatan reaksi (-r_A)

$$(-r_A) = k_0 . \exp \left[\frac{-E_A}{R.T} \right] . \frac{F_{A0} . (1-X)}{F_{T0}} . P \quad k_0 = 4,89 \times 10^{-1} \text{ kmol/kg.s} \quad (41)$$

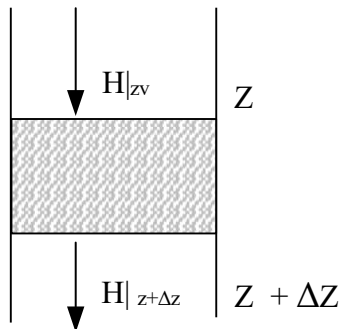
$$E_a = -113000 \text{ kJ/mol} \quad (42)$$

dari Penjabaran di atas di dapatkan

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) . \frac{\pi . ID^2}{4 F_{A0}} . Nt \quad (43)$$

$$\frac{dx}{dZ} = k . \exp \left[\frac{-E_A}{R.T} \right] . \frac{F_{A0} . (1-X)}{F_{T0}} . P \frac{\pi . ID^2}{4 F_{A0}} . Nt \quad (44)$$

b. Persamaan Neraca Panas pada elemen volum



$$\text{Heat of input} - \text{Heat of output} + \text{Heat of generation} - \text{Heat transfer} = \text{Acc}$$

$$H|_Z - H|_{Z+\Delta Z} + (-r_A)\Delta H_R \cdot V - U d.Nt.\Delta z.\pi.O D.(T - T_P) = 0 \quad (45)$$

$$H|_Z - H|_{Z+\Delta Z} + (-r_A)\Delta H_R \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot \Delta z Nt - U d.Nt.\Delta z.\pi.O D.(T - T_P) = 0 \quad (46)$$

$$H|_Z - H|_{Z+\Delta Z} = -(-r_A)\Delta H_R \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot \Delta z Nt + U d.Nt.\Delta z.\pi.O D.(T - T_P) \quad (47)$$

$$\frac{H|_Z - H|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -(-r_A)\Delta H_R \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Nt + U d.Nt.\pi.O D.(T - T_P) \quad (48)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{H|_Z - H|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -(-r_A)\Delta H_R \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Nt + U d.Nt.\pi.O D.(T - T_P) \quad (49)$$

$$-\frac{dH}{dZ} = -(-r_A)\Delta H_R \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Nt + U d.Nt.\pi.O D.(T - T_P) \quad (50)$$

$$\frac{dH}{dZ} = (-r_A)\Delta H_R \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Nt + U d.Nt.\pi.O D.(T - T_P) \quad (51)$$

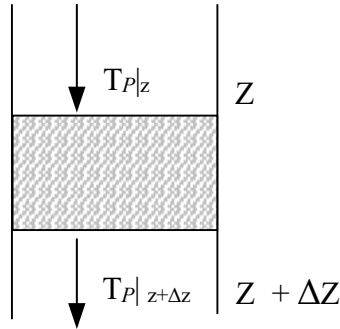
$$\text{Dimana : } H = Q = \sum F_i C_{pi}(T - T_{ref}) \quad (52)$$

$$dH = \sum F_i C_{pi} \cdot dT \quad (53)$$

$$\text{Sehingga : } \sum F_i C_{pi} \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A)\Delta H_R \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Nt + U d.Nt.\pi.O D.(T - T_P) \quad (54)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{FA_0(\Delta H_R) \frac{dx}{dz} - U d.Nt.\pi O D(T - T_P)}{\sum F_i.C_{Pi}} \quad (55)$$

c. Persamaan neraca panas pendingin



Heat of input – Heat of output + Heat transfer = Acc

$$Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z} + Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p) = 0 \quad (56)$$

$$Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z} = -Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p) \quad (57)$$

$$\frac{Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p) \quad (58)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Wp.Cp_p.Tp|_z - Wp.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p) \quad (59)$$

$$-\frac{dT_p}{dz} = -\frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{Wp.Cp_p} \quad (60)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{Wp.Cp_p} \quad (61)$$

d. Pressure drop

Pressure drop pada reaktor dicari menggunakan persamaan Ergun

(Fogler,p.159)

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{Gt}{\rho g.g.Dp} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150.(1-\varepsilon).\mu}{Dp} + 1.75.Gt \right] \quad (62)$$

persamaan 1, 2, 3 dan 4 merupakan persamaan diferensial simultan maka digunakan metode Euler untuk menyelesaikannya, sehingga diperoleh konversi reaksi, panjang reaktor, suhu reaksi keluar dan suhu pendingin keluar.

4. Langkah Perancangan

a. Perhitungan data fisis

1. Perhitungan Panas Reaksi

Panas reaksi dihitung dengan,

$$(-\Delta H_R^0) = \left(\sum \Delta H_f^0 \right)_{produk} - \left(\sum \Delta H_f^0 \right)_{reaktan}$$

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

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

Komponen	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	E
CO	28,01	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,2617E-12
CO ₂	44,009	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,9872E-13
H ₂	2,016	25,399	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,7585E-12
H ₂ O	18,0153	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,6934E-12
CH ₃ OH	32,04	40,046	-3,83E-02	2,45E-04	-2,17E-07	5,9909E-07

$$\Delta H_{rx} = -5.981,37 \text{ kJ/kmol}$$

2. Z umpan masuk reaktor

Berdasarkan Fig. 3.15 (Smith van Ness), untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan 3.61 sampai 3.66

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

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

$$Z = 1 + \left(\frac{BP}{RT}\right) \left(\frac{Pr}{Tr}\right)$$

$$B^0 = 0,083 + \frac{0,422}{Tr^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 + \frac{0,172}{Tr^{4,2}}$$

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

Komponen	BM	Yi	Tr (K)	Pr (bar)
CO	28,01	0,1527	3,845	1,972
H2	2,016	0,0756	15,396	5,255
CO2	44,009	0,7714	1,680	0,935
H2O	18,0153	0,00001	0,797	0,313
CH3OH	32,04	0,0001562	0,997	0,852
Total		1	22,715	9,327

B0	B1	ω
0,034	0,138	0,048
0,078	0,139	-0,216
-0,101	0,120	0,224
-0,524	-0,307	0,345
-0,341	-0,035	0,564
-0,854	0,055	0,965

Diperoleh Z umpan masuk reaktor = 1,02322

3. Volume gas masuk reaktor

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana :

n = mol umpan = 13494,78 mol/s

R = Konstanta gas = $8,31 \times 10^{-5}$
 $\text{m}^3 \cdot \text{bar} / \text{mol} \cdot \text{K}$

T = temperatur = 511 K

P = Tekanan = 69 bar

Didapatkan laju alir volumetric (V_g) = $8,502 \text{ m}^3/\text{s}$

4. Densitas gas campuran

$$\rho_G = \frac{P \cdot BM_G}{R \cdot T \cdot Z}$$

Didapatkan densitas gas campuran (ρ_G) = $6,339 \text{ kg/m}^3$

5. Viskositas Umpan (μ)

Viskositas fase gas dihitung dengan persamaan empiris :

$$\mu_{gas} = A + B \cdot T + C \cdot T^2, \text{ micropoise}$$

Berikut data konstanta untuk perhitungan viskositas :

Komponen	A	B	C
CO	23,811	5,39E-01	-1,54E-04
H ₂	27,758	2,12E-01	-3,28E-05
CO ₂	11,811	4,98E-01	-1,09E-04
H ₂ O	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05
CH ₃ OH	-14,236	3,89E-01	-6,28E-05

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Sehingga diperoleh $\mu_{gas} = 0,0161 \text{ Cp}$

6. Konduktivitas Umpan (k)

Menentukan konduktivitas campuran gas digunakan persamaan :

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

Berikut data konstanta untuk perhitungan konduktivitas :

Komponen	A	B	C
CO	0,00158	8,25E-05	-1,91E-08
H ₂	0,03951	4,59E-04	-6,49E-08
CO ₂	-0,012	1,02E-04	-2,24E-08
H ₂ O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08
CH ₃ OH	0,00234	5,43E-06	1,32E-07

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Sehingga diperoleh $k \text{ campuran} = 0,245 \text{ W/m.K}$

7. Kapasitas Panas

Kapasitas panas fase gas dihitung dengan persamaan empiris dari

Yaws, 1999 :

$$C_{pg} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

Berikut data konstanta untuk perhitungan kapasitas panas :

Komponen	A	B	C	D	E
CO	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,2617E-12
CO ₂	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,9872E-13
H ₂	25,399	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,7585E-12
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,6934E-12
CH ₃ OH	40,046	-3,83E-02	2,45E-04	-2,17E-07	5,9909E-07

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Kapasitas panas campuran dihitung

dengan persamaan :

$$C_{pmix} = \sum x_i \cdot C_{pi}$$

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

Diperoleh C_p gas campuran = 29,862 Kj/Kmol.K

b. Menentukan spesifikasi *Shell and Tube*

- Pemilihan tempat katalisator (*tube*)
- Katalisator

Katalis yang dipakai adalah Cu/ZnO/Al₂O₃ dengan pertimbangan katalis ini sudah terbukti kemampuannya pada skala komersial dan selektivitasnya cukup tinggi. Dimensi katalis yang dipakai.

Densitas bulk : 1050 kg/m³

Bed Voidage : 0.5

1. Jenis dan ukuran tube

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

Ukuran pipa IPS = 1,5 in

OD = 1,81 in

ID = 1,61 in

Flow area/pipa = 2,04 in²

Schedule number = 40

Pipa tersusun secara *triangular pitch*

2. Menghitung *mass velocity* umpan (Gt)

$$G_t = \frac{W_t}{a_t} = 36.673,1 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$$

3. Jumlah tube (Nt)

$$G \text{ (jumlah massa umpan gas)} = 194.026 \text{ kg/jam}$$

Luas penampang total :

$$a_t = 5,29 \text{ m}^2$$

Luas penampang pipa :

$$A_0 = 0,00114 \text{ m}^2$$

Jumlah pipa maksimal :

$$Nt_{max} = \frac{A_t}{A_0} = 4650$$

Kecepatan volumetrik :

$$Q_v = \frac{G}{\rho g} = 30.608,1 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{max} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g \cdot Dp}{3 \rho g f D}} = 15,738 \text{ m/s}$$

$$At = \frac{Q}{V_{max}} = 0,5402$$

Jumlah pipa minimum :

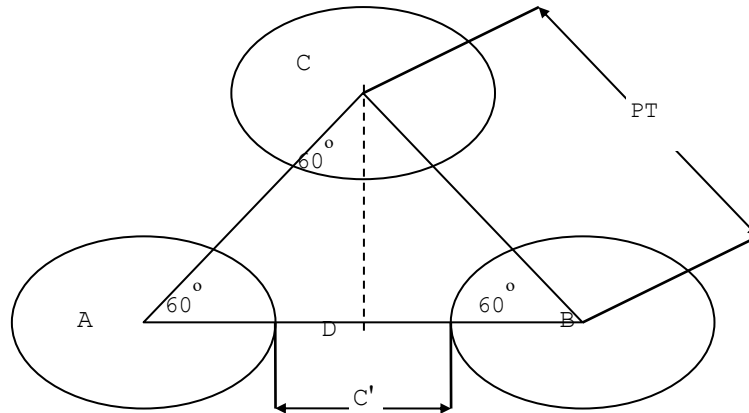
$$Nt_{min} = \frac{At}{A_0} = 475 \text{ buah}$$

Diambil jumlah tube sebanyak 4560 tube

4. Lay Out pipa dalam reactor

Susunan tube = Triangular

$$\text{Pitch tube (Pt)} = 1,25 \text{ ODt} = 2,264 \text{ in} = 5,75 \text{ cm}$$



$$\text{Clearance (C')} = \text{Pt} - \text{ODt} = 0,453 \text{ in} =$$

$$1,150 \text{ cm}$$

Luas penampang shell = luas pipa total

$$\frac{\pi}{4} \cdot ID_s^2 = 2 \times N_t \times \text{luas segitiga sama sisi}$$

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

$$= 0,866 \cdot \text{Pt}^2 \cdot N_t$$

5. Diameter Equivalen (De)

Diameter equivalen dapat diartikan sebagai diameter dari area

dalam shell, bila dipandang sebagai pipa. (Kren, 1965)

$$D_{es} = \frac{4 \left(0,5 \cdot \text{Pt}^2 \cdot 0,866 - 0,5 \cdot \pi \cdot \frac{\text{OD}^2}{4} \right)}{0,5 \cdot \pi \cdot \text{OD}} = 1,3107 \text{ in}$$

6. Diameter dalam *shell* (IDs)

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa

$$IDs = \sqrt{\frac{4.0,866.Nt.Pt^2}{\pi}} = 4,117 \text{ m}$$

7. *Baffle space (B)*

$$Baffle \text{ space } (B) = 0,25 \times IDs = 40,51 \text{ in} \quad (\text{Kern Q. D, 1965})$$

8. *Flow area shell*

$$a_s = \frac{IDs.C'B}{144.Pt} = 2,491 \text{ ft}^2$$

9. *Mass velocity sisi shell (air pendingin)*

$$w_s (\text{laju air pendingin}) = 1.329,14 \text{ kg/jam}$$

$$G_s = \frac{w_s}{a_s} = 5.741,82,12 \text{ kg/m}^2.\text{hr}$$

10. Bilangan reynold sisi shell (*Dowtherm A*)

Media pendingin dalam reaktor digunakan *MP Steam Generation*

$$\text{- } T = 212 - 482 \text{ F } (373 \text{ K} - 523 \text{ K})$$

$$\text{- } BM = 165$$

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

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

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

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

$$\text{Suhu Dowtherm A} = 174 \text{ }^{\circ}\text{C} = 447 \text{ K}$$

11. Koefisien perpindahan panas

a. Shell, Dowtherm A

- Menghitung Bilangan Reynold (Re)

$$D_e = \frac{4 \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT \cdot 0,86PT - \frac{1}{2} \pi \cdot \frac{do^2}{4} \right)}{\frac{1}{2} \pi \cdot do} = 0,1092 \text{ ft}$$

$$\mu_s = 0,9456 \text{ lb/ft.hr}$$

$$G_s = 160.933 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu_s} = 1.781$$

- Menghitung koefisien perpindahan panas (h_o)

$$h_o = jH \cdot \left(\frac{k_s}{D_e} \right) \left(\frac{Cp_s \cdot \mu_s}{k_s} \right)^{1/3} = 75.838,56 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

b. Tube, Reaktan

- Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k} = 0,2731$$

- Menentukan nilai J_h

$$jH = 4 \text{ (fig. 24., Kern., Page 834)}$$

- Menghitung koefisien perpindahan panas (h_i)

$$h_i = jH \cdot \left(\frac{k}{D} \right) (Pr)^{1/3} = 2,648 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

- Koreksi h_i ke permukaan pada diameter luar *tube*

$$h_{io} = h_i \cdot \left(\frac{ID}{OD} \right) = 2,434 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

c. Menghitung koefisien perpindahan panas bersih (U_c)

$$U_c = \left(\frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \right) = 2,434 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

d. Menghitung *Dirt Overall Coefficient* (U_d)

$$U_d = \left(\frac{1}{R_d + \frac{1}{U_c}} \right) = 600 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

c. Mechanical Design

1. Tube

Jenis pipa	=	Stainless Steel 316LW
Susunan pipa	=	Triangular Pitch
Ukuran Pipa		(Kern, 1983)
Diameter Nominal (IPS)	=	1,5 in
Schedule Number	=	40
Diameter luar (OD)	=	1,61 in
Diameter dalam (ID)	=	1,81 in
Luas penampang per pipa	=	2,04 in ²
Luas permukaan luar perpanjang pipa	=	0,422 ft ² /ft
Luas permukaan dalam perpanjang pipa	=	0,498 ft ² /ft
Factor design	=	20%
Panjang pipa	=	12 m
Tebal tube	=	0,3125 in
Jarak antara 2 pusat pipa (PT)	=	1,25 OD
	=	2,264 in
Clearance (C = PT – OD)	=	0,453 in
Jumlah pipa	=	4650 buah

2. Shell

a. Bahan konstruksi shell

Dipilih material : Carbon Steel A516

b. Tebal dinding shell

b. Bahan konstruksi head

Dipilih material : Carbon Steel A516

c. Tebal Head (tH)

Untuk elipstical dished head, tebal head dihitung dengan persamaan persamaan 13.10 (Brownell and Young, 1959)

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2P} + c = 16,96 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar = 17 in

d. Tinggi Head (hH)

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) = 1,7425$$

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - irc \right)^2} = 8,61 \text{ in}$$

$$hH = th + b + sf$$

$$= 30,107 \text{ in}$$

$$= 0,765 \text{ m}$$

4. **Tinggi reaktor**

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

$$= 532,65 \text{ in}$$

$$= 13,53 \text{ m}$$

5. **Volume reaktor**

$$\text{a. Volume head (Vh)} = 0,000049 \text{ IDs}^3 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$= 0,0034 \text{ m}^3$$

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

$$= 159,62 \text{ m}^3$$

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

$$= 319,25 \text{ m}^3$$

6. Spesifikasi Nozzle

a. Diameter saluran gas umpan

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$G = \text{Kecepatan umpan masuk} = 53,89 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas gas umpan mix} = 6,339 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Sehingga, } D_{opt} = 48,196 \text{ in}$$

b. Diameter saluran gas keluar

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

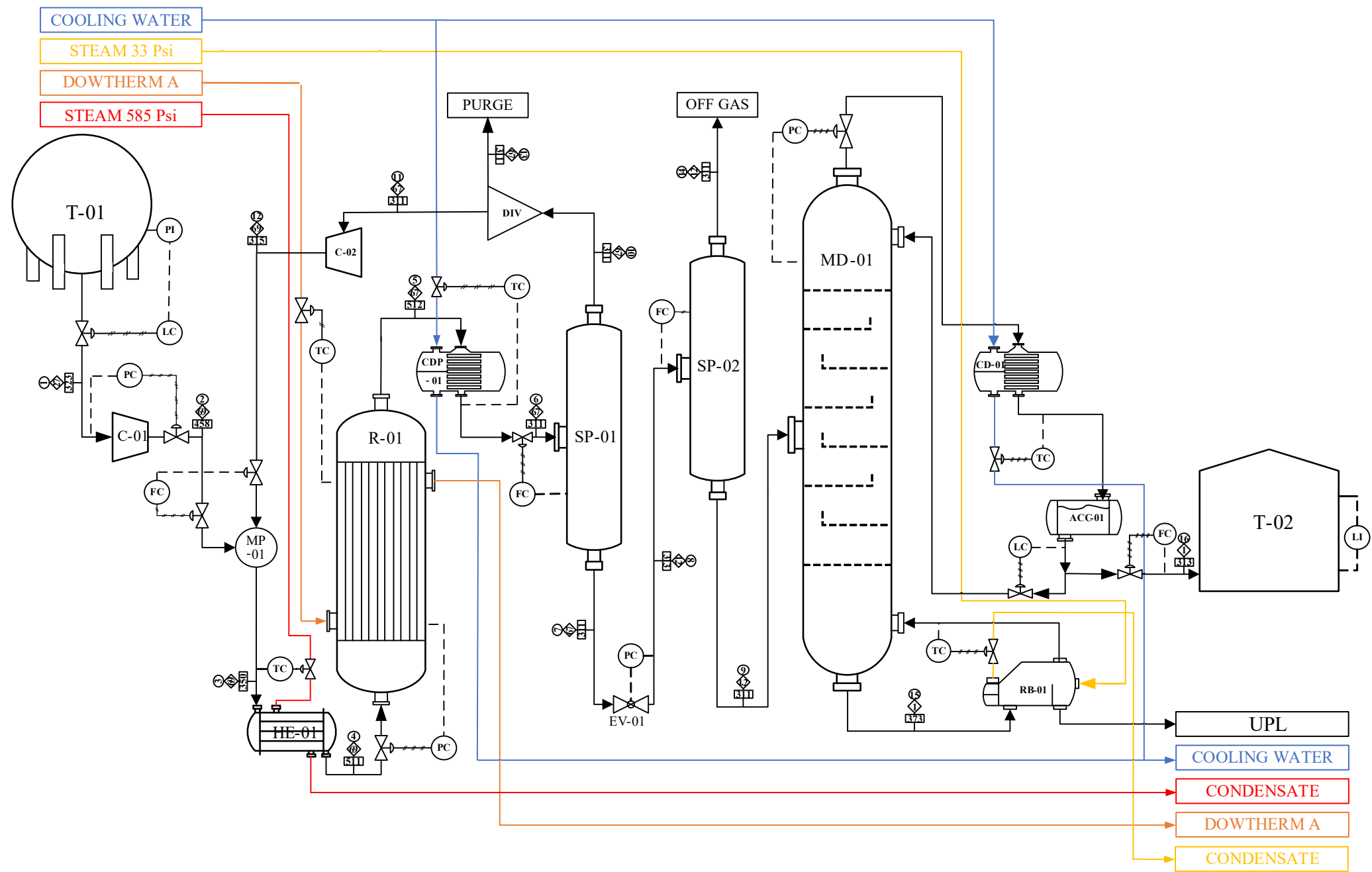
$$G = \text{Kecepatan umpan keluar} = 53,89 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas gas keluar mix} = 6,81 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Sehingga, } D_{opt} = 46,92 \text{ in}$$

**LAMPIRAN B. *PROCESS ENGINEERING FLOW
DIAGRAM***

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI SYNGAS DENGAN
KAPASITAS PRODUKSI 660.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Suhu (K)	323	458	350	511	512	311	311	313	311	311	311	315	311	311	373	313
Tekanan (bar)	27	69	69	69	67	67	67	1.2	1.2	67	67	69	67	1.2	1.013	1.01
CO (Kg/Jam)	52628	52628	61587	61587	9959	9959	4	4	0.099	9955	8960	8960	996	4	0	0.10
H ₂ (Kg/Jam)	18746	18746	91522	91522	80875	80875	13	13	0.134	80863	72776	72776	8086	13	0	0.13
CO ₂ (Kg/Jam)	24778	24778	35283	35283	11884	11884	212	212	119	11672	10505	10505	1167	92	0	119
H ₂ O (Kg/Jam)	0	0	186	186	9764	9764	9557	9557	9554	206	186	186	21	3	9554	0.602
CH ₃ OH (Kg/Jam)	0	0	5449	5449	81544	81544	75490	75490	75405	6054	5449	5449	605	85	111	75293
Total (Kg/Jam)	96151	96151	194026	194026	194026	194026	85275	85275	85079	108751	97876	97876	10875	197	9665	75414

KETERANGAN ALAT	
T	Tangki Penyimpanan
C	Kompresor
MP	Mixing Point
R	Reaktor
HE	Heater
CDP	Condensor Partial
VP	Vaporizer
DIV	Splitter
MD	Menara Distilasi
CD	Condensor
RB	Reboiler
ACC	Accumulator
EV	Expansion Valve

KETERANGAN SIMBOL	
○	: Nomor Arus
□	: Suhu,
◇	: Tekanan, atm
⋈	: Control Valve
---	: Arus Sinyal Listrik
→	: Arus Proses
→ (orange)	: Arus Steam 126 Psi
→ (red)	: Arus Steam 585 Psi
→ (yellow)	: Arus Steam 33 Psi
→ (blue)	: Cooling Water

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

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI
INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM
INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESSS ENGINEERING FLOW
DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK METANOL
DARI SYNGAS DENGAN KAPASITAS
PRODUKSI 660.00 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh :
1.Verda Khansa Ibtisamah
2.Rizky Alfian

Dosen Pembimbing :
Muflih Arisa Adnan, ST., M.Sc., Ph.D.,

LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

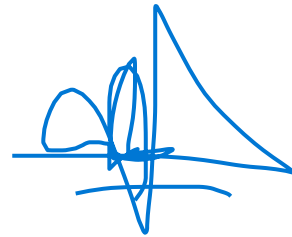
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Verda Khansa
 Ibtisamah No. Mahasiswa 1 : 21521010
 Nama Mahasiswa 2 : Rizky Alfian
 No. Mahasiswa 2 : 21521080
 Judul Pra rancangan Pabrik : Prarancangan Pabrik Metanol dari Syngas dengan Kapasitas 660.000 Ton/Tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 14 September 2024
 Selesai Masa Bimbingan : 13 September 2025

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	18 September 2024	Diskusi analisa kelayakan Pabrik dari aspek ekonomi	
2.	2 Oktober 2024	Konsultasi tinjauan termodinamika dan kinetika reaksi	
3.	19 Desember 2024	Konsultasi menentukan kapasitas pabrik dan pemilihan proses	
4.	13 Januari 2025	Konsultasi mengenai harga pasar dari bahan baku dan produk	
5.	3 Februari 2025	Konsultasi simulasi alat-alat yang digunakan menggunakan aspen plus	
6.	13 Februari 2025	Konsultasi simulasi reaktor pada aspen plus	
7.	3 Maret 2025	Konsultasi simulasi alat pemisah pada aspen plus	
8.	16 April 2025	Konsultasi menentukan aliaran yang direcycle dan perhitungan neraca panas	
9.	23 April 2025	Konsultasi Perhitungan reaktor	
10.	2 Mei 2025	Konsultasi perhitungan neraca panas	
11.	11 Mei 2025	Konsultasi perhitungan Vaporizer	
12.	27 Mei 2025	Konsultasi perhitungan Menara Distilasi	
13.	11 Juni 2025	Konsultasi mechanical design pada setiap alat	

14.	23 Juni 2025	Konsultasi pembuatan PEFD	
15.	15 Juli 2025	Konsultasi mengenai utilitas pada alat proses	
16.	25 Juli 2025	Konsultasi perhitungan ekonomi dan keseluruhan naskah	

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta, 25 Juli 2025
Pembimbing,



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