

TUGAS AKHIR

PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI CAMPURAN GAS ALAM PGN DAN EMISI *FLUE GAS* CO₂ DI PT KPI RU IV CILACAP

Diajukan Sebagai Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Kesarjanaan Strata 1 Teknik Kimia
Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap



Roni Tri Frisiandi
24DM80007

**PROGRAM STUDI TEKNIK INDUSTRI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS NAHDLATUL ULAMA AL GHAZALI
CILACAP
2026**

PERNYATAAN ORISINALITAS TUGAS AKHIR

Yang bertanda tangan di bawah ini, saya :

Nama : Roni Tri Frisiandi
NIM : 24DM80007
Fakultas/Prodi : Fakultas Teknologi Industri / Teknik Kimia
Tahun : 2026
Judul Tugas Akhir : Prarancangan Pabrik Metanol dari Campuran Gas Alam PGN dan Emisi *Flue gas* CO₂ di PT KPI RU IV Cilacap

Menyatakan bahwa Tugas Akhir ini benar-benar orisinal / asli dibuat oleh saya sendiri, tidak ada pihak lain yang membuat laporan ini, tidak ada unsur plagiat kecuali pada bagian-bagian yang disebutkan rujukannya. Jika suatu hari ditemukan adanya indikasi dibuat oleh pihak lain atau plagiat, maka saya bersedia menerima konsekuensi dari institusi.

Demikian surat pernyataan ini dibuat dengan penuh kesadaran tanpa ada paksaan.

Cilacap, Maret 2026

Yang Menyatakan



Roni Tri Frisiandi

NIM : 24DM80007

PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR

Sebagai Civitas Akademik Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali (UNUGHA) Cilacap, saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Roni Tri Frisiandi
NIM : 24DM80007
Program Studi : Teknik Kimia
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri
Jenis Karya : Tugas Akhir

Dengan pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali (UNUGHA) Hak Bebas Royalti Noneksklusif (Non-exclusive Royalty-Free Right) atas Tugas Akhir saya yang berjudul : “Prarancangan Pabrik Metanol dari Campuran Gas Alam PGN dan Emisi *Flue gas* CO₂ di PT KPI RU IV Cilacap” beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Adanya Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali (UNUGHA) berhak menyimpan, mengelola data, bentuk database, merawat dan mempublikasikan Tugas Akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis / pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya tanpa ada unsur paksa dari pihak lain.

Cilacap, Maret 2026

Yang Menyatakan



Roni Tri Frisiandi

NIM. 24DM80007

PENGESAHAN

Tugas Akhir Saudara,

Nama : **Roni Tri Frisiandi**
NIM : 19242011001
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Prarancang Methanol Plant Kapasitas 365 MTPD dari Campuran Gas Alam Pertagas dan Emisi Flue Gas CO₂ di PT KPI RU IV Cilacap

Telah disidang Tugas Akhir oleh Dewan Penguji Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap pada :

Rabu, 11 Maret 2026

Dan dapat diterima sebagai pemenuhan tugas akhir mahasiswa Program Strata 1 (S-1) Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri pada Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.

Mengetahui . .

Penguji 1

Arnesya Ramadhani, M.T.
NIDN. 0627019601

Penguji 2

Dini Novi Rohmah, M.Sc.
NIDN. 0611119401

Pembimbing 1/Ketua Sidang

Siti Khuzaimah, M.Pd., M.T.
NIDN. 0622078605

Pembimbing 2/Sekretaris Sidang

Al Dina Khoerunisa Nur Mas'udah, M.Eng.
NIDN. 0624129103

Cilacap, 12 Maret 2026
Mengesahkan,
Dekan Fakultas Teknologi Industri

Christian Soolany, S.TP., M.Si.
NIDN. 0627128801

NOTA PEMBIMBING

Hal : Naskah Laporan Tugas Akhir Roni Tri Frisiandi
Lamp : -

Kepada Yth.
Dekan Fakultas Teknologi Industri
UNUGHA Cilacap
Di –
Cilacap

Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Setelah membaca, mengkoreksi dan mengadakan perbaikan seperlunya, maka pembimbing berpendapat bahwa Laporan Tugas Akhir saudara:

Nama : Roni Tri Frisiandi
NIM : 19242011001
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Prarancang Methanol Plant Kapasitas 365 MTPD dari Campuran Gas Alam Pertagas dan Emisi Flue Gas CO₂ di PT KPI RU IV Cilacap

Telah dapat diajukan kepada Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap untuk memenuhi syarat memperoleh gelar Strata Satu (S-1) Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri pada Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb.

Cilacap, Maret 2026
Pembimbing,



Siti Khuzaimah, M.Pd., M.T.
NIDN. 0622078605

NOTA KONSULTAN

Hal : Naskah Laporan Tugas Akhir Roni Tri Frisiandi
Lamp : -

Kepada Yth.
Dekan Fakultas Teknologi Industri
UNUGHA Cilacap
Di –
Cilacap

Assalamu'alaikum Wr. Wb.

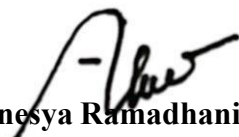
Setelah membaca, mengkoreksi dan mengadakan perbaikan seperlunya, maka konsultan berpendapat bahwa Laporan Tugas Akhir saudara:

Nama : Roni Tri Frisiandi
NIM : 19242011001
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Prarancang Methanol Plant Kapasitas 365 MTPD dari Campuran Gas Alam Pertagas dan Emisi Flue Gas CO₂ di PT KPI RU IV Cilacap

Telah dapat diajukan kepada Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap untuk memenuhi syarat memperoleh gelar Strata Satu (S-1) Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri pada Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.

Wassalamu'alaikum Wr. Wb.

Cilacap, Maret 2026
Konsultan,


Arnesya Ramadhani, M.T.
NIDN. 0627019601

PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil ‘alamin. Puji syukur kehadiran Allah SWT, atas berkat dan Rahmatnya sehingga penulis dapat menyelesaikan hasil karya ini. Hasil karya sederhana ini penulis mempersembahkan untuk:

1. Orang tua saya, Ibu Kasmonah serta seluruh keluarga saya yang telah mendukung, mendoakan dan memotivasi untuk mendapatkan gelar Sarjana.
2. Istriku tersayang Atika Indah Nur Atsarina, Anak pertama saya Ahmad Zubair Frisiandi yang telah memberikan semangat untuk menyelesaikan skripsi ini.
3. Para Dosen Teknik Kima yang selalu memberikan dorongan dan motivasi agar menyelesaikan Tugas Akhir saya.
4. Teman – teman saya di program Teknik Kimia UNUGHA yang selalu mesupport saya untuk menyelesaikan Tugas Akhir saya.

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan segala Rahmat dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan proposal tugas akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik Metanol dari Campuran Gas Alam PGN dan Emisi *Flue gas* CO₂ di PT KPI RU IV Cilacap”. Laporan tugas akhir ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat Sarjana Strata 1 (S1) di Program Studi Teknik Kimia, Universitas Nahdlatul Ulama Al Ghazali Cilacap.

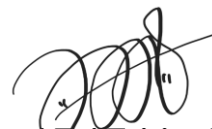
Selama proses penyusunan laporan tugas akhir ini penulis mendapatkan banyak dukungan, bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan kali ini penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Keluarga yang selalu mendoakan untuk kelancaran tugas akhir.
2. Christian Soolany, S.TP., M.Si. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al-Ghazali Cilacap sekaligus sebagai penguji 1.
3. Arnesya Ramadhani selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Nahdlatul Ulama Al-Ghazali Cilacap
4. Siti Khuzaimah, S.T., M.Pd selaku pembimbing 1 tugas akhir yang selalu mengawal tugas akhir ini.
5. Al Dina Khoerunisa Nur Mas'udah, M.Eng. selaku pembimbing 2 tugas akhir yang selalu mengawal tugas akhir ini.
6. Arnesya Ramadhani, M.T selaku penguji 1.
7. Dini Novi Rohmah, M.Sc. selaku penguji 2.
8. Rekan-rekan yang telah membantu penyusun tugas akhir ini.

Akhir kata penyusun berharap semoga tugas akhir pra rancangan pabrik kimia ini, dapat bermanfaat bagi penyusun pada khususnya dan para pembaca pada umumnya.

Cilacap, ... Februari 2026

Penyusun



Roni Tri Frisiandi

ABSTRAK

Industri metanol memiliki peran penting dalam *roadmap Making Indonesia 4.0* karena mendukung pertumbuhan ekonomi dan penguatan industri hilir. Metanol dapat dikonversi menjadi berbagai produk derivat yang dimanfaatkan sebagai bahan bakar alternatif, aditif, serta bahan baku petrokimia. Data Badan Pusat Statistik (BPS) menunjukkan bahwa kebutuhan dan impor metanol Indonesia terus meningkat, sementara produksi domestik belum mampu memenuhinya. Di sisi lain, emisi CO₂ yang terbuang berpotensi dimanfaatkan untuk mengurangi dampak perubahan iklim. Oleh karena itu, dirancang pabrik metanol berbasis campuran gas alam dan CO₂ untuk mengurangi ketergantungan impor, menekan defisit neraca perdagangan, serta mendukung target *Net Zero Emission 2060*. Gas alam dipilih sebagai bahan baku utama karena cadangannya melimpah di Indonesia dan didukung oleh pengembangan infrastruktur seperti proyek pipa gas Cisem Tahap II yang terhubung dengan Kilang Cilacap. Proses produksi meliputi unit *Carbon Capture, Reforming, Methanol Synthesis* dan *Product Upgrading*. Pabrik dirancang berkapasitas 3.650 TPD dengan produk metanol grade AA 99,95% sesuai standar IMPCA. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan POT 6,64 tahun, ROI 12,79% per tahun, dan BEP 51,70%. Analisis kelayakan finansial juga menunjukkan NPV bernilai positif dan IRR 14,76%, lebih tinggi dari tingkat bunga 11% per tahun. Dengan demikian, pembangunan pabrik ini dinilai layak secara ekonomi dan berpotensi memenuhi hingga 85% kebutuhan metanol domestik pada tahun 2030.

Kata kunci: Metanol, Campuran Gas Alam dan CO₂, *Methanol Synthesis*, *Product Upgrading*.

ABSTRACT

The methanol industry plays an important role in the Making Indonesia 4.0 roadmap as it supports economic growth and the strengthening of downstream industries. Methanol can be converted into various derivative products used as alternative fuels, additives, and petrochemical feedstocks. Data from Indonesia's Central Statistics Agency (BPS) indicate that domestic demand and imports of methanol continue to increase, while national production remains insufficient to meet these needs. Meanwhile, unused CO₂ emissions present an opportunity to be utilized in order to reduce environmental impacts and support climate change mitigation. Therefore, a methanol plant based on a mixture of natural gas and CO₂ is proposed to reduce import dependency, decrease the trade balance deficit, and support the Net Zero Emission 2060 target. Natural gas is selected as the primary feedstock due to its abundant reserves in Indonesia and the availability of supporting infrastructure such as the Cisem Phase II gas pipeline project, which is connected to the Cilacap Refinery. The production process consists of Carbon Capture, Reforming, Methanol Synthesis, and Product Upgrading units. The plant is designed with a capacity of 3,650 TPD, producing AA-grade methanol (99.95%) in accordance with IMPCA standards. Economic evaluation shows a Pay Out Time (POT) of 6.64 years, ROI of 12.79% per year, and BEP of 51.70%. Financial feasibility analysis also indicates a positive NPV and an IRR of 14.76%, which is higher than the interest rate of 11% per year. Therefore, the project is considered economically feasible and is projected to meet up to 85% of Indonesia's domestic methanol demand by 2030.

Keywords: Methanol, Mi/ Natural Gas and CO₂, Methanol Synthesis, Product Upgrading

DAFTAR ISI

LAPORAN TUGAS AKHIR	i
PERNYATAAN ORISINALITAS TUGAS AKHIR.....	ii
PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN.....	iv
NOTA PEMBIMBING	v
NOTA KONSULTAN	vi
PERSEMBAHAN.....	vii
KATA PENGANTAR.....	viii
ABSTRAK.....	ix
<i>ABSTRACT</i>	x
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL	xxi
DAFTAR GAMBAR	xxiv
BAB I. PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tujuan	4
1.3 Tinjauan Pustaka.....	4
1.3.1 Metanol	4
1.3.2 Spesifikasi Produk Metanol.....	6
1.3.3 Sejarah Teknologi Proses Pabrik Metanol	9
1.4 Pemilihan Proses	12
1.4.1 Pemilihan <i>Reforming</i>	12
1.4.1.1 Aspek Teknis Proses.....	13
1.4.2 Pemilihan Sintesis Metanol	15
1.4.2.1 Aspek Teknis Proses.....	15

1.4.2.2	Aspek Kondisi Operasi.....	15
1.4.2.3	Aspek Lingkungan dan Keselamatan.....	15
1.4.3	Analisis Perbandingan dan Pembobotan Pemilihan Proses.....	17
1.5	Kapasitas Produksi	22
1.5.1	Kapasitas Pabrik yang telah Berdiri.....	22
1.5.2	Kebutuhan Pasar.....	22
1.5.3	Ketersediaan Bahan Baku.....	25
1.6	Pemilihan Lokasi Pabrik.....	28
1.7	Sarana Prasarana	30
BAB II. URAIAN PROSES		31
2.1	Metode Produksi Metanol.....	31
2.2	Tahap <i>Carbon Capture</i>	32
2.3	Tahap Bireforming	33
2.4	Tahap Syntesis Methanol.....	34
2.5	Product Upgrading.....	35
BAB III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK		38
3.1	Spesifikasi, sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku.....	38
3.2	Spesifikasi, sifat Fisis dan Kimia Produk.....	42
BAB IV. DIAGRAM ALIR.....		45
4.1	Diagram alir kualitatif	45
4.2	Diagram alir kuantitatif	46
BAB V. NERACA MASSA.....		48
5.1	Neraca Massa Keseluruhan.....	48
5.2	Neraca Massa Masing-Masing Peralatan	48
BAB VI. NERACA PANAS		70
6.1	Neraca panas	70
6.2	Neraca panas masing-masing peralatan	70

BAB VII. SPESIFIKASI ALAT	79
7.1 Spesifikasi Alat.....	79
BAB VIII. UTILITAS.....	102
8.1 Utilitas kilang Pertamina RU IV Cilacap	102
8.2 Unit 51/051/510 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Generation Unit</i>)	104
8.3 Sistem Kontrol.....	104
8.4 Prinsip Operasi	105
8.5 Peralatan Utama Turbin <i>Generator</i>	106
8.6 Unit 52/052/520 Unit Pembangkit Tenaga Uap	107
8.7 Peralatan Utama <i>Boiler</i>	107
8.8 Mekanisme Kerja <i>Boiler</i>	109
8.9 Sistem Distribusi Tenaga Uap.....	110
8.10 <i>Condensat</i> Sistem.....	110
8.11 Unit 53/053/530 Unit Distribusi Air Pendingin	110
8.12 Unit 54/054 Unit Pengadaan Air Bersih	112
8.13 Utilitas PT. Pertamina RU IV Cilacap memiliki 8 buah Unit SWD	113
8.14 Perlengkapan Utama Sea Water Desalination (SWD).....	113
8.15 <i>Boiler Feed Water</i>	114
8.16 <i>Jacket Water System</i>	114
8.17 <i>Drinking Water System</i>	115
8.18 Unit 56/056/560 Unit <i>Instrument Air System</i>	116
8.19 Distribusi Bahan Bakar Cair dan Gas (<i>Fuel Oil</i> dan <i>Gas System Unit</i>).....	117
8.20 Unit 63/063/630 Unit Pengadaan Air Baku	118
8.21 <i>Fire Fighting Water System</i>	119
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	120
9.1 Lokasi Pabrik.....	120
9.2 Tata Letak Pabrik (layout)	121

BAB X ORGANISASI PERUSAHAAN.....	122
10.1 Struktur Organisasi Perusahaan	122
10.2 Sistem Organisasi dan Kepegawaian PT. KPI RU IV Cilacap.....	123
BAB XI. EVALUASI EKONOMI.....	126
11.1 Harga Peralatan	126
11.2 Biaya Pengiriman Alat.....	129
11.3 <i>Capital Investment</i>	129
11.4 <i>Production Cost</i>	130
11.5 Keuntungan Total Tiap Tahun (Margin).....	132
BAB XII. KESIMPULAN	139
12.1 Kesimpulan.....	139
DAFTAR PUSTAKA.....	140
LAMPIRAN	142

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Pemakaian Metanol di Indonesia tahun 2025	3
Tabel 1. 2 Properti Metanol.....	5
Tabel 1. 3 Spesifikasi Metanol.....	6
Tabel 1. 4 Sifat Kimia dan Sifat Kimia Metanol.....	7
Tabel 1. 5 Teknologi Sintesis Metanol	11
Tabel 1. 6 Kondisi Operasi Sintesis Metanol	15
Tabel 1. 7 Perbandingan Singkat Aspek Teknis, Operasi, Lingkungan.....	16
Tabel 1. 8 Analisis Perbandingan dan Pembobotan Pemilihan Proses	20
Tabel 1. 9 Data Metanol tahun 2021 hingga 2025 (BPS,2025)	22
Tabel 1. 10 persen pertumbuhan (BPS,2025).....	24
Tabel 1. 11 Rata-rata pertumbuhan dan nilai di tahun 2030 (BPS,2025)	24
Tabel 1. 12 Data Ketersediaan bahan baku CO ₂ dan kebutuhan gas alam	26
Tabel 2. 1 Spesifikasi Metanol Grade AA U.S Federal.....	36
Tabel 3. 1 Komposisi Emisi di kilang Pertamina RU 4 Cilacap	39
Tabel 3. 2 Sifat Fisika dan Kimia Karbon Dioksida	39
Tabel 3. 3 Spesifikasi Umpan <i>Natural Gas</i> untuk <i>Methanol Plant</i>	40
Tabel 3. 4 Sifat Fisika dan Sifat Kimia Gas Alam (<i>Natural Gas</i>)	40
Tabel 3. 5 Komposisi Emisi di RU IV Cilacap	42
Tabel 3. 6 Spesifikasi Metanol.....	42
Tabel 3. 7 Sifat Kimia dan Sifat Kimia Metanol.....	43
Tabel 5. 1 Komposisi <i>Flue gas</i> dari Pertamina RU IV Cilacap	49
Tabel 5. 2 Komposisi <i>Flue gas</i> Setelah Dipisahkan SO ₂ dan <i>Ash</i>	50
Tabel 5. 3 Komposisi <i>Flue gas</i> setelah kandungan CO ₂	51
Tabel 5. 4 Komposisi Rich Amine setelah diregenerasi	52
Tabel 5. 5 Komposisi CO ₂ yang dialirkan ke unit Reforming.....	53
Tabel 5. 6 Komposisi <i>Natural Gas</i>	53
Tabel 5. 7 Komposisi <i>Natural Gas</i> setelah dipisah di Separator	54
Tabel 5. 8 Komposisi <i>Natural Gas</i> setelah dilakukan Desulphurizer	55
Tabel 5. 9 Komposisi pembagian <i>Sweet Gas</i>	56
Tabel 5. 10 Komposisi <i>Sweet Gas</i> pada <i>Steam Reforming Reactor</i> (SR-101)	57
Tabel 5. 11 Komposisi <i>Sweet Gas</i> pada <i>Dry Reforming Reactor</i> (DR-201)	58
Tabel 5. 12 Komposisi <i>Syngas</i> yang berasal dari proses <i>Bireforming</i>	59
Tabel 5. 13 Komposisi <i>Syngas</i> dari <i>Bireforming Unit</i>	60

Tabel 5. 14 Komposisi <i>Syngas</i> dari <i>Bireforming Unit</i>	60
Tabel 5. 15 Neraca Massa Reaktor R-301 A/B	61
Tabel 5. 16 Neraca Massa <i>Separator</i>	63
Tabel 5. 17 Neraca Massa Kolom Distilasi C-401	64
Tabel 5. 18 Konstanta Antoine Komponen	65
Tabel 5. 19 Distribusi Komponen di Kolom Distilasi	66
Tabel 5. 20 Data Grafik Log ai Vs Log (D/B) pada Kolom Distilasi	66
Tabel 5. 21 Data Log (D/B) dari Persamaan Distribusi pada Kolom Distilasi	67
Tabel 5. 22 Neraca Massa <i>Accumulator</i> V-402.....	68
Tabel 6. 1 Neraca panas <i>scrubber</i> V-101.....	71
Tabel 6. 2 Neraca panas <i>Absorber</i> C-101	72
Tabel 6. 3 Neraca panas <i>Stripper</i> C-102	72
Tabel 6. 4 Neraca panas CO ₂ Drum V-102.....	73
Tabel 6. 5 Neraca panas <i>separator</i> V-201	73
Tabel 6. 6 Neraca panas <i>Desulphurizer Adsorber</i> AD-201 A/B	74
Tabel 6. 7 Neraca panas inlet <i>bireforming</i>	74
Tabel 6. 8 Neraca panas <i>steam reformer</i> SR-201	75
Tabel 6. 9 Neraca panas <i>dry reformer</i> DR-201	75
Tabel 6. 10 Neraca panas <i>syngas</i>	76
Tabel 6. 11 Neraca panas Reaktor R-301 A/B	77
Tabel 6. 12 Neraca Panas <i>Separator</i>	77
Tabel 6. 13 Neraca Panas Kolom Distilasi C-401	78
Tabel 6. 14 Neraca Panas <i>Accumulator</i> V-402.....	78
Tabel 7. 1 Hasil Desain <i>Compressor</i> (COM-101).....	79
Tabel 7. 2 Hasil Desain <i>Scrubber</i> (V-101).....	80
Tabel 7. 3 Hasil Desain Kolom <i>Absorber</i> C-101.....	80
Tabel 7. 4 Hasil Desain Kolom <i>Stripper</i>	81
Tabel 7. 5 Hasil Desain CO ₂ Drum V-102.....	81
Tabel 7. 6 Hasil Desain <i>Separator</i> V-201.....	82
Tabel 7. 7 Hasil Desain <i>Adsorber</i> AD-201	82
Tabel 7. 8 Hasil Desain <i>Heater</i>	83
Tabel 7. 9 Hasil Desain <i>Heat Exchanger</i> E-101.....	84
Tabel 7. 10 Hasil Desain <i>Air Cooler</i> AC-101.....	86
Tabel 7. 11 Hasil Desain <i>Methanol Tank</i> T-201	86
Tabel 7. 12 Hasil Desain <i>Waste Heat Boiler</i> E-203	87

Tabel 7. 13 Hasil Desain Pompa.....	88
Tabel 7. 14 Hasil Perhitungan Desain <i>Surge Drum</i>	89
Tabel 7. 15 Hasil Perhitungan Desain <i>Separator</i>	89
Tabel 7. 16 Hasil Perhitungan <i>Separator 2</i>	90
Tabel 7. 17 Hasil Perhitungan Desain <i>Accumulator</i>	90
Tabel 7. 18 Hasil Perhitungan Desain Kompresor.....	91
Tabel 7. 19 Hasil Perhitungan Desain <i>Reactor Finfan</i>	92
Tabel 7. 20 Hasil Perhitungan Desain <i>Separator Finfan</i>	92
Tabel 7. 21 Hasil Perhitungan Desain <i>Air Condensor</i>	93
Tabel 7. 22 Hasil Perhitungan Desain <i>Product Finfan</i>	94
Tabel 7. 23 Hasil Perhitungan Desain <i>Recycle Heat Exchanger</i>	94
Tabel 7. 24 Hasil Perhitungan Desain <i>Product Heat Exchanger</i>	95
Tabel 7. 25 Hasil Perhitungan Desain <i>Reboiler</i>	96
Tabel 7. 26 Hasil Perhitungan Desain <i>Reboiler Pump</i>	97
Tabel 7. 27 Hasil Perhitungan Desain <i>Reflux Pump</i>	98
Tabel 7. 28 Hasil Desain Reaktor <i>Metanol Sintesis (R-301 A/B)</i>	99
Tabel 7. 29 Hasil Desain Kolom Distilasi (C-401)	99
Tabel 7. 30 Hasil Desain Tangki Metanol (T-401)	100
Tabel 7. 31 Hasil Desain Perpipaan Unit 3 dan 4.....	101
Tabel 8. 1 Daftar <i>Generator</i> beserta kapasitasnya.....	104
Tabel 8. 2 Kapasitas <i>steam</i> dari <i>boiler</i> dan kapasitas <i>steam generator</i>	107
Tabel 8. 3 Kapasitas pompa <i>cooling water</i>	112
Tabel 8. 4 Daftar kompresor dan <i>dryer</i> beserta kapasitasnya.....	116
Tabel 8. 5 Daftar kompresor dan <i>dryer</i> beserta kapasitasnya.....	117
Tabel 8. 6 Kapasitas pompa sungai donan.....	118
Tabel 11. 1 Index Harga Peralatan	127
Tabel 11. 2 Harga Peralatan Pretreatment Unit.....	127
Tabel 11. 3 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	129
Tabel 11. 4 <i>InDirect Plant Cost (IPC)</i>	130
Tabel 11. 5 Harga <i>Raw Material</i>	131
Tabel 11. 6 <i>Direct Production Cost (DPC)</i>	131
Tabel 11. 7 <i>Fixed Charge (FC)</i>	131
Tabel 11. 8 <i>General Expenses (GE)</i>	132
Tabel 11. 9 Hasil Penjualan Produk	132
Tabel 11. 10 Hasil Evaluasi Ekonomi Prarancangan Pabrik metanol	136

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Penyebaran Cadangan Gas Bumi Indonesia (ESDM, 2025)	1
Gambar 1. 2 Data Kebutuhan dan Import Metanol di Indonesia	2
Gambar 1. 3 Metanol (Prakash, 2012).....	5
Gambar 1. 4 Data Produksi dan Export Metanol di Indonesia (BPS,2025)	23
Gambar 1. 5 Kebutuhan Nasional dan Impor Metanol di Indonesia (BPS,2025).....	23
Gambar 1. 6 Lokasi Pembangunan Pabrik Metanol ex Drum Plant RU IV Cilacap (Maps, 2025)	30
Gambar 2. 1 Skema Proses Sintesis Metanol (Basile, 2018)	31
Gambar 2. 2 Two Column <i>Methanol</i> Distillation (Kung, 1995)	36
Gambar 4. 1 Block Flow Diagram <i>Methanol Plant</i>	45
Gambar 4. 2 Process Flow Diagram Pabrik Metanol.....	47
Gambar 5. 1 Grafik Log ai Vs Log (D/B) pada Kolom Distilasi	67
Gambar 9. 1 Lokasi Pembangunan Pabrik Metanol ex Drum Plant RU IV Cilacap (Maps, 2025)	120
Gambar 9. 2 Layout Pembangunan Pabrik Metanol.....	121
Gambar 10. 1 Struktur Organisasi PT Pertamina (Persero).....	122
Gambar 10. 2 Struktur Organisasi PT. KPI RU IV Cilacap	124
Gambar 11. 1 Algoritma Tahapan Metode Analisis Data	126

DAFTAR ISI

LAPORAN TUGAS AKHIR	i
PERNYATAAN ORISINALITAS TUGAS AKHIR	ii
PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI	iii
LEMBAR PENGESAHAN.....	iv
NOTA PEMBIMBING	v
NOTA KONSULTAN	vi
PERSEMBAHAN	vii
KATA PENGANTAR.....	viii
ABSTRAK.....	ix
<i>ABSTRACT</i>	x
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL	xxi
DAFTAR GAMBAR	xxiv
BAB I. PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tujuan	4
1.3 Tinjauan Pustaka	4
1.3.1 Metanol	4
1.3.2 Spesifikasi Produk Metanol.....	6
1.3.3 Sejarah Teknologi Proses Pabrik Metanol.....	9
1.4 Pemilihan Proses	12
1.4.1 Pemilihan <i>Reforming</i>	12
1.4.1.1 Aspek Teknis Proses	13
1.4.2 Pemilihan Sintesis Metanol	15
1.4.2.1 Aspek Teknis Proses	15

1.4.2.2	Aspek Kondisi Operasi.....	15
1.4.2.3	Aspek Lingkungan dan Keselamatan	15
1.4.3	Analisis Perbandingan dan Pembobotan Pemilihan Proses	17
1.5	Kapasitas Produksi	22
1.5.1	Kapasitas Pabrik yang telah Berdiri	22
1.5.2	Kebutuhan Pasar.....	22
1.5.3	Ketersediaan Bahan Baku.....	25
1.6	Pemilihan Lokasi Pabrik	28
1.7	Sarana Prasarana	30
BAB II. URAIAN PROSES		31
2.1	Metode Produksi Metanol	31
2.2	Tahap <i>Carbon Capture</i>	32
2.3	Tahap Bireforming	33
2.4	Tahap Syntesis Methanol	34
2.5	Product Upgrading.....	35
BAB III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK		38
3.1	Spesifikasi, sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku	38
3.2	Spesifikasi, sifat Fisis dan Kimia Produk	42
BAB IV. DIAGRAM ALIR		45
4.1	Diagram alir kualitatif	45
4.2	Diagram alir kuantitatif	46
BAB V. NERACA MASSA.....		48
5.1	Neraca Massa Keseluruhan.....	48
5.2	Neraca Massa Masing-Masing Peralatan.....	48
BAB VI. NERACA PANAS		70
6.1	Neraca panas	70
6.2	Neraca panas masing-masing peralatan.....	70

BAB VII. SPESIFIKASI ALAT	79
7.1 Spesifikasi Alat.....	79
BAB VIII. UTILITAS	102
8.1 Utilitas kilang Pertamina RU IV Cilacap.....	102
8.2 Unit 51/051/510 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Generation Unit</i>).....	104
8.3 Sistem Kontrol.....	104
8.4 Prinsip Operasi	105
8.5 Peralatan Utama Turbin <i>Generator</i>	106
8.6 Unit 52/052/520 Unit Pembangkit Tenaga Uap.....	107
8.7 Peralatan Utama <i>Boiler</i>	107
8.8 Mekanisme Kerja <i>Boiler</i>	109
8.9 Sistem Distribusi Tenaga Uap	110
8.10 <i>Condensat</i> Sistem	110
8.11 Unit 53/053/530 Unit Distribusi Air Pendingin	110
8.12 Unit 54/054 Unit Pengadaan Air Bersih.....	112
8.13 Utilitas PT. Pertamina RU IV Cilacap memiliki 8 buah Unit SWD	113
8.14 Perlengkapan Utama Sea Water Desalination (SWD)	113
8.15 <i>Boiler Feed Water</i>	114
8.16 <i>Jacket Water System</i>	114
8.17 <i>Drinking Water System</i>	115
8.18 Unit 56/056/560 Unit <i>Instrument Air System</i>	116
8.19 Distribusi Bahan Bakar Cair dan Gas (<i>Fuel Oil dan Gas System Unit</i>).....	117
8.20 Unit 63/063/630 Unit Pengadaan Air Baku.....	118
8.21 <i>Fire Fighting Water System</i>	119
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	120
9.1 Lokasi Pabrik.....	120
9.2 Tata Letak Pabrik (layout).....	121

BAB X ORGANISASI PERUSAHAAN.....	122
10.1 Struktur Organisasi Perusahaan	122
10.2 Sistem Organisasi dan Kepegawaian PT. KPI RU IV Cilacap	123
BAB XI. EVALUASI EKONOMI	126
11.1 Harga Peralatan	126
11.2 Biaya Pengiriman Alat.....	129
11.3 <i>Capital Investment</i>	129
11.4 <i>Production Cost</i>	130
11.5 Keuntungan Total Tiap Tahun (Margin).....	132
BAB XII. KESIMPULAN	139
12.1 Kesimpulan.....	139
DAFTAR PUSTAKA.....	140
LAMPIRAN	142

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Pemakaian Metanol di Indonesia tahun 2025.....	3
Tabel 1. 2 Properti Metanol.....	5
Tabel 1. 3 Spesifikasi Metanol.....	6
Tabel 1. 4 Sifat Kimia dan Sifat Kimia Metanol	7
Tabel 1. 5 Teknologi Sintesis Metanol.....	11
Tabel 1. 6 Kondisi Operasi Sintesis Metanol.....	15
Tabel 1. 7 Perbandingan Singkat Aspek Teknis, Operasi, Lingkungan	16
Tabel 1. 8 Analisis Perbandingan dan Pembobotan Pemilihan Proses.....	20
Tabel 1. 9 Data Metanol tahun 2021 hingga 2025 (BPS,2025).....	22
Tabel 1. 10 persen pertumbuhan (BPS,2025)	24
Tabel 1. 11 Rata-rata pertumbuhan dan nilai di tahun 2030 (BPS,2025).....	24
Tabel 1. 12 Data Ketersediaan bahan baku CO ₂ dan kebutuhan gas alam.....	26
Tabel 2. 1 Spesifikasi Metanol Grade AA U.S Federal.....	36
Tabel 3. 1 Komposisi Emisi di kilang Pertamina RU 4 Cilacap.....	39
Tabel 3. 2 Sifat Fisika dan Kimia Karbon Dioksida.....	39
Tabel 3. 3 Spesifikasi Umpan <i>Natural Gas</i> untuk <i>Methanol Plant</i>	40
Tabel 3. 4 Sifat Fisika dan Sifat Kimia Gas Alam (<i>Natural Gas</i>).....	40
Tabel 3. 5 Komposisi Emisi di RU IV Cilacap.....	42
Tabel 3. 6 Spesifikasi Metanol.....	42
Tabel 3. 7 Sifat Kimia dan Sifat Kimia Metanol	43
Tabel 5. 1 Komposisi <i>Flue gas</i> dari Pertamina RU IV Cilacap.....	49
Tabel 5. 2 Komposisi <i>Flue gas</i> Setelah Dipisahkan SO ₂ dan <i>Ash</i>	50
Tabel 5. 3 Komposisi <i>Flue gas</i> setelah kandungan CO ₂	51
Tabel 5. 4 Komposisi Rich Amine setelah diregenerasi.....	52
Tabel 5. 5 Komposisi CO ₂ yang dialirkan ke unit Reforming	53
Tabel 5. 6 Komposisi <i>Natural Gas</i>	53
Tabel 5. 7 Komposisi <i>Natural Gas</i> setelah dipisah di Separator	54
Tabel 5. 8 Komposisi <i>Natural Gas</i> setelah dilakukan Desulphurizer	55
Tabel 5. 9 Komposisi pembagian <i>Sweet Gas</i>	56
Tabel 5. 10 Komposisi <i>Sweet Gas</i> pada <i>Steam Reforming Reactor</i> (SR-101).....	57
Tabel 5. 11 Komposisi <i>Sweet Gas</i> pada <i>Dry Reforming Reactor</i> (DR-201).....	58
Tabel 5. 12 Komposisi <i>Syngas</i> yang berasal dari proses <i>Bireforming</i>	59
Tabel 5. 13 Komposisi <i>Syngas</i> dari <i>Bireforming Unit</i>	60

Tabel 5. 14 Komposisi <i>Syngas</i> dari <i>Bireforming Unit</i>	60
Tabel 5. 15 Neraca Massa Reaktor R-301 A/B.....	61
Tabel 5. 16 Neraca Massa <i>Separator</i>	63
Tabel 5. 17 Neraca Massa Kolom Distilasi C-401.....	64
Tabel 5. 18 Konstanta Antoine Komponen.....	65
Tabel 5. 19 Distribusi Komponen di Kolom Distilasi.....	66
Tabel 5. 20 Data Grafik Log ai Vs Log (D/B) pada Kolom Distilasi	66
Tabel 5. 21 Data Log (D/B) dari Persamaan Distribusi pada Kolom Distilasi.....	67
Tabel 5. 22 Neraca Massa <i>Accumulator</i> V-402	68
Tabel 6. 1 Neraca panas <i>scrubber</i> V-101	71
Tabel 6. 2 Neraca panas <i>Absorber</i> C-101.....	72
Tabel 6. 3 Neraca panas <i>Stripper</i> C-102.....	72
Tabel 6. 4 Neraca panas CO ₂ Drum V-102	73
Tabel 6. 5 Neraca panas <i>separator</i> V-201	73
Tabel 6. 6 Neraca panas <i>Desulphurizer Adsorber</i> AD-201 A/B.....	74
Tabel 6. 7 Neraca panas inlet <i>bireforming</i>	74
Tabel 6. 8 Neraca panas <i>steam reformer</i> SR-201	75
Tabel 6. 9 Neraca panas <i>dry reformer</i> DR-201	75
Tabel 6. 10 Neraca panas <i>syngas</i>	76
Tabel 6. 11 Neraca panas Reaktor R-301 A/B	77
Tabel 6. 12 Neraca Panas <i>Separator</i>	77
Tabel 6. 13 Neraca Panas Kolom Distilasi C-401.....	78
Tabel 6. 14 Neraca Panas <i>Accumulator</i> V-402	78
Tabel 7. 1 Hasil Desain <i>Compressor</i> (COM-101).....	79
Tabel 7. 2 Hasil Desain <i>Scrubber</i> (V-101)	80
Tabel 7. 3 Hasil Desain Kolom <i>Absorber</i> C-101	80
Tabel 7. 4 Hasil Desain Kolom <i>Stripper</i>	81
Tabel 7. 5 Hasil Desain CO ₂ Drum V-102	81
Tabel 7. 6 Hasil Desain <i>Separator</i> V-201	82
Tabel 7. 7 Hasil Desain <i>Adsorber</i> AD-201.....	82
Tabel 7. 8 Hasil Desain <i>Heater</i>	83
Tabel 7. 9 Hasil Desain <i>Heat Exchanger</i> E-101	84
Tabel 7. 10 Hasil Desain <i>Air Cooler</i> AC-101	86
Tabel 7. 11 Hasil Desain <i>Methanol Tank</i> T-201	Error! Bookmark not defined.
Tabel 7. 12 Hasil Desain <i>Waste Heat Boiler</i> E-203.....	87

Tabel 7. 13 Hasil Desain Pompa	88
Tabel 7. 14 Hasil Perhitungan Desain <i>Surge Drum</i>	89
Tabel 7. 15 Hasil Perhitungan Desain <i>Separator</i>	89
Tabel 7. 16 Hasil Perhitungan <i>Separator 2</i>	90
Tabel 7. 17 Hasil Perhitungan Desain <i>Accumulator</i>	90
Tabel 7. 18 Hasil Perhitungan Desain Kompresor	91
Tabel 7. 19 Hasil Perhitungan Desain <i>Reactor Finfan</i>	92
Tabel 7. 20 Hasil Perhitungan Desain <i>Separator Finfan</i>	92
Tabel 7. 21 Hasil Perhitungan Desain <i>Air Condensor</i>	93
Tabel 7. 22 Hasil Perhitungan Desain <i>Product Finfan</i>	94
Tabel 7. 23 Hasil Perhitungan Desain <i>Recycle Heat Exchanger</i>	94
Tabel 7. 24 Hasil Perhitungan Desain <i>Product Heat Exchanger</i>	95
Tabel 7. 25 Hasil Perhitungan Desain <i>Reboiler</i>	96
Tabel 7. 26 Hasil Perhitungan Desain <i>Reboiler Pump</i>	97
Tabel 7. 27 Hasil Perhitungan Desain <i>Reflux Pump</i>	98
Tabel 7. 28 Hasil Desain Reaktor <i>Metanol Sintesis (R-301 A/B)</i>	99
Tabel 7. 29 Hasil Desain Kolom Distilasi (C-401)	99
Tabel 7. 30 Hasil Desain Tangki Metanol (T-401)	100
Tabel 7. 31 Hasil Desain Perpipaan Unit 3 dan 4	101
Tabel 8. 1 Daftar <i>Generator</i> beserta kapasitasnya	104
Tabel 8. 2 Kapasitas <i>steam</i> dari <i>boiler</i> dan kapasitas <i>steam generator</i>	107
Tabel 8. 3 Kapasitas pompa <i>cooling water</i>	112
Tabel 8. 4 Daftar kompresor dan <i>dryer</i> beserta kapasitasnya	116
Tabel 8. 5 Daftar kompresor dan <i>dryer</i> beserta kapasitasnya	117
Tabel 8. 6 Kapasitas pompa sungai donan	118
Tabel 11. 1 Index Harga Peralatan	127
Tabel 11. 2 Harga Peralatan Pretreatment Unit	127
Tabel 11. 3 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	129
Tabel 11. 4 <i>InDirect Plant Cost (IPC)</i>	130
Tabel 11. 5 Harga <i>Raw Material</i>	131
Tabel 11. 6 <i>Direct Production Cost (DPC)</i>	131
Tabel 11. 7 <i>Fixed Charge (FC)</i>	131
Tabel 11. 8 <i>General Expenses (GE)</i>	132
Tabel 11. 9 Hasil Penjualan Produk	132
Tabel 11. 10 Hasil Evaluasi Ekonomi Prarancangan Pabrik metanol	136

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Penyebaran Cadangan Gas Bumi Indonesia (ESDM, 2025).....	1
Gambar 1. 2 Data Kebutuhan dan Import Metanol di Indonesia.....	2
Gambar 1. 3 Metanol (Prakash, 2012).....	5
Gambar 1. 4 Data Produksi dan Expor Metanol di Indonesia (BPS,2025).....	23
Gambar 1. 5 Kebutuhan Nasional dan Impor Metanol di Indonesia (BPS,2025).....	23
Gambar 1. 6 Lokasi Pembangunan Pabrik Metanol ex Drum Plant RU IV Cilacap (Maps, 2025)	30
Gambar 2. 1 Skema Proses Sintesis Metanol (Basile, 2018).....	31
Gambar 2. 2 Two Column <i>Methanol</i> Distillation (Kung, 1995).....	36
Gambar 4. 1 Block Flow Diagram <i>Methanol Plant</i>	45
Gambar 4. 2 Process Flow Diagram Pabrik Metanol	47
Gambar 5. 1 Grafik Log ai Vs Log (D/B) pada Kolom Distilasi.....	67
Gambar 9. 1 Lokasi Pembangunan Pabrik Metanol ex Drum Plant RU IV Cilacap (Maps, 2025)	120
Gambar 9. 2 Layout Pembangunan Pabrik Metanol.....	121
Gambar 10. 1 Struktur Organisasi PT Pertamina (Persero)	122
Gambar 10. 2 Struktur Organisasi PT. KPI RU IV Cilacap	124
Gambar 11. 1 Algoritma Tahapan Metode Analisis Data.....	126

BAB I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pembangunan industri kimia memiliki fungsi krusial dalam mendukung perkembangan ekonomi nasional. Khususnya industri metanol menjadi salah satu sektor prioritas dalam *Roadmap Making Indonesia 4.0*. Industri metanol menempati posisi strategis pada sektor hilir karena berfungsi sebagai sumber bahan baku bagi berbagai proses di industri plastik, tekstil, farmasi, resin sintetis, insektisida, multipleks (*plywood*) dan lain-lain. Beragam produk turunan dapat diperoleh dari metanol, antara lain : *formaldehida*, MTBE (*methyl-tertiary butyl ether*), urea, serta digunakan sebagai bahan blending biodiesel. Metanol juga dapat diolah menjadi *Dimethyl Ether* (DME) yang berfungsi sebagai bahan bakar, dan saat ini menarik perhatian penelitian hidrogen sebagai pembawa energi (*energy carrier*) untuk mensuplai hidrogen pada sistem berbasis sel bahan bakar (Kemenperin, 2021).

Metanol dapat diproduksi dari bahan baku gas alam dan batubara. Pembuatan metanol dari gas alam yang mengandung $\pm 88\%$ metana mampu menghasilkan metanol grade AA sesuai standar *International Methanol Producers and Consumers Association* (IMPCA). Selain itu, penggunaan gas alam dapat mengurangi ketergantungan pada sumber panas yang kurang ramah lingkungan dan mahal karena gas alam termasuk bahan bakar yang lebih bersih (intensitas karbon lebih rendah) dibandingkan batubara (Indonesia Investment, 2016)

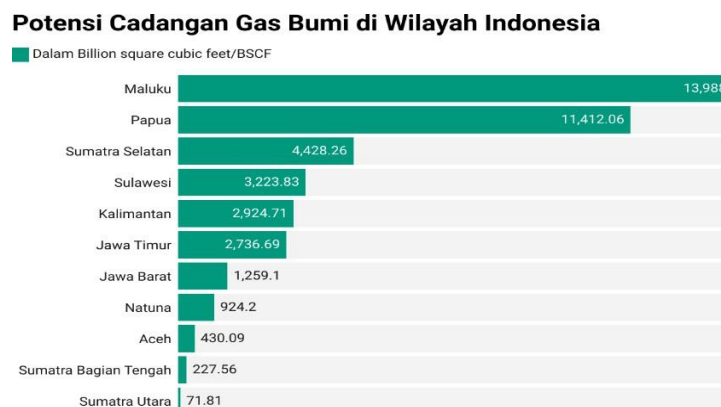
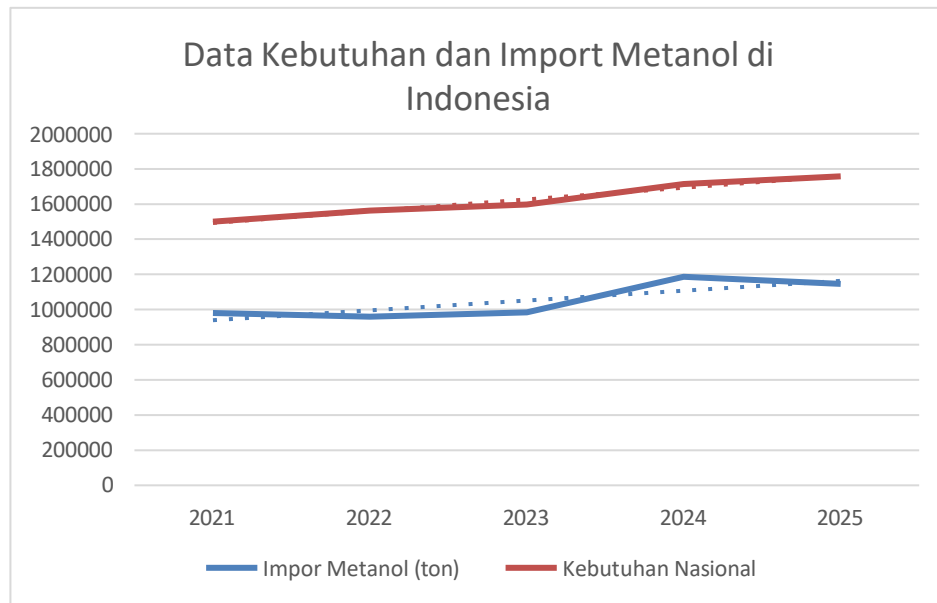


Chart: Aulia Mutiara Hatia Putri • Source: Kementerian ESDM • Created with Datawrapper

Gambar 1. 1 Penyebaran Cadangan Gas Bumi Indonesia (ESDM, 2025)

Indonesia masuk peringkat ke-14 produsen *Natural Gas* terbesar di dunia tahun (Badan Informasi Panas AS EIA,2024) dan memproduksi kurang lebih dua kali lipat dari gas alam dari yang dikonsumsi. Pada 1 Januari 2025 Indonesia memiliki cadangan gas bumi sebanyak 55852 *billion standard cubic feet* (BSCF). Berdasarkan Neraca Gas Indonesia 2021-2030, Indonesia akan mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri dari lapangan migas yang ada. Indonesia tahun 2030 juga diperkirakan akan mengalami surplus gas hingga 1715 juta standar kaki kubik per hari (MMSCFD) yang berasal dari beberapa proyek potensial (Migas ESDM,2022)..



Gambar 1. 2 Data Kebutuhan dan Import Metanol di Indonesia

Roadmap Making Indonesia 4.0, yang menjadikan biodiesel sebagai salah satu program mandatori nasional, berkontribusi terhadap peningkatan kebutuhan metanol sebagai bahan baku dalam produksi biodiesel. Awal periode biodiesel B20 tahun 2016, dilanjut periode biodiesel B30/B35 pada tahun 2021 hingga saat ini program Biodiesel B50 ditargetkan terealisasi tahun 2026. Program pemerintah mempengaruhi kebutuhan metanol terus meningkat sedangkan di Indonesia hanya ada satu pabrik yang memproduksi metanol dengan kapasitas produksi 660.000 *Tons Per Year* (TPY) yaitu PT. Kaltim Metanol Industri. Pada Gambar 1.2 diketahui angka kebutuhan metanol dari tahun 2021 hingga tahun 2025. Pada Tabel 1.1 kebutuhan metanol Indonesia tahun 2025 diperkirakan sekitar 2,3 juta TPY untuk mendukung program biodiesel campuran B50, estimasi kebutuhan metanol

untuk implementasi penuh B50 dari Dirjen EBTKE ESDM sebanyak 2,3 juta ton per tahun. Indonesia tahun 2025 melakukan impor metanol sebanyak 1640 *Tons Per Year* (TPY) untuk memenuhi permintaan pasar terhadap kebutuhan metanol domestik dan kebutuhan industri terkait metanol akan terus meningkat setiap tahunnya. Sehingga perlu dilakukan pengembangan industri metanol sebagai kontribusi untuk substitusi impor yang dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi nasional dan menekan defisit neraca perdagangan (Kementerian ESDM, 2025).

Tabel 1. 1 Data Pemakaian Metanol di Indonesia tahun 2025

Sektor / Industri	Fungsi Metanol	Perkiraan Kebutuhan
Biodiesel (FAME B50)	Bahan baku utama transesterifikasi	Sangat tinggi (mayoritas nasional ~2–2,3 jt ton) (ESDM, 2025)
Formaldehida & resin	Bahan baku kimia turunan	Ratusan ribu ton (tergantung volume produksi) (UMS ETD-db, 2025)
Plastik / asam asetat / DME / MTBE	Bahan kimia dasar	Puluhan sampai ratusan ribu ton
Migas / inhibitor / solvent	Bahan proses	Ribuan ton

Metanol dapat diproduksi menggunakan bahan baku gas alam dan batubara. Pembuatan metanol dari gas alam mampu menghasilkan produk metanol dengan grade AA (setara bahan bakar) berstandar *IMPCA*, sekaligus dapat mengurangi ketergantungan pada panas yang tidak ramah lingkungan dan mahal, hal ini dikarenakan gas alam adalah salah satu panas yang lebih bersih (intensitas karbon rendah) dibandingkan dengan batubara (Indonesia Investment, 2016).

Pada pabrik yang dirancang ini dilengkapi dengan *Carbon Capture Unit* (CCU) dalam upaya untuk mengurangi emisi sekaligus CO₂ yang ditangkap akan dijadikan sebagai tambahan feed untuk meningkatkan produksi metanol.

Sehingga perancangan pabrik metanol menjadi solusi yang tepat untuk meningkatkan produksi metanol di Indonesia yang akan memenuhi

kebutuhan metanol nasional, membantu memajukan industri hilir di Indonesia, mendukung upaya Indonesia dalam menanggulangi perubahan iklim dengan *Net Zero Emission* yang ditargetkan tercapai di tahun 2060 (Migas ESDM, 2021).

1.2 Tujuan

Tujuan dari pendirian pabrik metanol yang akan didirikan adalah sebagai berikut:

- a. Mengurangi ketergantungan *import* metanol.
- b. Mendukung berkembangnya industri dan pabrik yang menggunakan bahan baku *Flue gas*.
- c. Mendukung target *Net Zero Emission* pada tahun 2060 bagi pemerintah Indonesia untuk menanggulangi perubahan iklim.

1.3 Tinjauan Pustaka

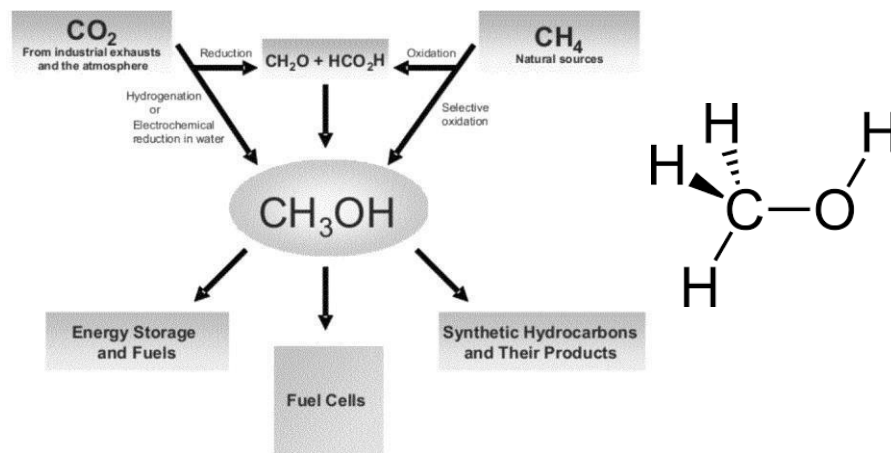
1.3.1 Metanol

Metanol (CH_3OH) adalah senyawa organik teroksigenasi cair yang paling sederhana, dengan berat molekul 32,042 g/mol. Metanol (metil alkohol) merupakan cairan tidak berwarna, larut dalam air dengan bau alkohol ringan, mudah disimpan dan diangkut. Metanol membeku pada suhu $-97,6\text{ }^{\circ}\text{C}$, mendidih pada $64,6\text{ }^{\circ}\text{C}$, dan memiliki densitas 0,791 pada $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Pakash, 2012).

Umumnya, proses produksi metanol yaitu mereaksikan *synthesis gas* (campuran H_2 dan CO) menjadi metanol. Tergantung bahan baku yang digunakan, *synthesis gas* dapat dihasilkan dengan beberapa cara. Proses tersebut banyak digunakan untuk menghasilkan *synthetic gas* antara lain: gasifikasi batubara, proses *steam reforming* gas alam, dan pirolisis minyak berat (Salimy & Alimah, 2015).

Metanol dari bahan baku C_1 , dapat digunakan sebagai bahan bakar untuk pembakaran internal mesin dan *direct Methanol fuel cells* (DMFC). metanol dapat digunakan sebagai pengganti bahan bakar atau aditif, baik dalam sel bahan bakar atau melalui pembakaran, sebagai bahan baku dalam produksi bahan kimia dasar (misalnya formaldehida), dan bahan bakar cair

(misalnya, bensin, oksimetilen eter, bahan bakar jet), juga sebagai pelarut. Bahan bakar metanol saat ini menarik minat yang signifikan, terutama di Cina, di mana konsumsi metanol untuk aplikasi termal (misalnya, *boiler*, kiln, kompor memasak), di bagian transportasi sebesar 5,7 Mton per tahun 2019. Metanol juga digunakan sebagai aditif bahan bakar, prekursor untuk sintesis organik, dan yang paling penting adalah media untuk penyimpanan H₂ (12,6% berat H₂) (Lacerda de Oliveira Campos dkk., 2022).



Gambar 1. 3 Metanol (Prakash, 2012)

Tabel 1. 2 Properti Metanol

Keterangan	<i>Methyl Alcohol, Wood Alcohol</i>
Senyawa Kimia	CH ₃ OH
Berat Molekul (g/mol)	32,04
Komposisi Senyawa (%)	
Karbon	37,5
Hidrogen	12,5
Oksigen	50
<i>Melting Point</i> (°C)	-97,6
<i>Boiling Point</i> (°C)	64,6
<i>Density</i> pada 20 °C (kg/m)	791

Kandungan Panas (kcal/kg)	5420
(kcal/mol)	173,6
<i>Energy of vaporization</i> (kcal/mol)	9,2
<i>Flash Point</i> (°C)	11
<i>Autoignition temperature</i> (°C)	455
<i>Explosive limits in air</i> (%)	7 – 36

Sumber: (Olah, 2018)

1.3.2 Spesifikasi Produk *Methanol*

Produk metanol yang diharapkan dari *Methanol Plant* ini adalah metanol dengan grade AA yang memenuhi standar dan mutu dari *International Methanol Producers and Consumers Association (IMPCA)*, dengan spesifikasi sebagai berikut.

Tabel 1. 3 Spesifikasi Metanol

No.	Karakteristik	Metode	Spesifikasi
1.	Kadar Aseton, mg/kg	<i>IMPCA</i> 001-14	Maks. 30
2.	Keasaman (asam asetat), mg/kg	ASTM D 1613-12	Maks. 30
3.	Alkalinitas (NH ₃), mg/kg	ASTM D 1614-09	Maks. 30
4.	<i>Appearance</i>	<i>IMPCA</i> 003-98	Jernih, bebas dari zat tersuspensi
5.	Zat yang dapat di karbonisasi (uji pencucian asam sulfat), Skala Pt- Co	ASTM E 346-08	Maks. 30
6.	Klorida (Cl ⁻), mg/kg	<i>IMPCA</i> 002-98	Maks. 0,1
7.	Warna, Skala Pt-Co	ASTM D 1209-11	Maks. 5
8.	Distilasi pada 760 mmHg, °C	ASTM D 1078-11	Maks. 1,0 °C termasuk 64,6 ± 0,1 °C
9.	Kadar etanol, mg/kg	<i>IMPCA</i> 001-14	Maks. 10

10.	Hidrokarbon	ASTM D 1722-09	<i>Pass test</i>
11.	<i>Non-Volatile Matter</i> , mg/1000 mL	ASTM D 1353-13	Maks. 8
12.	<i>Odour</i>	ASTM D 1296-12	Karakteristik, bebas dari bau asing
13.	Uji Waktu Kalium Permanganat pada 15 °C, menit	ASTM D 1363-11	Min. 60
14.	<i>Spesific Gravity</i> , 20/20 °C	ASTM D 4052-11	0,792-0,793
15.	<i>Tri Methil Amine</i> , mg/kg	ASTM E 346-08	Maks. 0,05
16.	Total <i>Iron</i> , mg/kg	ASTM E 394-09	Maks. 0,1
17.	<i>Water Content</i> , % wt	ASTM E 1064-12	Maks. 0,1
18.	<i>Sulfur</i> , mg/kg	ASTM E 1064-12	Maks. 0,5
19.	Kemurnian, % wt	<i>IMPCA</i> 001-14	Min. 99,85

Sumber: kaltimmetanol.com/product.html

Tabel 1. 4 Sifat Kimia dan Sifat Kimia Metanol

Sifat Kimia dan Sifat Fisika Metanol	
Nama Bahan	Metanol
Tampilan	Bersih
Bau-bauan	Bau alkohol
Ambang bau	4.2-5960 ppm
Titik lebur	-97,8°C
Kisaran titik didih	Tidak tersedia

Sifat Kimia dan Sifat Fisika Metanol	
Tingkat penguapan	4.1 (butil asetat = 1)
Temperatur autosulutuan	464 °C
Batas bawah ledakan	5.5 %
Batas atas ledakan	36.5 %
Rapatan Uap (udara=1)	1.1 (@ 20 °C)
Kelarutan air	Tidak tersedia
Viskositas	0.8 cP (20 °C, dinamis)
Solubilitas	Tidak tersedia
Keadaan fisika	Cairan
Warna	Tidak berwarna
kadar pH	Tidak berkenaan
Titik didih	64.6°C
Titik beku	-97,6°C
Flamabilitas	Tidak berkenaan
Titik nyala	11°C
Suhu dekomposisi	Tidak tersedia
Tekanan uap	12.8 kPa @20°C
Gravitasi Spesifik	792 kg/m ³
Koefisien partisi	-0,77
Viskositas, kinematik	Tidak tersedia
Kepadatan	0,791-0,793

Sumber: Methanex

1.3.3 Sejarah Teknologi Proses Pabrik Metanol

Proses produksi metanol industri konvensional melalui gas sintesis. Sebagian besar proses komersial dioperasikan dalam fase gas menggunakan katalis berbasis tembaga. Perbedaan utama di antara proses produksi metanol adalah dalam desain reaktor dan pengaturan katalis. Kemurnian yang diinginkan dari metanol yang dihasilkan mempengaruhi konfigurasi distilasi dan bahan baku yang dipilih. Ketika mempertimbangkan proses yang diketahui untuk produksi metanol, produksi dan pemurnian gas sintesis sangat penting karena efek biaya secara menyeluruh (Basile & Dalena, 2018).

Saat ini, sekitar 90% metanol dihasilkan dari gas alam (Blug dkk., 2014). Alur proses untuk produksi metanol paling sederhana relatif mudah, melibatkan tiga langkah dasar berikut (Basile & Dalena, 2018):

- Produksi gas sintesis;
- Konversi *syngas* menjadi *crude* metanol;
- Distilasi (*crude* metanol) untuk mencapai kemurnian yang diinginkan.

Berikut beberapa teknologi proses yang dibuat oleh beberapa perusahaan: (Basile & Dalena, 2018)

- a. Proses Sintesis Metanol Tekanan Tinggi - BASF
- b. Proses Sintesis Metanol - ICI's 100 atm
- c. Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah - Haldor Topsoe A/S
- d. Proses Sintesis Metanol - Kvaerner
- e. Teknologi Sintesis Metanol - Krupp Uhde's
- f. Proses Sintesis Metanol - Lurgi
- g. Proses Syntex LPM Process
- h. Proses Sintesis Metanol – *Liquid Phase*

Proses Imperial Chemical Industries (ICI) merupakan landasan sejarah dalam bidang sintesis metanol, yang merupakan terobosan nyata menuju proses tekanan rendah untuk sintesis metanol. Pada awal tahun 1900-an, pencapaian sintesis metanol yang efisien dengan tekanan operasi yang lebih rendah masih sulit dilakukan karena laju reaksi kimia relatif lambat dan memerlukan peralatan dengan ukuran yang sangat besar. Dengan kemajuan teknologi dan pengembangan bahan maupun peralatan yang dirancang lebih

baik, penelitian selanjutnya berfokus pada pencarian sistem sintesis katalitik yang lebih aktif pada tekanan 100 atm (Basile & Dalena, 2018).

Berdasarkan kemajuan teknologi pada tahun 1960-an, *Imperial Chemical Industries* (ICI) mengusulkan sistem katalis $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ yang mampu memastikan kinerja yang cukup baik pada suhu yang rendah. Pada tahun 2002 proses metanol tekanan rendah ICI diakuisisi oleh Johnson Matthey. Pada tahun 2003 sekitar 65% dari produksi metanol di dunia didasarkan pada proses tekanan rendah ICI. Proses ini ditandai dengan investasi yang lebih rendah dan biaya proses. Kondisi pengoperasian konverter berkisar antara 50-100 bar dan 240- 260°C. Skema proses sering dibagi menjadi dua bagian utama, yang pertama berfokus pada reformasi gas alam dan yang kedua pada konversi *syngas* menjadi metanol. Investasi modal untuk bagian manufaktur *syngas* biasanya lebih tinggi daripada sintesis metanol. Oleh karena itu, keuntungan pabrik terkait dengan integrasi panasnya yang efisien di antara unit-unit yang terlibat dalam dua tahap ini. Ekonomi proses global sangat bergantung pada *heat recovery* dan manajemen integrasi panas, serta skema *recycle*, pemurnian, dan pemisahan. Selain itu, masa pakai katalis memainkan peran penting dalam pemeliharaan dan peningkatan proses, sehingga secara langsung memengaruhi produktivitas pabrik. Teknologi proses yang digunakan pada pabrik ini, yaitu ICI karena sudah *proven* dan paling banyak digunakan pada industri metanol. Tabel 1.5 berikut merupakan beberapa teknologi proses sintesis metanol (Basile & Dalena, 2018):

Tabel 1. 5 Teknologi Sintesis Metanol

No	Spesifikasi	Lurgi	Nissue Topsoe	ICI	MGS	Kellog
1.	Kondisi Operasi: -Tekanan (bar) -Suhu (°C)	40-100 220-260	100-200 200-310	50-100 240-260	50-150 200-280	100-150 200-280
2.	Reaktor: -Karakteristik -Jumlah reaktor -Pendinginan	<i>Shell & tube</i> 1 Air pendingin (<i>on shell</i>)	Adiabatis (radial) 3-4 <i>Intermediete coolers</i>	<i>Quench</i> 1 <i>Cold quench</i>	Annular 1 Air Pendingin (<i>outer tube</i>)	Adiabatis (aksial) 3-4 <i>Intermediete coolers</i>
3.	Kelebihan	Efisiensi termal dan selektivitas yang tinggi, suhu lebih stabil	Kecepatan dan kapasitas produksi tinggi	Sudah terbukti yang paling banyak digunakan	Profil suhu ideal, katalis yang dibutuhkan sedikit	Kecepatan dan kapasitas produksi tinggi
4.	Kekurangan	Kapasitas produksi tidak terlalu besar	Tingginya kondisi operasi, menurunkan selektivitas	Efisiensi termal rendah, kerusakan katalis	Rumit, biaya reaktor mahal	Tingginya kondisi operasi, menurunkan selektivitas

Sumber: (Basile & Dalena, 2018)

Sintesis metanol pertama kali dilakukan dengan menggunakan katalis $\text{ZnO/Cr}_2\text{O}_3$ yang dikembangkan oleh *Baden Aniline and Soda Factory* (BASF), dikenal dengan proses tekanan tinggi pada 250-350 bar dan suhu 300-400°C. Setelah itu *Imperial Chemical Industries* (ICI) memperkenalkan katalis berbasis tembaga ($\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$). Keberadaan logam Cu dan Zn

berguna untuk meningkatkan keaktifan katalis sehingga memungkinkan berlangsungnya reaksi pada tekanan dan temperatur yang lebih rendah yaitu 50-100 bar dan 220-280°C.

Sebagian besar proses sintesis metanol beroperasi dalam fase gas dan menggunakan katalis berbasis tembaga. Secara khusus, katalis yang paling umum digunakan dalam industri produksi metanol tekanan rendah adalah formulasi CuO/ZnO/Al₂O₃, dan komposisi tergantung pada pabriknya. Kandungan CuO berkisar antara 20 dan 80% berat, sedangkan ZnO bervariasi dari 15 hingga 50% berat, kandungan alumina antara 4 dan 30% berat. Cu biasanya dianggap sebagai situs aktif, sedangkan sejumlah kecil atom Zn direduksi dari ZnO dan didekorasi pada nanopartikel Cu pada antarmuka. ICI mampu menghasilkan metanol pada tekanan sekitar 5 MPa (Basile & Dalena, 2018).

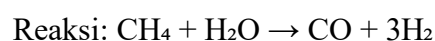
1.4 Pemilihan Proses

Pabrik metanol modern merupakan unit proses terintegrasi yang mengkonversi hidrokarbon (misalnya gas alam) serta CO₂ (misalnya dari *Flue gas*) menjadi metanol melalui serangkaian reaksi kimia yang meliputi *reforming*, konversi *syngas*, dan sintesis metanol. Pemilihan teknologi proses yang tepat sangat penting untuk memenuhi kriteria efisiensi, produktivitas, operasi yang andal, serta dampak lingkungan dan keselamatan kerja. Pada sub-bab ini dibahas perbandingan berbagai opsi teknologi termasuk aspek teknis proses, kondisi operasi, dan pertimbangan lingkungan/keselamatan untuk unit *reforming* (*steam reforming*, *dry reforming* dan *bi-reforming*) serta *Methanol synthesis*.

1.4.1 Pemilihan *Reforming*

Reforming bertujuan menghasilkan *syngas* (campuran CO dan H₂) yang kemudian disintesis menjadi metanol. Ada tiga opsi yang digunakan untuk pemilihan *reforming*:

1. *Steam Reforming*



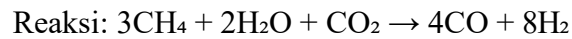
Teknologi yang paling matang secara komersial sejak dekade 1950-an.

2. *Dry Reforming*



Menggunakan CO_2 langsung sebagai reagen.

3. *Bi-Reforming* (kombinasi *Steam Reforming* dan *Dry Reforming*)



Menyeimbangkan rasio H_2/CO untuk keperluan sintesis metanol

1.4.1.1 Aspek Teknis Proses

1. *Steam Reforming*:

- Teknologi paling mapan dengan banyak referensi industri.
- Produktivitas H_2 tinggi karena reaksi menghasilkan 3 mol H_2 per mol CH_4 .
- Membutuhkan *steam* berlebih (*Steam/Carbon ratio* tinggi) untuk mencegah pembentukan coke.
- Sangat endotermik, sehingga memerlukan *furnace* eksternal dengan konsumsi panas besar.

2. *Dry Reforming*:

- Menggunakan CO_2 sebagai salah satu reagen, sehingga mengurangi jejak karbon.
- Cenderung menghasilkan rasio H_2/CO rendah (~ 1) yang kurang ideal untuk sintesis metanol langsung.
- Rawan coking tanpa dukungan katalis yang tepat.

3. *Bi-Reforming*

- Menggabungkan kelebihan *Steam Reforming* dan *Dry Reforming* untuk menghasilkan *syngas* dengan rasio H_2/CO mendekati 2, persis kebutuhan sintesis metanol.
- Cocok dengan feedstock yang mengandung CO_2 tinggi seperti *Flue gas* hasil carbon capture.
- Menurunkan kebutuhan *steam* relatif terhadap *steam reforming* saja.

Dalam konteks penggunaan feedstock *Flue gas* dari *carbon capture* yang mengandung CO_2 , *bi-reforming* memiliki keunggulan teknis karena menghasilkan *syngas* yang lebih seimbang dan mengurangi beban *steam*

sekaligus memanfaatkan CO₂ sebagai reagen.

1.4.1.2 Aspek Kondisi Operasi

1. *Steam Reforming*

Temperatur operasi umumnya 800–900 °C, tekanan 20–30 bar.

High *steam*/CH₄ ratio (≥ 2.5) diperlukan untuk mengurangi *coke*.

2. *Dry Reforming*

Temperatur lebih tinggi: 850–950 °C, tekanan lebih rendah (1–10 bar).

Rawan *coke* tanpa catalyst promoter.

3. *Bi-Reforming*

Temperatur operasi 850–900 °C, tekanan 20–30 bar untuk integrasi langsung dengan loop sintesis metanol.

Rasio CO₂/CH₄ dan *steam*/CH₄ dipilih sedemikian sehingga rasio *syngas* (H₂/CO) mendekati 2.

Bi-reforming memberikan kombinasi tekanan tinggi dan rasio H₂/CO yang unggul untuk produksi metanol, sedangkan *dry reforming* lebih cocok untuk *syngas* produksi rendah tekanan atau jika tujuan utama adalah pemanfaatan CO₂ tanpa mempertimbangkan integrasi tekanan tinggi.

1.4.1.3 Aspek Lingkungan dan Keselamatan

1. *Steam Reforming*:

- Membutuhkan panas eksternal tinggi → emisi CO₂ jika sumber panas tidak bersih.
- Penanganan *steam* bertekanan tinggi menuntut proteksi terhadap *equipment failure*.

2. *Dry Reforming*:

- Memanfaatkan CO₂ *feedstock* → potensi penurunan jejak karbon.
- Rawan pembentukan *coke* → potensi hotspot dan kerusakan katalis → harus ada kontrol operasi ketat.

3. *Bi-Reforming*:

- Integrasi CO₂ dan *steam* mengurangi emisi relatif karena penggunaan CO₂ *feedstock* secara produktif.
- Kontrol temperatur dan distribusi gas penting untuk keamanan

operasional karena panas reaksi tinggi.

Dari sisi lingkungan, proses yang memanfaatkan CO₂ sebagai reagen (*dry reforming* dan *bi-reforming*) unggul di atas *steam reforming* murni. Dari sisi keselamatan operasional, *bi-reforming* sedikit lebih kompleks tetapi risiko coking lebih rendah dibanding *dry reforming*, sekaligus memberikan profil gas yang optimal untuk sintesis metanol.

1.4.2 Pemilihan Sintesis Metanol

Beberapa konfigurasi reaktor sintesis metanol yang umum digunakan:

1. Reaktor piston / *fixed bed* dengan *bed catalyst* Cu/ZnO/Al₂O₃ (teknologi konvensional industri)
2. Reaktor *slurry* / *multi-tubular* dengan katalis serbuk
3. Reaktor bifase atau *membrane reactor* (riset / pilot)

1.4.2.1 Aspek Teknis Proses

- Katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ adalah yang paling banyak diterapkan karena memiliki aktivitas tinggi pada suhu moderat.
- Reaksi sintesis metanol ($4\text{CO} + 8\text{H}_2 \rightarrow 4\text{CH}_3\text{OH}$) eksotermik, sehingga kontrol suhu diperlukan untuk menghindari deactivation katalis.

Berikut operasi tipikal sintesis metanol:

- Temperatur operasi: 220–270 °C
- Tekanan operasi: 50–80 bar
- Rasio H₂/CO ideal: 2–2.2

1.4.2.2 Aspek Kondisi Operasi

Tabel 1. 6 Kondisi Operasi Sintesis Metanol

Parameter	Rentang
Temperatur	220–270 °C
Tekanan	50–80 bar
Catalyst	Cu/ZnO/Al ₂ O ₃
Feed syngas ideal	H ₂ /CO $\approx$ 2

Proses ini dirancang untuk mengoptimalkan konversi metanol per *pass*, meminimalkan kebutuhan recycle dan memaksimalkan umur katalis.

1.4.2.3 Aspek Lingkungan dan Keselamatan

- Tekanan tinggi → potensi risiko kebocoran dan kerusakan seal, sehingga unit ini memerlukan sistem proteksi tekanan dan inspeksi berkala.
- Katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ relatif aman dibanding katalis berbasis nikel (yang toxic jika terhirup).
- Proses eksotermik → memerlukan heat removal system yang baik agar tidak terjadi run-away reaction.

Tabel 1. 7 Perbandingan Singkat Aspek Teknis, Operasi, Lingkungan/Keselamatan

Aspek	<i>Steam Reforming</i>	<i>Dry Reforming</i>	<i>Bi-Reforming</i>	<i>Methanol Synthesis</i>
Teknis	MAPAN, efisien H ₂	CO ₂ utilization	<i>Syngas</i> optimal	Metanol <i>yield</i> tinggi
Operasi	T tinggi, banyak <i>steam</i>	T sangat tinggi	Tekanan tinggi, moderat <i>steam</i>	Tekanan tinggi, suhu mod
Lingkungan	Beban panas besar	CO ₂ sink rendah	CO ₂ utilization	Emisi rendah
Safety	<i>Steam/heat risk</i>	<i>Coke risk</i>	<i>Complex control</i>	High pressure risk

Pemilihan Teknologi Proses:

Berdasarkan kajian aspek teknis, kondisi operasi, serta aspek lingkungan/keselamatan, pilihan teknologi yang paling sesuai untuk pabrik metanol yang memanfaatkan *Flue gas* dan gas alam adalah:

1. *Bi-Reforming*

- Mengoptimalkan pemanfaatan CO₂ dari *Flue gas*
- Menghasilkan *syngas* dengan rasio H₂/CO yang cocok (≈ 2)
- Efisien panas relatif terhadap *steam reforming* murni

2. *Methanol Synthesis* dengan katalis Cu/ZnO/Al₂O₃

- Teknologi industri mapan
- Kondisi operasi moderate dan aman

- Konversi metanol tinggi dalam sistem *reaktor fixed bed* atau *multi-tubular*

Pemilihan proses *reforming* dan sintesis metanol dalam perancangan pabrik metanol didasarkan atas keseimbangan antara efisiensi teknis, kondisi operasi yang aman dan stabil, serta dampak lingkungan yang minimal. *Bi-reforming* dengan katalis Ni/CeO₂/Al₂O₃ dipilih sebagai unit *reforming* utama karena kemampuan integrasi CO₂ dari *Flue gas* dan menghasilkan *syngas* yang sesuai kebutuhan sintesis metanol. Selanjutnya, proses sintesis metanol menggunakan katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ dengan operasi pada tekanan dan suhu moderat untuk menghasilkan produk metanol berkualitas dengan produktivitas tinggi.

1.4.3 Analisis Perbandingan dan Pembobotan Pemilihan Proses

Penentuan teknologi pembentukan gas sintesis (*syngas*) sebagai bahan baku produksi metanol dilakukan melalui analisis komparatif antara beberapa teknologi *reforming* yang umum digunakan di industri, yaitu *Steam Reforming*, *Dry Reforming*, dan *Bi-Reforming*. Ketiga teknologi tersebut memiliki karakteristik berbeda dalam hal sumber reaktan, rasio gas sintesis yang dihasilkan, serta kebutuhan energi proses.

Metode evaluasi dilakukan menggunakan matriks pembobotan kuantitatif yang diklasifikasikan ke dalam tiga parameter utama, yaitu aspek teknis proses, kondisi operasi, serta aspek lingkungan dan keselamatan. Pembobotan ditentukan berdasarkan tingkat kepentingan masing-masing parameter terhadap keberhasilan operasi pabrik metanol secara keseluruhan.

a) Aspek Teknis Proses (*Process Technicality*) – Bobot 0,50

Aspek teknis proses diberikan bobot terbesar yaitu 50%, karena keberhasilan proses *reforming* sangat menentukan kualitas gas sintesis yang dihasilkan untuk tahap sintesis metanol. Gas sintesis yang digunakan dalam produksi metanol harus memiliki rasio stoikiometri (H₂-CO₂)/(CO+CO₂) mendekati 2, sehingga mampu menghasilkan konversi metanol yang optimal pada reaktor sintesis (Towler & Sinnott, 2021).

Selain itu, stabilitas operasi *reformer* serta ketahanan katalis terhadap

pembentukan karbon (*coking*) juga menjadi faktor penting dalam menentukan keberlanjutan operasi pabrik. Proses reforming yang tidak stabil dapat menyebabkan penurunan aktivitas katalis serta peningkatan biaya operasional akibat kebutuhan regenerasi katalis yang lebih sering.

Sub-kriteria yang dievaluasi pada parameter ini meliputi kesesuaian bahan baku dengan teknologi *reforming*, kemampuan menghasilkan rasio *syngas* yang sesuai untuk sintesis metanol, stabilitas katalis selama operasi, serta tingkat kematangan teknologi yang telah terbukti secara komersial di industri (Rostrup-Nielsen, 2011).

Dalam konteks prarancangan pabrik ini, aspek teknis menjadi prioritas utama karena gas sintesis yang dihasilkan harus memenuhi spesifikasi komposisi tertentu agar proses sintesis metanol dapat berlangsung secara optimal dan efisien.

b) Kondisi Operasi (*Operating Conditions*) – Bobot 0,20

Parameter kondisi operasi diberikan bobot 20% karena berkaitan dengan kebutuhan energi proses, spesifikasi material konstruksi peralatan, serta biaya utilitas yang diperlukan selama operasi pabrik. Proses *reforming* umumnya berlangsung pada temperatur tinggi (700–1000°C) dan tekanan menengah hingga tinggi, sehingga memerlukan sistem pemanasan yang besar serta material peralatan yang mampu menahan kondisi ekstrem tersebut (Towler & Sinnott, 2021).

Perbedaan kondisi operasi antar teknologi *reforming* akan mempengaruhi kebutuhan energi pemanasan, efisiensi termal proses, serta ukuran peralatan yang digunakan. *Steam reforming*, misalnya, memerlukan energi panas yang cukup besar untuk mempertahankan reaksi endotermik pada suhu tinggi. Sementara itu, *dry reforming* juga berlangsung pada temperatur tinggi namun memiliki kecenderungan pembentukan karbon yang lebih besar pada katalis.

Meskipun efisiensi energi penting dalam desain pabrik, parameter ini tetap ditempatkan di bawah aspek teknis karena keberhasilan produksi metanol sangat bergantung pada kualitas gas sintesis yang dihasilkan.

c) Aspek Lingkungan dan Keselamatan (*Environment & Safety*) – Bobot

0,30

Parameter lingkungan dan keselamatan diberikan bobot 30% karena semakin ketatnya regulasi industri terhadap emisi gas rumah kaca dan keselamatan proses. Evaluasi pada aspek ini difokuskan pada kemampuan proses dalam mengurangi emisi karbon dioksida (CO₂), potensi pembentukan limbah atau produk samping yang berbahaya, serta risiko keselamatan akibat kondisi operasi suhu tinggi dan penggunaan gas mudah terbakar seperti hidrogen dan karbon monoksida (Speight, 2019).

Pemanfaatan CO₂ sebagai bahan baku dalam proses reforming menjadi salah satu faktor penting dalam evaluasi aspek lingkungan, karena dapat mendukung konsep pengurangan emisi karbon dan peningkatan efisiensi pemanfaatan sumber daya. Teknologi yang mampu memanfaatkan CO₂ secara langsung akan memberikan keuntungan tambahan dari sisi keberlanjutan lingkungan.

Selain itu, faktor keselamatan juga dipertimbangkan karena proses *reforming* melibatkan gas mudah terbakar serta kondisi operasi temperatur tinggi yang memerlukan sistem pengendalian proses dan proteksi keselamatan yang memadai.

Tabel 1. 8 Analisis Perbandingan dan Pembobotan Pemilihan Proses

Aspek Penilaian	Parameter Evaluasi	Bobot	Skor <i>Steam Reforming</i>	Skor <i>Dry Reforming</i>	Skor <i>Bi-Reforming</i>
1. Aspek Teknis Proses (0,50)					
Kesesuaian Bahan Baku	Gas alam sangat cocok sebagai feed utama dan teknologi telah mapan.	0,10	90	75	85
Pemanfaatan CO ₂	Tidak memanfaatkan CO ₂ secara langsung dalam reaksi utama.	0,10	60	90	95
Rasio Syngas (H ₂ /CO)	Rasio H ₂ tinggi (~3) sehingga perlu penyesuaian sebelum sintesis metanol.	0,10	75	65	95
Stabilitas Katalis / Coking	Risiko coking relatif rendah karena adanya steam berlebih.	0,10	85	60	80
Kematangan Teknologi	Teknologi sangat matang dan banyak diterapkan secara industri.	0,10	95	70	85
2. Kondisi Operasi (0,20)					
Temperatur Operasi	Beroperasi pada suhu tinggi 800–900°C dengan kebutuhan panas besar.	0,10	75	65	80

Tekanan Operasi	Beroperasi pada tekanan menengah 20–30 bar sehingga mudah diintegrasikan dengan sintesis metanol.	0,10	85	65	90
3. Aspek Lingkungan dan Keselamatan (0,30)					
Emisi Karbon	Emisi CO ₂ relatif tinggi karena kebutuhan panas furnace besar.	0,15	65	80	90
Risiko Operasi	Risiko coking rendah namun membutuhkan pengendalian furnace dan steam tekanan tinggi.	0,10	80	65	75
Efisiensi Energi	Konsumsi energi relatif tinggi akibat kebutuhan steam dan furnace.	0,05	70	75	85
TOTAL ($\sum(W_i \times S_i)$)		1,0	78,5	71,0	87,5
Kategori Penilaian	0–25 = Kurang, 26–50 = Cukup, 51–75 = Baik, 76–100 = Sangat Baik		Sangat Baik	Baik	Sangat Baik

1.5 Kapasitas Produksi

Penentuan kapasitas produksi pabrik metanol memperhatikan beberapa faktor yang harus dipertimbangkan yaitu kapasitas minimum dari pabrik yang telah ada, ketersediaan bahan baku, dan kebutuhan pasar.

1.5.1 Kapasitas Pabrik yang telah Berdiri

Dalam penentuan kapasitas pabrik, hal penting yang harus diperhatikan adalah kapasitas pabrik yang telah ada, baik di dalam negeri maupun diluar negeri. Hal ini guna untuk memperkirakan kapasitas pendirian pabrik agar tidak terlalu jauh berbeda dari kapasitas pabrik yang telah ada. Kapasitas pabrik metanol yang telah berdiri dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1.5 Kapasitas pabrik metanol yang telah beridiri di Dunia

Pabrik Metanol	Lokasi	Kap. (Ton/Tahun)	Sumber
George Olah,Vulcanol	Islandia	1.700.000	analytics.com
CelanaseCanada,Edmonton,Alberta	Canada	765.000	analytics.com
Beaumont Metanol,Beaumont	USA	840.000	Thermofisher.com
Bio MCN	Belanda	1.000.000	Thermofisher.com
PT.Kaltim Metanol Industri	Indonesia	660.000	Kemenperin.go.id

1.5.2 Kebutuhan Pasar

Kebutuhan pasar dipengaruhi oleh jumlah produksi nasional, *import*, *export* dan kebutuhan nasional. Untuk data import dan export tersedia di data BPS, sedangkan data produksi dari PT. Kaltim *Methanol* Industri tidak tersedia, asumsi PT. Kaltim *Methanol* Industri memproduksi sebanyak 660.000 ton per tahun. Kebutuhan nasional pada tabel 1.8 didapat dari persamaan:

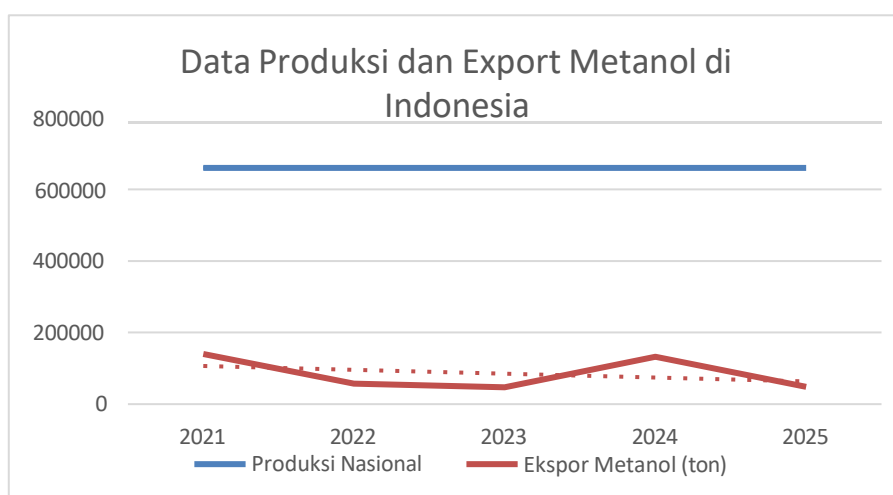
$$\text{Kebutuhan nasional} = \text{Impor} - \text{Ekspor} + \text{Produksi} \quad (1.1)$$

Tabel 1. 9 Data Metanol tahun 2021 hingga 2025 (BPS,2025)

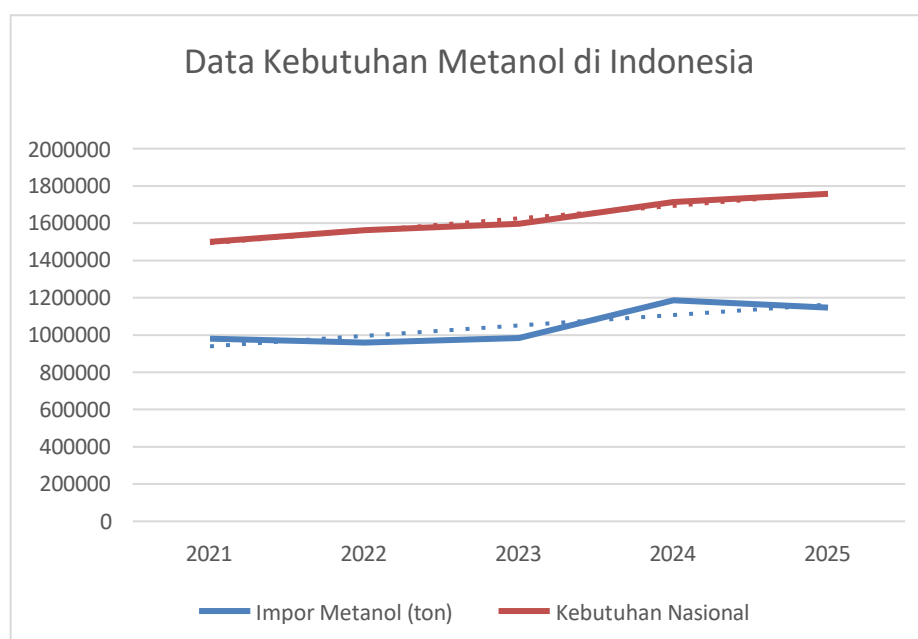
Tahun	Produksi Nasional(TP Y)	Ekspor Metanol(TP Y)	Impor Metanol (TPY)	Kebutuhan Nasional(TPY)
2021	660000	140141.5531	979974	1499833
2022	660000	57155.1506	959237	1562082

2023	660000	47070.3745	984164	1597094
2024	660000	132,285	1186274	1713988
2025	660000	48789.688	1146427	1757637

Berdasarkan data kebutuhan impor metanol di Indonesia pada tabel 1.8 dapat dilihat bahwa kebutuhan metanol di Indonesia cukup besar. Kebutuhan *import* metanol di Indonesia mulai dari tahun 2021 sampai 2025 pertahun mengalami peningkatan.



Gambar 1. 4 Data Produksi dan Expor Metanol di Indonesia (BPS,2025)



Gambar 1. 5 Kebutuhan Nasional dan Impor Metanol di Indonesia (BPS,2025)

Dari data tabel 1.8 dapat dilakukan pencarian persen pertumbuhan dengan persamaan sebagai berikut:

$$\text{persen pertumbuhan} = (\text{nilai akhir} - \text{nilai awal}) / \text{nilai awal} \quad (1.2)$$

Tabel 1. 10 Persen pertumbuhan (BPS,2025)

Tahun	Produksi Nasional	Ekspor Metanol	Impor Metanol	Kebutuhan Nasional
2021	-	-	-	-
2022	0.00%	-59.22%	-2.12%	4.15%
2023	0.00%	-17.64%	2.60%	2.24%
2024	0.00%	181.04%	20.54%	7.32%
2025	0.00%	-63.12%	-3.36%	2.55%
Rata-rata	0.00%	10.26%	4.41%	4.06%

Perhitungan persamaan 1.2 menghasilkan persen pertumbuhan sesuai dengan tabel 1.9. Kebutuhan pada tahun 2030 dengan peluang kapasitas pabrik yang ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan menutupi nilai impor dari luar negeri. Rumus menghitung kapasitas pabrik tahun 2030 dapat ditentukan melalui metode *discounted* sebagai berikut:

$$X = X_0(1+i)^n \quad (1.3)$$

Keterangan:

X = jumlah kapasitas pada tahun pabrik didirikan

X₀ = data terakhir

i = rata-rata pertumbuhan

n = selisih tahun pendirian pabrik (2030-2025 = 5 tahun)

Tabel 1. 11 Rata-rata pertumbuhan dan nilai di tahun 2030 (BPS,2025)

Catatan	Produksi Nasional	Ekspor Metanol	Impor Metanol	Kebutuhan Nasional
Rata-rata pertumbuhan	0.00%	10.26%	4.41%	4.06%

Tahun 2030 (TPY)	660000	79525.99	1422852	2145064.47
-----------------------------	--------	----------	---------	------------

Pabrik akan didirikan pada tahun 2030, diharapkan tidak ada lagi impor di tahun 2030 sehingga impor pada tahun 2030 diberhentikan. Gunakan tabel 1.10 untuk mencari nilai kapasitas pabrik dengan persamaan berikut (Max dkk., 1991) :

$$m1 + m2 + m3 = m4 + m5 \quad (1.4)$$

Keterangan :

$m1$ = nilai impor tahun 2030 (ton/tahun)

= 1.422.852 ton/tahun (Setelah dibangun pabrik tahun 2030, target impor = 0)

$m2$ = nilai produksi pabrik dalam negeri tahun 2030 (ton/tahun)

= 600.000 ton/tahun

$m3$ = kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2030 (ton/tahun)

$m4$ = nilai ekspor tahun 2030 (ton/tahun)

$m4$ = 79525 ton/tahun

$m5$ = nilai konsumsi tahun 2030 (ton/tahun) = nilai kebutuhan nasional

= 2.145.064 ton/tahun

Sehingga:

$$m3 = (m4 + m5) - (m1 + m2) = 1.564.590 \text{ ton/tahun}$$

Kapasitas pabrik pada tahun 2030 sesuai hitungan $m3$ adalah 1.564.590 ton/tahun atau setara dengan 3.650 ton/day agar impor metanol tahun 2030 = 0. Penulis mengambil kapasitas produksi pabrik metanol 85% dari nilai $m3$ yang sudah dihitung maka :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pabrik} &= 85\% \times m3 \\ &= 85\% \times 1.564.590 \text{ ton/tahun} \\ &= 1.329.901,5 \text{ ton/tahun} \\ &= 3.643,57 \text{ ton/day (angka dibulatkan menjadi 3.650} \\ &\quad \text{ton/day)} \end{aligned} \quad (1.5)$$

Kapasitas pabrik metanol yang akan dibangun = 3.650 ton/day

1.5.3 Ketersediaan Bahan Baku

Pada perancangan pabrik metanol ini, terdapat beberapa bahan baku

yang akan digunakan yaitu *Flue gas* (CO₂), *steam* (H₂O) dan Gas Alam (CH₄). *Flue gas* didapat dari gas buang hasil pembakaran di Pertamina RU IV Cilacap, *steam* didapat dari Utilities Pertamina RU IV Cilacap sedangkan gas alam didapat dari sambungan pipa PGN ke Pertamina RU IV Cilacap,

Tabel 1. 12 Data Ketersediaan bahan baku CO₂ dan kebutuhan gas alam

Jumlah Total <i>Flue gas</i> di RU IV Cilacap		
<i>Flue gas from Fuel Gas</i>	15767.62	TPD
<i>Flue gas from Fuel Oil</i>	3675.15	TPD
TOTAL FLUE GAS	19442.77	TPD
Kapasitas Natural Gas	135.89	MMSCFD
Total 78% <i>Flue gas</i>	15165.36	TPD
Total 78% CO₂	2256.70	TPD

Sumber: Data *Flue gas* RU IV Cilacap dan kebutuhan *Natural Gas*

Bahan baku gas alam didapat dari transmisi jalur pipa PGN yang memiliki kapasitas 350 MMSCFD - 500 MMSCFD (ESDM,2022) dan BFW yang diperlukan sebanyak 1675 TPD. *Natural Gas* yang diperlukan untuk pembangunan pabrik metanol dengan kapasitas 3.650 ton/day sebanyak 135,89 *Million Standard Cubic Feet per Day* (MMSCFD) dan *Flue gas* ideal yang diperlukan 78% dari total bahan baku agar fleksibilitas operasi terjaga sebanyak 15.165,36 ton/day, sehingga bahan baku *Flue gas* masih bisa dipenuhi oleh Pertamina RU IV Cilacap dan *Natural Gas* masih bisa dipenuhi sesuai desain pipa PGN.

Dengan mempertimbangkan jumlah bahan baku di lokasi pabrik, kebutuhan metanol tahun 2030 dari persen pertumbuhan dan kapasitas pabrik yang telah berdiri, didapatkan kesimpulan bahwa di Pertamina RU IV Cilacap bisa membuat pabrik metanol dengan kapasitas 3.650 ton/day. Penulis merencanakan pembangunan Pabrik Metanol dengan kapasitas 3.650 ton/day, umpan utama berupa gas alam yang terdiri dari sebagian besar gas metana dan CO₂ dari *carbon capture*. Pemilihan umpan *Flue gas* ini karena penulis ingin berupaya membantu pemerintah dalam pemanfaatan *Natural Gas* dan membantu upaya pemerintah dalam menanggulangi perubahan iklim menuju

Net Zero Emission 2060 Bahan baku gas alam didapat dari transmisi jalur pipa PGN yang memiliki kapasitas 350 MMSCFD - 500 MMSCFD (ESDM,2022) dan BFW yang diperlukan sebanyak 1675 TPD. *Natural Gas* yang diperlukan untuk pembangunan pabrik metanol dengan kapasitas 3.650 ton/day sebanyak 135,89 *Million Standard Cubic Feet per Day* (MMSCFD) dan *Flue gas* ideal yang diperlukan 78% dari total bahan baku agar fleksibilitas operasi terjaga sebanyak 15.165,36 ton/day, sehingga bahan baku *Flue gas* masih bisa dipenuhi oleh Pertamina RU IV Cilacap dan *Natural Gas* masih bisa dipenuhi sesuai desain pipa PGN.

Dengan mempertimbangkan jumlah bahan baku di lokasi pabrik, kebutuhan metanol tahun 2030 dari persentase pertumbuhan dan kapasitas pabrik yang telah berdiri, didapatkan kesimpulan bahwa di Pertamina RU IV Cilacap bisa membuat pabrik metanol dengan kapasitas 3.650 ton/day. Penulis merencanakan pembangunan Pabrik Metanol dengan kapasitas 3.650 ton/day, umpan utama berupa gas alam yang terdiri dari sebagian besar gas metana dan CO₂ dari *carbon capture*. Pemilihan umpan *Flue gas* ini karena penulis ingin berupaya membantu pemerintah dalam pemanfaatan *Natural Gas* dan membantu upaya pemerintah dalam menanggulangi perubahan iklim menuju *Net Zero Emission 2060*. Bahan baku gas alam didapat dari transmisi jalur pipa PGN yang memiliki kapasitas 350 MMSCFD - 500 MMSCFD (ESDM,2022) dan BFW yang diperlukan sebanyak 1675 TPD. *Natural Gas* yang diperlukan untuk pembangunan pabrik metanol dengan kapasitas 3.650 ton/day sebanyak 135,89 *Million Standard Cubic Feet per Day* (MMSCFD) dan *Flue gas* ideal yang diperlukan 78% dari total bahan baku agar fleksibilitas operasi terjaga sebanyak 15.165,36 ton/day, sehingga bahan baku *Flue gas* masih bisa dipenuhi oleh Pertamina RU IV Cilacap dan *Natural Gas* masih bisa dipenuhi sesuai desain pipa PGN.

Dengan mempertimbangkan jumlah bahan baku di lokasi pabrik, kebutuhan metanol tahun 2030 dari persentase pertumbuhan dan kapasitas pabrik yang telah berdiri, didapatkan kesimpulan bahwa di Pertamina RU IV Cilacap bisa membuat pabrik metanol dengan kapasitas 3.650 ton/day. Penulis merencanakan pembangunan Pabrik Metanol dengan kapasitas 3.650 ton/day,

umpan utama berupa gas alam yang terdiri dari sebagian besar gas metana dan CO₂ dari *carbon capture*. Pemilihan umpan *Flue gas* ini karena penulis ingin berupaya membantu pemerintah dalam pemanfaatan *Natural Gas* dan membantu upaya pemerintah dalam menanggulangi perubahan iklim menuju *Net Zero Emission 2060*.

1.6 Pemilihan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pembangunan pabrik menjadi faktor penting dimana didasarkan pada tempat dengan kemudahan transportasi, kemudahan bahan baku, kondisi lingkungan dan iklim. Pembangunan pabrik direncanakan akan berdiri di Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah dimana kondisi daerah sesuai dengan gambar 1.5. Pertimbangan pemilihan *Refinery Unit IV Cilacap* sebagai tempat pembangunan pabrik adalah sebagai berikut:

A. Transportasi dan Pemasaran

Kabupaten Cilacap mempunyai akses transportasi yang strategis di dekat Samudra Hindia dan mendukung transportasi darat, sehingga hal ini memudahkan untuk mobilitas kebutuhan distribusi dan pemasaran produk.

B. Ketersediaan bahan baku

Pertamina RU IV Cilacap diidentifikasi memiliki keunggulan kompetitif tertinggi dalam aspek keamanan pasokan bahan baku. Sebagai kilang dengan kapasitas produksi terbesar di Indonesia yang mencapai 348.000 barel per hari (bph), RU IV memiliki kemampuan throughput yang stabil untuk menjamin kontinuitas pasokan feedstock *Flue gas*. Strategi ketahanan panas nasional, efisiensi ekonomi, dan transisi panas yaitu dengan penyambungan pipa gas PGN ke seluruh Jawa salah satunya jalur gas Cisem II cabang distribusi Tegal → Cilacap yang akan dialirkan ke *Refinery Unit IV Cilacap* untuk kebutuhan gasifikasi. Baku gas alam yang diperoleh dari penyambungan pipa gas PGN ke *Refinery Unit IV Cilacap*. Penambahan unit *carbon capture* juga digunakan sebagai *supply feed* dari CO₂ yang ditangkap dari beberapa *Plant Refinery Unit IV Cilacap*. Sehingga pemilihan lokasi di *Refinery Unit IV Cilacap* akan memudahkan dalam pemasok bahan baku di

pabrik yang akan kami rancang.

C. Kesiapan infrastruktur utilitas

Dalam memenuhi kebutuhan listrik pada pabrik metanol, pasokan listrik didapat dari Unit Utilities dengan kapasitas total sebesar 112 MW terdiri dari turbin uap 4 x 8 MW dan 4 x 20 MW. Penambahan *daya* bisa dilakukan dengan melakukan sinergi BUMN dengan PT PLN Persero.

Dalam memenuhi kebutuhan air utilitas didapat dari unit Utilities yang diambil dari sungai donan sehingga memiliki pasokan air yang memadai.

D. Karakteristik geoteknik dan *daya* dukung tanah

Secara geologis, area kawasan industri Lomanis, Cilacap, memiliki struktur tanah yang relatif stabil dan telah terbukti mampu menopang beban statis maupun dinamis dari peralatan kilang berskala besar selama puluhan tahun. Stabilitas tanah ini sangat krusial untuk memitigasi risiko penurunan fondasi (*settlement*) yang dapat merusak integritas mekanik kolom distilasi dan reaktor bertekanan tinggi (Badan Geologi, 2025).

E. Kondisi klimatologi lokasi

Kondisi klimatologi di Cilacap mendukung operasional pabrik yang optimal sepanjang tahun. Berdasarkan data historis, suhu rata-rata harian berkisar pada 26°C dengan kelembapan relatif yang moderat (*Weather Spark*, 2024). Profil suhu lingkungan yang tidak ekstrem ini menguntungkan dari sisi termodinamika, karena mengurangi beban kerja pada sistem pendingin (*cooling water system*) dan meminimalkan kerugian panas akibat penguapan (*evaporative loss*) pada tangki penyimpanan.

F. Geografis Lokasi Pabrik

Terlihat pada maps pada gambar 1.6 dibawah ini adalah merupakan letak dimana Pabrik Metanol akan didirikan mengacu pada pertimbangan semua aspek diatas.



Gambar 1. 6 Lokasi Pembangunan Pabrik Metanol ex Drum *Plant* RU IV Cilacap (Maps, 2025)

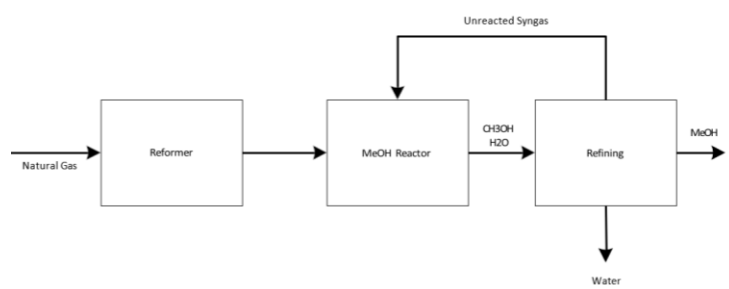
1.7 Sarana Prasarana

Dalam memenuhi kebutuhan listrik, *steam*, *cooling water* pada pabrik metanol sudah terpenuhi di *Refinery* Unit IV Cilacap.

BAB II. URAIAN PROSES

2.1 Metode Produksi Metanol

Proses produksi metanol industri konvensional melalui gas sintesis. Sebagian besar proses komersial dioperasikan dalam fase gas menggunakan katalis berbasis tembaga. Perbedaan utama di antara proses produksi metanol adalah dalam desain reaktor dan pengaturan katalis. Kemurnian yang diinginkan dari metanol yang dihasilkan mempengaruhi konfigurasi distilasi dan bahan baku yang dipilih. Ketika mempertimbangkan proses yang diketahui untuk produksi metanol, produksi dan pemurnian gas sintesis sangat penting karena efek biaya keseluruhannya (Basile & Dalena, 2018).



Gambar 2. 1 Skema Proses Sintesis Metanol (Basile & Dalena, 2018)

Saat ini, sekitar 90% metanol dihasilkan dari gas alam. Gambar 2.1 merupakan skema proses sintesis metanol dari gas alam. Alur proses untuk produksi metanol paling sederhana relatif mudah, melibatkan tiga langkah dasar berikut (Basile & Dalena, 2018):

- Produksi gas sintesis;
- Konversi *syngas* menjadi *crude* metanol;
- Distilasi (*crude* metanol) untuk mencapai kemurnian yang diinginkan.

2.2 Tahap *Carbon Capture*

Carbon Capture atau penyimpanan karbon, yang mana sering disebut sebagai penangkapan dan penyerapan karbon (*carbon capture and sequestration*), mencegah pelepasan sejumlah besar CO₂ ke atmosfer. Teknologi ini mencakup menangkap, memadatkan, dan mengangkut CO₂ yang dihasilkan oleh pabrik industri besar dan kemudian dengan hati-hati memasukkannya ke dalam formasi batuan yang sangat dalam untuk penyimpanan permanen (*Global CCS Insitute*, 2011).

Pertama, CO₂ dihilangkan atau dipisahkan dari pembangkit listrik atau pabrik batubara, dan dari produksi baja dan semen. Ada 3 jenis *capture*: *oxyfuel combustion*, *post-combustion*, dan *pre-combustion*. Metode ini disebut penangkapan karbon dan dapat menangkap 90% CO₂ (*CCSassociation.org*).

Carbon Capture melibatkan penangkapan CO₂ dari emisi industri (pembangkit listrik bahan bakar fosil) untuk menghasilkan aliran CO₂ yang relatif murni melalui berbagai teknologi, seperti:

a. *Pre-combustion System*

Pre-combustion merupakan proses penangkapan CO₂ dari bahan bakar fosil sebelum proses pembakaran. Sistem ini mengolah bahan bakar utama dengan uap dan udara atau oksigen dalam reaktor menjadi campuran karbon H₂ (*syngas*) dan monoksida (CO) sebagai komponen utama. (IEA, 2013, IPCC, 2005).

b. *Post-combustion System*

Post-combustion dirancang untuk menghilangkan CO₂ dari gas buang yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar primer di udara. Sistem ini biasanya menggunakan pelarut cair untuk menangkap sebagian kecil dari CO₂ yang ada dalam aliran gas buang, biasanya 3-15% volume. Komponen utamanya adalah nitrogen (dari udara). Pelarut organik seperti *Mono-EthanolAmine* (MEA) (IEA, 2013, IPCC, 2005).

c. *Oxyfuel combustion System*

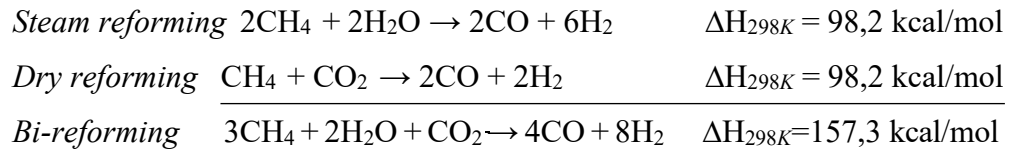
Sistem ini menggunakan O₂ untuk memproduksi gas buang dan uap air dalam bentuk CO₂ dengan konsentrasinya yang tinggi dari uap air (≥80% volume). Sistem ini menghilangkan uap air dari gas buang dengan mendinginkan dan mengompresi aliran gas. *Oxyfuel* membutuhkan pemisahan oksigen dari udara pada kemurnian 95-99%, akan tetapi untuk menghilangkan polusi udara dan gas yang tidak dapat terkondensasi (seperti nitrogen) dari emisi CO₂, diperlukan pemrosesan lebih lanjut sebelum dikirim ke penyimpanan (IEA, 2013, IPCC, 2005).

2.3 Tahap *Bireforming*

Gas proses yang sudah diolah pada *Feed Treating*, setelah itu diproses di *Reforming*. Pada *Reforming*, gas alam (*Natural Gas*) yang telah bersih dicampur dengan *steam*, dipanaskan, lalu direaksikan di *primary reformer*, hasil yang berupa gas-gas dari H₂, CO, CO₂, dan sebagian dari CH₄ (*methane slip*) dikirim ke *secondary reformer* untuk direaksikan dengan udara sehingga CH₄ (*methane slip*) mampu terkonversi semua (Hooper, 1991). Cara yang lebih efisien memanfaatkan sumber *daya* gas alam dan untuk mengubah CO₂ menjadi metanol adalah dengan menggabungkan *steam* dan *dry reforming* metana yang disebut *bi-reforming*. Dalam penggunaannya untuk sintesis metanol, semua hidrogen dan karbon monoksida yang ada dalam *syngas* dikonversi menjadi metanol dengan hanya sedikit pembentukan produk sampingan. Panas yang dibutuhkan dapat berasal dari sumber eksternal apa pun. Jika panas disediakan oleh sumber panas terbarukan atau panas atom, *bi-reforming* tidak memerlukan pembakaran sebagian dari gas alam (metana). Dalam implementasi ini, tidak ada karbon dioksida berbahaya yang dihasilkan dari proses dan semua karbon dalam metana terkonversi menjadi produk metanol (Olah, 2018). Berikut ini reaksi untuk memproduksi *syngas* dari konversi CO₂ yang ditangkap menjadi *Methanol* dengan hidrogenasi katalitik (Olah, 2018).

Reaksi sintesis *Methanol* dengan hidrogenasi CO₂ menjadi *Methanol* (Olah, 2018): $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$ $\Delta H_{298K} = -86,8 \text{ kcal/mol}$

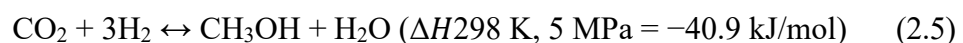
Konversi CO₂ menjadi *Methanol* lebih baik menggunakan *bi-reforming*, karena semua hidrogen dan karbon monoksida yang ada dalam *syngas* dapat terkonversi menjadi metanol tanpa pembentukan produk samping (Olah, 2018):



2.4 Tahap Syntesis Methanol

Campuran *syngas* (H₂, CO, dan CO₂) diproduksi terutama oleh *steam reforming* dan *autothermal reforming* (ATR) gas alam. Namun, itu juga diperoleh dengan *partial oxidation* (PO) metana atau bahan berbasis karbon yang berbeda seperti batu bara, minyak berat, atau biogas (Basile and Dalena 2018).

Reaksi katalitik tekanan rendah dari *syngas* adalah salah satu teknologi yang berlaku untuk memproduksi metanol. Kondisi operasi pada tekanan rendah memungkinkan untuk konversi metanol dan menghambat produksi hasil sampingan. Hal ini menyebabkan selektivitas yang tinggi ≥ 99 . Karbon dioksida dan karbon monoksida dapat bereaksi dengan hidrogen membentuk metanol dengan air sebagai produk samping. Suhu di dalam reaktor memengaruhi laju konversi, produksi produk sampingan yang tidak diinginkan, dan laju *recycle*. *Recycle* gas yang tidak bereaksi diperlukan karena konversi kesetimbangan reaksi rendah (Lucking, 2017).



Reaksi ini bersifat eksotermik dan menyebabkan penurunan jumlah molekul yang ada, menurut Prinsip Le Chatelier produktivitas dapat ditingkatkan dengan meningkatkan tekanan dan menurunkan suhu. Hasil dari reaksi *stoichiometries*, *stoichiometric number* (SN) untuk komposisi umpan diturunkan. Untuk sintesis metanol nilai ideal SN adalah lebih dari dua yang menunjukkan kelebihan hidrogen (Lucking, 2017).

$$\text{SN} = \frac{(\text{H}_2) - (\text{CO}_2)}{(\text{CO}) + (\text{CO}_2)} \quad (2.6)$$

Cara yang lebih efisien memanfaatkan sumber *daya* gas alam dan untuk mengubah CO₂ menjadi metanol adalah dengan menggabungkan *steam* dan *dry reforming* metana yang disebut *bi-reforming*. Dalam penggunaannya untuk sintesis metanol, semua hidrogen dan karbon monoksida yang ada dalam *syngas* dikonversi menjadi metanol dengan hanya sedikit pembentukan produk samping. Panas yang dibutuhkan dapat berasal dari sumber eksternal apa pun.

Reaksi sintesis *Methanol* dari *syngas* keluaran *bireforming*: (Olah dkk. 2018)

Methanol Synthesis :

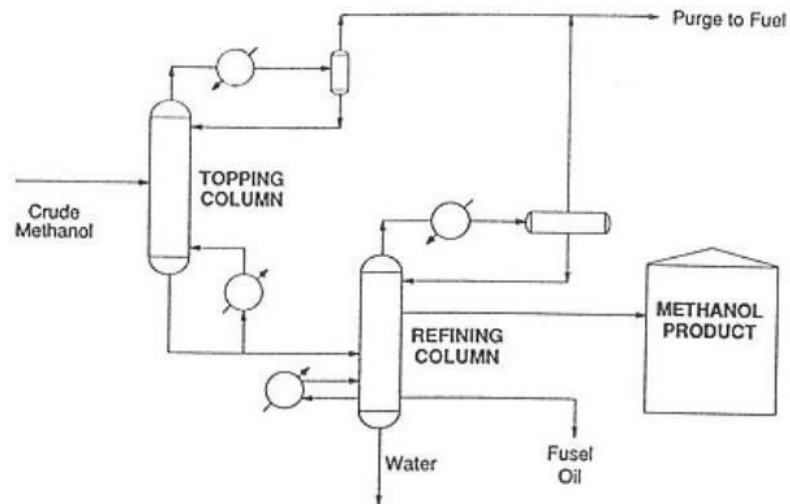


Kombinasi *steam* dan *dry reforming* dalam *bi-reforming* dapat digunakan untuk *recycle* emisi CO₂. Reaksi *bireforming* menghasilkan *syngas* dengan rasio H₂:CO 3:1, dengan *dry reforming* yang menghasilkan *syngas* dengan rasio H₂:CO 1:1, memungkinkan produksi *syngas* dengan rasio H₂:CO mendekati 2:1, cocok untuk sintesis metanol (Olah dkk. 2018).

2.5 Product Upgrading

Crude metanol yang dikeluarkan dari bagian sintesis metanol yang masih terdapat kandungan air dan *impurities* yang harus dihilangkan sebelum produk siap untuk penggunaan komersial. Selain itu, terdapat senyawa yang belum bereaksi sempurna seperti CO, CO₂ dan H₂. Metanol tingkat bahan bakar dapat diproduksi dengan melakukan purifikasi produk menggunakan satu menara distilasi, atau dua sistem distilasi untuk menghasilkan metanol AA tingkat federal AS yang merupakan standar umum industri dengan kemurnian tinggi dan kandungan ethanol rendah. Spesifikasi grade federal A.S mengidentifikasi tiga grade pada metanol yaitu, Grade C adalah untuk alkohol kayu yang digunakan dalam denaturasi, Grade A mencakup metanol yang umumnya digunakan sebagai pelarut, Federal grade AA adalah produk paling murni dan digunakan untuk aplikasi kimia yang membutuhkan

kemurnian tinggi dan kandungan etanol rendah, seperti untuk pembuatan metil tert-butyl eter. Gambar 2.2 merupakan proses distilasi metanol menggunakan dua kolom (Cheng and Kung 1994).



Gambar 2. 2 Two Column Methanol Distillation (Kung, 1995)

Jumlah distilasi yang diperlukan bergantung pada pembentukan produk sampingan dari katalis sintesis metanol, yang meliputi ester, eter, keton, aldehida, alkohol tinggi, dan hidrokarbon parafin. Jumlah produk samping tergantung pada jenis dan umur katalis sintesis dan kondisi operasi dalam *loop*. Pengotor yang paling bermasalah adalah etanol. Sisa *syngas* yang belum terkonversi sempurna akan di-*recycle* ke unit *Methanol synthesis* untuk direaksikan kembali. Purifikasi berfungsi sebagai proses untuk pemurnian produk metanol dengan metode distilasi pada tekanan atmosferik untuk meningkatkan kualitas dari metanol. Tabel 2.1 berikut merupakan spesifikasi metanol grade AA dengan kemurnian 99,85%wt dari U.S Federal (Kung, 1995).

Tabel 2. 1 Spesifikasi Metanol Grade AA U.S Federal

Komponen	Keterangan
<i>Etanol, mg/kg</i>	<10
<i>Acetone, mg/kg</i>	<20
<i>Total acetone and aldehyde, mg/kg</i>	<30
<i>Acid (as acetic acid)</i>	<30

Komponen	Keterangan
<i>Color index (APHA)</i>	<5
<i>Sulfuric acid test (APHA)</i>	<30
<i>Boiling point range, °C</i>	<1
<i>Dry residue, mg/L</i>	<10
<i>Density (20 °C), g/cm³</i>	0,7928
<i>Permanganate number, min</i>	>30
<i>Methanol content, wt%</i>	>99,85
<i>Water content, wt%</i>	<0,10

Sumber: (Kung, 1995)

BAB III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1 Spesifikasi, sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku

3.1.1 *Flue gas* (CO₂)

Perkembangan teknologi panas alternatif dan terbarukan terus meningkat seiring dengan permintaan energi. Teknologi *carbon capture* dari CO₂ untuk menghasilkan metanol telah menjadi solusi penurunan konsentrasi CO₂ di atmosfer dan pemanasan global. CO₂ yang dipancarkan oleh pembakaran bahan bakar dapat ditangkap dan didaur ulang kembali sebagai bahan bakar. Oleh karena itu, siklus karbon-netral secara keseluruhan terbentuk. (Mandal, 2021).

Metode ini merupakan strategi yang berguna untuk pemanfaatan CO₂ dan pendekatan praktis untuk pembangunan berkelanjutan (Liu dkk., 2003). Dalam konsepsinya, CO₂ dapat ditangkap dari sumber alam atau industri, aktivitas manusia, atau udara melalui penyerapan, dan diubah secara kimia menjadi metanol, kemudian hanya menggunakan sumber *daya* terbarukan (*green chemical*). Bahan baku dari CO₂ memiliki banyak keuntungan yaitu murah, berlimpah, tidak beracun, tidak korosif, dan tidak mudah terbakar, oleh karena itu aman untuk digunakan. Selain itu, produksi dan aplikasi metanol dapat dengan mudah disimpan dan diangkut dalam bentuk cair di bawah tekanan ringan dan diproses di pabrik konversi *syngas* yang ada tanpa modifikasi yang signifikan (Basile & Dalena, 2018).

Dengan menggunakan *Flue gas* yang dihasilkan oleh pembakaran Fuel Gas dan Fuel Oil di kilang RU IV Cilacap, diharapkan dapat meminimalkan total emisi CO₂ bersih dari kedua proses tersebut. Penelitian di *Laboratorium Nasional Pacific Northwest National Laboratory* (PNNL) Departemen Panas AS telah menunjukkan potensi keberhasilan dalam menangkap dan mengubah CO₂ menjadi metanol melalui proses penangkapan dan konversi yang terintegrasi. Tujuannya adalah untuk menemukan proses komersial yang optimal untuk menangkap dan mengubah CO₂ dari sumber gas buang menjadi metanol. (Arora dkk., 2021). Tabel 3.1 berikut merupakan komposisi emisi di *Furnace* dan *Boiler* di kilang Pertamina RU 4 Cilacap.

Tabel 3. 1 Komposisi Emisi di kilang Pertamina RU 4 Cilacap

Komponen	Komposisi (%wt)
Total Sulfur (SO ₂)	0,09
Karbon Dioksida (CO ₂)	17,07
Dihydrogen Oksida (H ₂ O)	4,80
Nitrogen (N ₂)	70,71
Oksigen (O ₂)	7,02
<i>Ash Content</i>	0,31

Sumber: (Emisi RU IV, 2025)

Karbon dioksida yang digunakan sebagai *raw material* memiliki fasa gas yang memiliki karakteristik tidak berwarna dan tidak berbau. Tabel 3.2 berikut merupakan sifat fisika dan kimia karbon dioksida.

Tabel 3. 2 Sifat Fisika dan Kimia Karbon Dioksida

Sifat Fisika dan Sifat Kimia Karbon Dioksida	
Nama Bahan	Karbon Dioksida
Berat Molekul	44,01 g/mL
Keadaan fisik	Gas
Warna	Tidak Berwarna
Bau	Tidak berbau
Tekanan Uap	10,5 mmHg
Titik Didih	-78,464 °C
Titik Leleh	-56,5 °C

Sumber: (<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>)

3.1.2 Gas Alam (*Natural Gas*)

Gas alam dengan komponen utama metana telah dikenal dan dimanfaatkan sejak peradaban Yunani dan Cina kuno. Produksi metanol dari gas alam merupakan proses yang diapresiasi dan menjanjikan karena cadangan gas alam yang melimpah (El-halwagi dkk., 2019). Gas alam menjadi bahan baku pilihan untuk produksi metanol karena menawarkan selain kandungan hidrogen yang tinggi, konsumsi panas terendah, investasi modal, dan biaya operasi. Selain itu, gas alam mengandung lebih sedikit

pengotor, seperti belerang dan senyawa terhalogenasi, yang dapat meracuni katalis yang dibutuhkan. Jika ada, pengotor dalam gas alam ini (kebanyakan belerang dalam bentuk H_2S , COS atau merkaptan) namun penghilangannya relatif mudah. Tingkat pengotor yang lebih rendah dalam *syngas* memungkinkan penggunaan katalis yang lebih aktif, beroperasi di bawah kondisi yang lebih ringan (Olah, 2018). Spesifikasi bahan baku bersumber dari Gas PGN dapat dilihat pada tabel 3.3.

Tabel 3. 3 Spesifikasi Umpan *Natural Gas* untuk *Methanol Plant*

No.	Komposisi Gas	%mol
1.	Metana (CH_4)	85,15
2.	Etana (C_2H_6)	4,8
3.	Propana (C_3H_8)	3,21
4.	i-Butana ($\text{i-C}_4\text{H}_{10}$)	0,6
5.	n-Butana ($\text{n-C}_4\text{H}_{10}$)	0,71
6.	i-Pentana ($\text{i-C}_5\text{H}_{12}$)	0,24
7.	n-Pentana ($\text{n-C}_5\text{H}_{12}$)	0,15
8.	Heksana (C_6H_{14})	0,04
9.	Karbon Dioksida (CO_2)	5,06
10.	Hidrogen Sulfida (H_2S)	0,04
11.	GHV (Btu/SCF)	1012

Sumber: (PGN, 2025)

Tabel 3. 4 Sifat Fisika dan Sifat Kimia Gas Alam (*Natural Gas*)

Sifat Fisika dan Sifat Kimia Gas Alam (<i>Natural Gas</i>)	
Nama Bahan	Gas Alam/kandungan metana tinggi
Keadaan fisik	Gas
Warna	Tanpa Warna

Bau	Secara alami tidak berbau, meskipun mercaptan ditambahkan ke semua sistem distribusi dan beberapa sistem transmisi untuk memberikan bau belerang "telur busuk"
Spesifik	Gravitasi (Air=1): Tidak Berlaku
Ambang Bau (ppm)	Kurang dari 10.000 ppm di udara
Tekanan Uap (mm Hg)	Keadaan gas pada kondisi normal
Kepadatan Uap (Udara-1)	0.6 (Udara+1) pada 20 °C
Laju Penguapan (nButAC=1)	Tidak berlaku
Titik Didih	-161.5y °C
Titik Beku	-182,5y °C
Kelarutan dalam Air	0,00%
Persen Volatule	100%
pH	Tidak tersedia
Koefisien Partisi (air/minyak)	Tidak tersedia
Titik Nyala	-188°C
Kemudahan terbakar (padat, gas)	Gas mudah terbakar (Kelas B1)
Batas ledakan bawah (%)	4
Batas ledakan atas (%)	15
Suhu penyalaan otomatis (°C)	537

Sumber: ATCO

Tabel 3. 5 Komposisi Emisi di RU IV Cilacap

Component	%	Component	%
Total Sulfur (SO ₂)	0,09	Kadar Abu	0,31
Karbon Dioksida (CO ₂)	17,07		
Dihydrogen Oksida (H ₂ O)	4,8		
Nitrogen (N ₂)	70,71		
Analisis Ultimat	%	Analisis Proksimat	%
Oksigen (O ₂)	7,02		

Sumber: Pertamina RU IV, 2025

3.2 Spesifikasi, sifat Fisis dan Kimia Produk

Produk metanol yang diharapkan dari *Methanol Plant* ini adalah metanol dengan grade AA yang memenuhi standar dan mutu dari *IMPCA* (*International Methanol Producers and Consumes Association*), dengan spesifikasi sebagai berikut.

Tabel 3. 6 Spesifikasi Metanol

No.	Karakteristik	Metode	Spesifikasi
1.	Kadar Aseton, mg/kg	<i>IMPCA</i> 001-14	Maks. 30
2.	Keasaman (asam asetat), mg/kg	ASTMD 1613-12	Maks. 30
3.	Alkalinitas (NH ₃), mg/kg	ASTMD 1614-09	Maks. 30
4.	<i>Appearance</i>	<i>IMPCA</i> 003-98	Jernih, bebas dari zat tersuspensi
5.	Zat yang dapat di karbonisasi (uji pencucian asam sulfat), Skala Pt-Co	ASTM E 346-08	Maks. 30
6.	Klorida (Cl ⁻), mg/kg	<i>IMPCA</i> 002-98	Maks. 0,1
7.	Warna, Skala Pt-Co	ASTMD 1209-11	Maks. 5
8.	Distilasi pada 760 mmHg, °C	ASTMD 1078-11	Maks. 1,0 °C termasuk 64,6 ± 0,1 °C
9.	Kadar etanol, mg/kg	<i>IMPCA</i> 001-14	Maks. 10
10.	Hidrokarbon	ASTMD 1722-09	<i>Pass test</i>
11.	<i>Non-Volatile Matter</i> , mg/1000 mL	ASTMD 1353-13	Maks. 8

12.	<i>Odour</i>	ASTMD 1296-12	Karakteristik, bebas dari bau asing
13.	Uji Waktu Kalium Permanganat pada 15 °C, menit	ASTMD 1363-11	Min. 60
14.	<i>Spesific Gravity</i> , 20/20 °C	ASTMD 4052-11	0,792-0,793
15.	<i>Tri Methil Amine</i> , mg/kg	ASTM E 346-08	Maks. 0,05
16.	Total Iron, mg/kg	ASTM E 394-09	Maks. 0,1
17.	<i>Water Content</i> , % wt	ASTME 1064-12	Maks. 0,1
18.	Sulfur, mg/kg	ASTME 1064-12	Maks. 0,5
19.	Kemurnian, % wt	<i>IMPCA</i> 001-14	Min. 99,85

Sumber: kaltrimmetanol.com/product.html

Tabel 3. 7 Sifat Kimia dan Sifat Kimia Metanol

Sifat Kimia dan Sifat Fisika Metanol	
Nama Bahan	Metanol
Tampilan	Bersih
Bau-bauan	Bau alkohol
Ambang bau	4.2-5960 ppm
Titik lebur	-97,8°C
Kisaran titik didih	Tidak tersedia
Tingkat penguapan	4.1 (butil asetat = 1)
Temperatur autosulutan	464 °C
Batas bawah ledakan	5.5 %
Batas atas ledakan	36.5 %
Rapatan Uap (udara=1)	1.1 (@ 20 °C)
Kelarutan air	Tidak tersedia
Viskositas	0.8 cP (20 °C, dinamis)

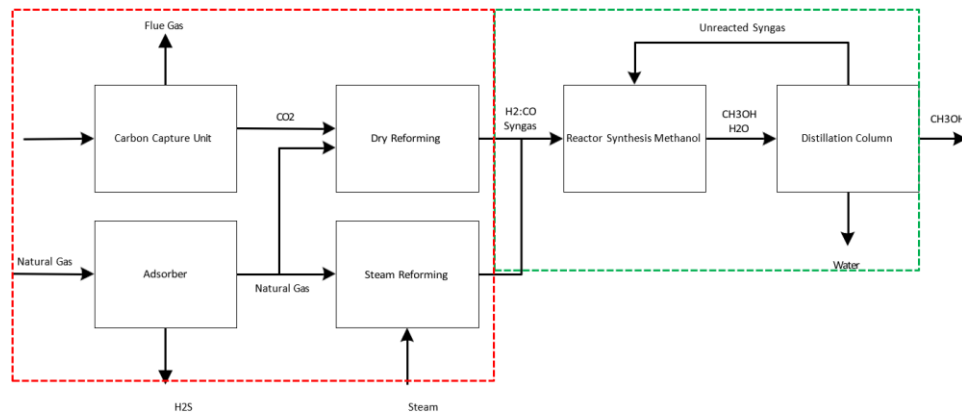
Solubilitas	Tidak tersedia
Keadaan fisika	Cairan
Warna	Tidak berwarna
kadar pH	Tidak berkenaan
Titik didih	64,6°C
Titik beku	-97,6°C
Flamabilitas	Tidak berkenaan
Titik nyala	11°C
Suhu dekomposisi	Tidak tersedia
Tekanan uap	12.8 kPa @20°C
Gravitasi Spesifik	792 kg/m ³
Koefisien partisi	-0,77
Viskositas, kinematik	Tidak tersedia
Kepadatan	0,791-0,793

Sumber: Methanex

BAB IV. DIAGRAM ALIR

4.1 Diagram alir kualitatif

Methanol Plant merupakan pabrik yang bertujuan untuk mengolah *Natural Gas* dan CO_2 menjadi produk *Methanol*, sehingga mampu mengurangi import dalam negeri. Pada prarancangan pabrik metanol ini, diagram alir kualitatif disusun berdasarkan konfigurasi proses yang meliputi *Carbon Capture* (unit 100), *Reforming* (unit 200), *Methanol Synthesis* (unit 300), dan *Upgrading Product* (unit 400).



Gambar 4. 1 Block Flow Diagram Methanol Plant

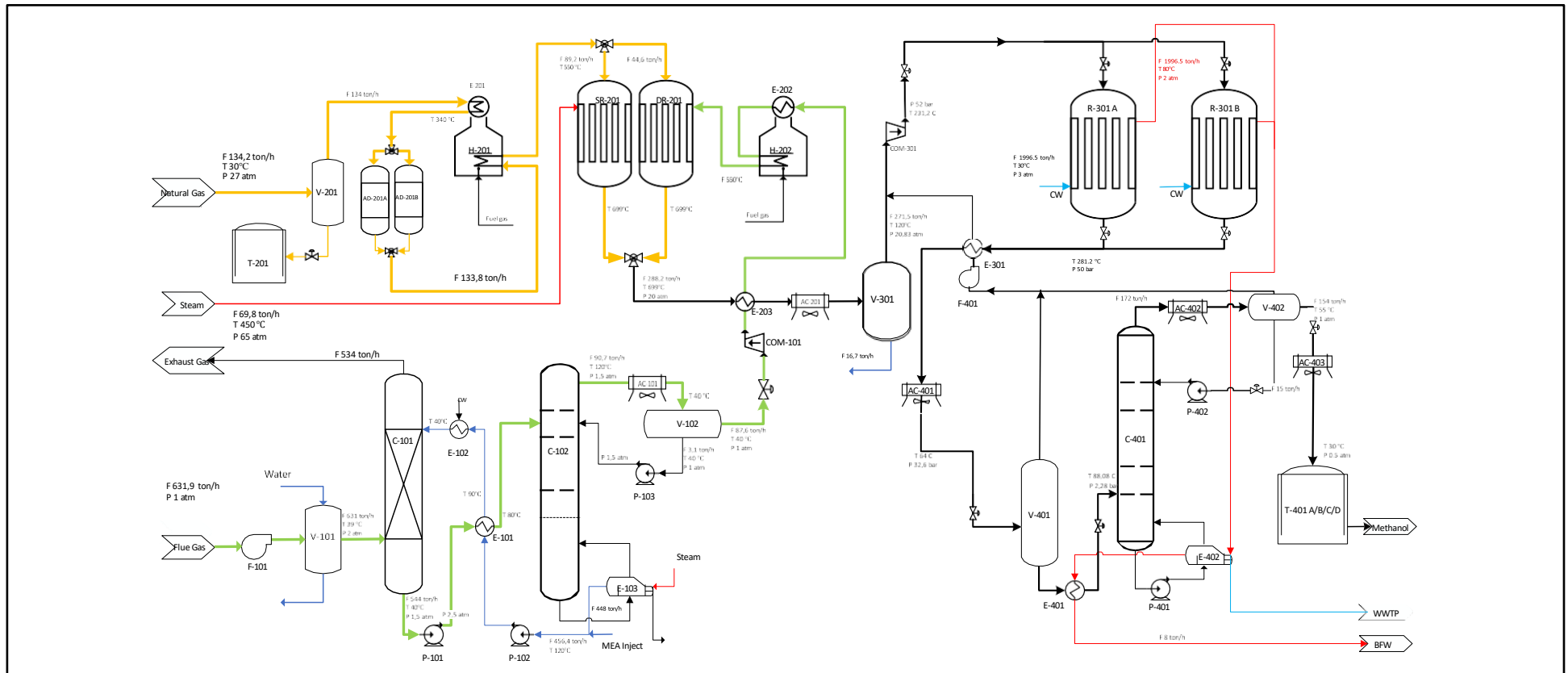
Block Flow Diagram pada Gambar 4.1 diperoleh dari hasil kajian study literatur pemilihan beberapa teknologi untuk proses sintesis metanol. Alur proses awal pembuatan metanol diproses dari *Carbon Capture Unit*. Komponen CO_2 pada gas buang diserap dengan suhu ambient dan tekanan atmosfer. Sebelum diproses, emisi gas dibersihkan dari kandungan *ash* dan SO_2 di kolom scrubber dengan menggunakan air. Selanjutnya dialirkan ke absorber untuk menyerap CO_2 yang dilakukan dengan bantuan absorben MEA (*monoethanolamine*) konversi 90%. Hasil dari penyerapan CO_2 yang telah melalui stripper memiliki kemurnian 99%, lalu gas CO_2 yang telah bersih di kompresi menuju *dry reforming* sebagai campuran *feed* dengan gas alam. Gas alam dengan komposisi utama CH_4 sebanyak 85,15% menuju unit *bireforming* dengan suhu pada suhu 30°C dan tekanan 390 psia, dipisahkan dari kontaminan kondensat yang terbawa dan masuk ke *adsorber* untuk menghilangkan kandungan H_2S dengan bantuan katalis MgO konversi

92,29%. Penghilangan kadar sulfur pada gas alam bertujuan agar tidak meracuni katalis pada saat masuk ke reaktor. Gas yang telah bersih dari sulfur dialirkan menuju bireformer untuk memproduksi *syngas*. Aliran gas dibagi ke *steam reformer* dan *dry reformer* dengan rasio 2:1 pada suhu 700°C-800°C dan tekanan 20 bar-30 bar. Pada *steam reforming*, gas alam bereaksi dengan *steam* membentuk *syngas* CO:H₂ dengan rasio 1:3, sedangkan pada *dry reforming* gas alam bereaksi dengan CO₂ dari unit *carbon capture* menghasilkan CO:H₂ rasio 1:1. Sehingga total *syngas* yang diperoleh pada *bireforming* yaitu 4CO:8H₂ (metgas) dengan konversi reaksi 80%-95% menggunakan bantuan katalis utama nickel (Ni/MgO). Panas dari *syngas* dimanfaatkan untuk memanaskan *reboiler* untuk *boiler feed water* serta sebagai pemanas dengan *syngas* yang tidak terkonversi. Selanjutnya *syngas* yang telah didinginkan akan di alirkan menuju *Methanol Synthesis Unit* dan *Product Upgrading Unit* untuk diproses menjadi metanol, kemudian dimurnikan dengan melalui beberapa proses pemisahan sehingga mendapatkan kemurnian produk metanol > 99,85%.

4.2 Diagram alir kuantitatif

Diagram alir kuantitatif disusun untuk memberikan gambaran menyeluruh mengenai hubungan antarunit proses serta besaran aliran massa dan panas pada pabrik metanol yang dirancang. Diagram ini merupakan pengembangan dari diagram alir proses kualitatif, dengan penambahan data kuantitatif berupa laju alir, komposisi, kondisi operasi (tekanan dan temperatur), serta neraca massa utama pada setiap aliran proses.

Kapasitas pada Pabrik Metanol ini adalah 3.650 ton per hari dengan *feed* berupa *Flue gas*, *steam* dan *Natural Gas*.



Equipment Description						 UNIVERSITAS NAHDLATUL ULAMA AL GHAZALI		
Equipment ID	Equipment Name	Equipment ID	Equipment Name	Equipment ID	Equipment Name			
F-101	Flue gas Fan	C-102	Striper Coloumn	E-206	Syngas finfan cooler	P-401	Crude CH ₃ OH Pump	Project Title: PRARANCANGAN PABRIK METANOL KAPASITAS 4042 TPD DARI CAMPURAN GAS ALAM PGN DAN EMISI FLUE GAS CO ₂ DI PT KPI RU IV CILACAP Dwg Size: 42 Title: PROCESS FLOW DIAGRAM PABRIK METANOL
P-101	Absorber Pump	V-101	Scrubber	A-201	Adsorber	P-402	Reboiler Pump	
P-102	Stripper Pump	T-201	Condensate Tank	R-201	Primary reformer	P-403	Reflux Pump	Scale: NONE Base Drawing Drawing No Rev
P-103	Reflux Pump	COM-201	Feed Compressor	R-202	Secondary reformer	E-401	Crude CH ₃ OH Reboiler	
AC-101	Condensor	V-201	Condensate Separator	V-301	Water Separator	E-402	Product Condensor	
E-101	Lean Solution Exchahnger	E-201	Waste heat boiler	COM-301	Syngas Compressor	E-403	Reboiler	
E-102	Lean Amine Cooler	E-202	Sour gas heater	R-301	CH ₃ OH Syntesis Reactor	E-404	Product Cooler	
E-103	Condenser	E-203	Sweet gas exchanger	R-302	CH ₃ OH Syntesis Reactor	V-401	Product Accumulator	
E-104	Reboiler	E-205	Reactor feed heat exchanger	E-301	Product Finfan Cooler	T-401	Methanol Storage Tank	
C-101	Absorber Coloumn			C-401	CH ₃ OH Distillation Tower	F-401	Recycle Gas Fan	

Gambar 4. 2 Process Flow Diagram Pabrik Metanol

BAB V. NERACA MASSA

5.1 Neraca Massa Keseluruhan

Kapasitas Pabrik	: 3650 ton/day
Waktu operasi	: 365 hari
Kebutuhan Turn Around	: Tiap 5 tahun
Basis Perhitungan	: 24 jam operasi
Satuan berat	: kilogram (kg)
Bahan Baku	: a. CO ₂ b. Methane (CH ₄) c. BFW (H ₂ O)
Produk akhir	: <i>Methanol</i> (CH ₃ OH)
Produksi <i>Methanol</i> / jam	: $3650 \frac{\text{ton}}{\text{day}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$: 152083,33 kg/jam
Kemurnian <i>Methanol</i>	: 99.95 %wt

5.2 Neraca Massa Masing-Masing Peralatan

Penulisan ini membahas perincian perhitungan neraca massa unit *Carbon Capture*, unit *Reforming*, unit *Methanol Syntesis* dan unit *Product Upgrading*.

Rumus umum neraca massa adalah sebagai berikut:

$$\begin{array}{ccccccccc} \text{Input} & - & \text{output} & + & \text{generate} & - & \text{Consumption} & = & \text{Acumulation} \\ \left\{ \begin{array}{c} \text{Masukan} \\ \text{ke sistem} \end{array} \right\} & & \left\{ \begin{array}{c} \text{Keluaran} \\ \text{dari sistem} \end{array} \right\} & & \left\{ \begin{array}{c} \text{terbentuk} \\ \text{hasil reaksi} \end{array} \right\} & & \left\{ \begin{array}{c} \text{digunakan} \\ \text{oleh reaksi} \end{array} \right\} & & \left\{ \begin{array}{c} \text{terkumpul} \\ \text{dalam sistem} \end{array} \right\} \end{array}$$

Pada Generasi dan konsumsi hanya terjadi bila terdapat reaksi di dalam sistem, apabila tidak terjadi reaksi maka :

$$\text{Input} - \text{Output} = \text{Akumulasi}$$

Basis Perhitungan:

Waktu basis : 24 jam

Waktu Operasi : 5 tahun

Perhitungan konversi kebutuhan gas alam dengan menggunakan

persamaan gas ideal sebagai berikut:

$$PV = ZnRT \text{ (Mokhatab dkk., 2018)}$$

Dimana:

P = Tekanan

V = Volume

Z = Faktor kompresibilitas

T = Suhu

n = mol gas

R = Konstanta gas

5.1.1 Neraca Massa Unit *Carbon Capture*

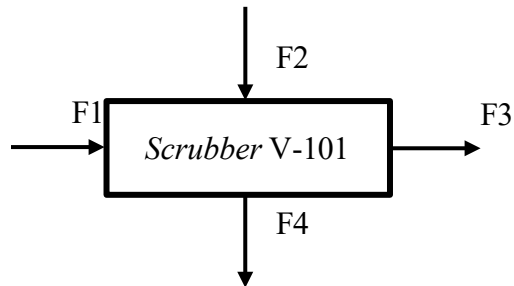
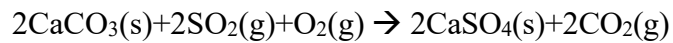
- Komposisi *Flue gas*

Tabel 5. 1 Komposisi *Flue gas* dari Pertamina RU IV Cilacap

Komposisi	%wt	massa (kg/jam)
CO ₂	17%	94754,6043
H ₂ O	5%	26689,4489
SO	0%	508,3704552
N ₂	71%	392569,6671
O ₂	7%	38975,06824
Kadar Abu	0%	1723,386733
Total	100%	555220,5458

- *Scrubber*

Flue gas yang masuk ke dalam *Scrubber* V-101 akan dihilangkan kandungan SO₂ dan kadar abunya sebelum dialirkan ke *Absorber* C-101. Proses pemisahan SO₂ dan kadar abu dari kandungan *Flue gas* lainnya menggunakan reaksi sebagai berikut :

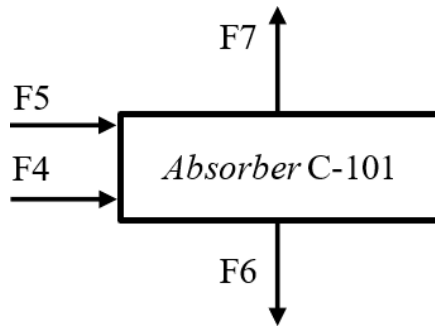


Tabel 5. 2 Komposisi *Flue gas* setelah dipisahkan SO₂ dan *Ash*

Komponen	Input massa (kg/jam)		Output massa (kg/jam)	
	F1	F2	F3	F4
CO ₂	94753.79	0	94965.68	0
H ₂ O	26689.22	23615.1	0	50304.3
SO ₂	508.37	0	0	0
N ₂	392566.28	0	392566.3	0
O ₂	38974.73	0	38974.73	0
Ash	1728.17	0	0	1728.17
CaCO ₃		358.49		0
CaSO ₄		0		654.967
Sub Total	555220.56	23973.6	526507	52687.4
Total	579194.12		579194.12	

- *Absorber C-101*

Setelah *Flue gas* dipisahkan kandungan SO₂ dan abunya, *Flue gas* dialirkan ke *Absorber C-101* guna dikontakkan dengan *Monoethanolamine* (MEA) untuk diikat kandungan CO₂. *Top product* sebagai *off gas* dibuang ke udara, sedangkan *bottom product* dipompakan ke kolom *Stripper C-102*.

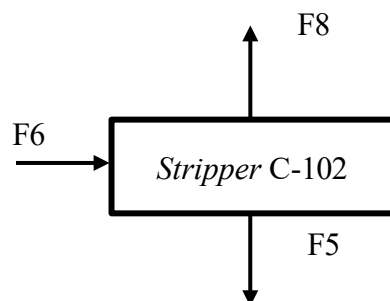


Tabel 5. 3 Komposisi *Flue gas* setelah kandungan CO₂ diikat oleh MEA

Komponen	Input massa (kg/jam)		Output massa (kg/jam)	
	F4	F5	F6	F7
CO ₂	94965,68	9732,44	94440,20	10448,70
H ₂ O	26689,44	252678,94	252678,94	26689,44
N ₂	392569,66	0	0	392569,66
O ₂	3895,06	0	0	38975,06
MEA	0	131603,61	131603,61	
Sub Total	552988,78	394015,00	478320,90	468682,88
Total	948066,94		948066,94	

- *Stripper C-102*

Rich Amine atau *Monoethanolamine* dipisahkan kandungan CO₂-nya. *Top product* pada kolom *Stripper C-102* dialirkan ke CO₂ *Drum*, sedangkan *bottom product*-nya dipompakan kembali ke kolom *Absorber C-101*.

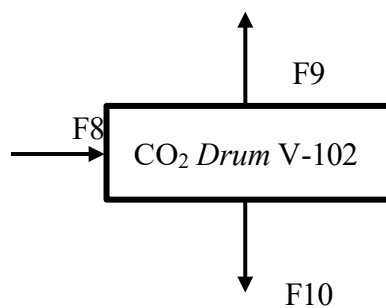


Tabel 5. 4 Komposisi Rich Amine setelah diregenerasi

Komponen	massa (kg/jam)	massa (kg/jam)	
	F6	F8	F5
CO ₂	94038,34	84634,50	9403,83
H ₂ O	252678,94	164,24	252514,70
N ₂	0	0	0
O ₂	0	0	0
MEA	131603,61	0	131603,61
Sub Total	478320,90	84798,75	393522,15
Total	478320,90	478320,90	

- *CO₂ Drum*

Pada *CO₂ Drum*, kandungan CO₂ dan H₂O terpisah karena telah mengalami proses kondensasi pada AC-101. CO₂ sebagai *top product* dialirkan ke unit *Reforming*, sedangkan H₂O sebagai *bottom product* dipompakan kembali ke *Stripper C-102* sebagai *reflux*.



Tabel 5. 5 Komposisi CO₂ yang dialirkan ke unit Reforming

Komponen	massa (kg/jam)	massa (kg/jam)	
	F8	F9	F10
CO ₂	84634,50	84626,04	8,46
H ₂ O	164,24	0	164,24
N ₂	0	0	0
O ₂	0	0	0
MEA	0	0	0
Sub Total	84798,75	84626,04	172,70
Total	84798,75	84798,75	

5.1.2 Neraca Massa Unit *Reforming*

- Komposisi *Natural Gas*

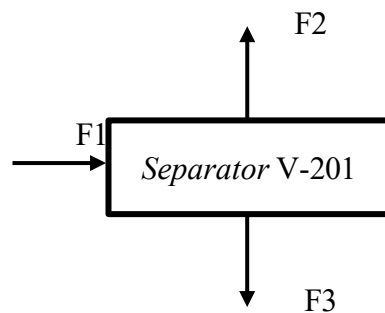
Tabel 5. 6 Komposisi *Natural Gas*

Komponen	%wt	massa (kg/jam)
CH ₄	69%	83713,93
C ₂ H ₆	7%	8848,21
C ₃ H ₈	7%	8678,62
i-C ₄ H ₁₀	2%	2277,31
n-C ₄ H ₁₀	2%	2530,34
i-C ₅ H ₁₂	1%	1061,78
n-C ₅ H ₁₂	1%	663,61
C ₆	0%	211,37

CO ₂	11%	13680,32
H ₂ S	0%	2,09
Total	100%	121667,61

- *Separator V-201*

Natural Gas masuk ke dalam *Separator V-201* guna memisahkan kandungan kondensat (C₆+) yang berada di *bottom product*, sedangkan bagian *top product* dialirkan ke *Heater H-201*.



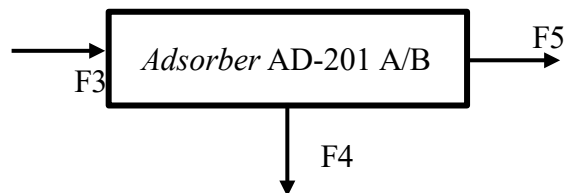
Tabel 5. 7 Komposisi *Natural Gas* setelah dipisah di Separator

Komponen	massa (kg/jam)	massa (kg/jam)	
	F1	F2	F3
CH ₄	83713,93	0,08	83713,85
C ₂ H ₆	8848,21	0,01	8848,20
C ₃ H ₈	8678,62	0,01	8678,61
i-C ₄ H ₁₀	2277,31	0,00	2277,30
n-C ₄ H ₁₀	2530,34	0,00	2530,34
i-C ₅ H ₁₂	1061,78	0,00	1061,78
n-C ₅ H ₁₂	663,61	0,00	663,61

C ₆	211,37	202,92	8,45
CO ₂	13680,32	0,01	13680,31
H ₂ S	2,09	2,08916E-06	2,09
Sub Total	121667,61	203,04	121464,57
Total	121667,61	121667,6150	

- *Desulphurizer Adsorber AD-201 A/B*

Pada alat *Adsorber AD-201*, *Natural Gas* dihilangkan kandungan H₂S dengan menggunakan katalis MgO.

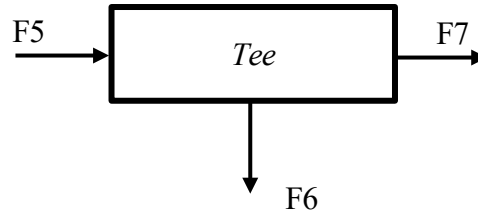


Tabel 5. 8 *Komposisi Natural Gas setelah dilakukan Desulphurizer*

Komponen	massa (kg/jam)		
	F3	F4	F5
CH ₄ :	83713,85384	0	83713,85384
C ₂ H ₆ :	8848,205338	0	8848,205338
C ₃ H ₈ :	8678,614736	0	8678,614736
i-C ₄ H ₁₀ :	2277,306849	0	2277,306849
n-C ₄ H ₁₀ :	2530,340943	0	2530,340943
i-C ₅ H ₁₂ :	1061,784641	0	1061,784641
n-C ₅ H ₁₂ :	663,6154004	0	663,6154004
C ₆ :	8,454960222	0	8,454960222
CO ₂ :	13680,30859	0	13680,30859
H ₂ S	2,089159594	1,928085389	0,161074205
Total	121464,5745	1,9281	121462,6464
	121464,5745	121464,5745	

- *Reformer*

Bireforming merupakan campuran dari *Steam* dan *Dry Reforming*, aliran *sweet gas* dibagi menjadi dua dengan rasio 2:1.

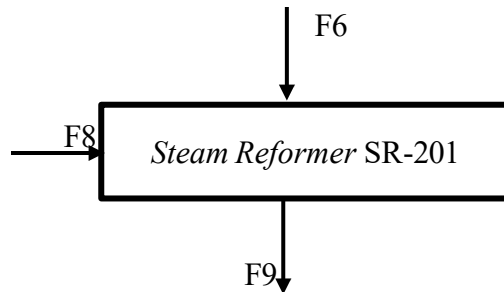
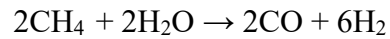


Tabel 5. 9 Komposisi pembagian Sweet Gas yang mengalir ke *Steam* Reforming Reactor dan Dry Reforming Reactor

Komponen	massa (kg/jam)		
	F5	F6	F7
CH ₄	83713,85	55809,23	27904,61
C ₂ H ₆	8848,20	5898,80	2949,40
C ₃ H ₈	8678,61	5785,74	2892,87
i-C ₄ H ₁₀	2277,30	1518,20	759,10
n-C ₄ H ₁₀	2530,34	1686,89	843,44
i-C ₅ H ₁₂	1061,78	707,85	353,92
n-C ₅ H ₁₂	663,61	442,41	221,20
C ₆	8,45	5,63	2,81
CO ₂	13680,31	9120,20	4560,10
H ₂ S	0,16	0,10	0,05
H ₂ O (<i>Steam</i>)	0	0	0
CO	0	0	0
H ₂	0	0	0
Total	121462,64	80975,09	40487,54

- *Steam Reformer SR-201*

Pada *Steam Reforming*, *sweet gas* direaksikan dengan *Steam* yang menghasilkan *Syngas*. Berikut merupakan reaksi yang terjadi:



Tabel 5. 10 Komposisi Sweet Gas pada *Steam Reforming* Reactor (SR-101) yang telah menghasilkan *Syngas*

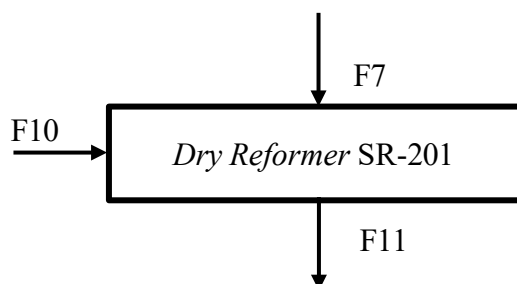
Komponen	massa (kg/jam)		
	F6	F8	F9
CH ₄	55809,23	0	11161,84
C ₂ H ₆	5898,80	0	0
C ₃ H ₈	5785,74	0	0
i-C ₄ H ₁₀	1518,20	0	0
n-C ₄ H ₁₀	1686,89	0	0
i-C ₅ H ₁₂	707,85	0	0
n-C ₅ H ₁₂	442,41	0	0
C ₆	5,63	0	0
CO ₂	9120,20	0	9120,20
H ₂ S	0,10	0	0,10
H ₂ O (<i>Steam</i>)	0	69831,21	0
CO	0	0	108626,33

H ₂	0	0	21897,81
Total	80975,09	69831,21	150806,31

- *Dry Reformer DR-201*

Pada *Dry Reforming*, *sweet gas* direaksikan dengan CO₂ yang menghasilkan *Syngas*.

Berikut merupakan reaksi yang terjadi: $\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO} + 2\text{H}_2$



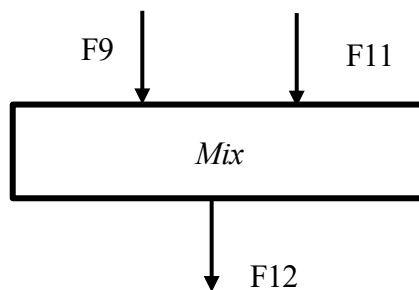
Tabel 5. 11 Komposisi *Sweet Gas* pada *Dry Reforming Reactor* (DR-201) yang telah menghasilkan *Syngas*

Komponen	massa (kg/jam)		
	F7	F10	F11
CH ₄	27904,61	0	4185,69
C ₂ H ₆	2949,40	0	0,00
C ₃ H ₈	2892,87	0	0,00
i-C ₄ H ₁₀	759,10	0	0,00
n-C ₄ H ₁₀	843,44	0	0,00
i-C ₅ H ₁₂	353,92	0	0,00
n-C ₅ H ₁₂	221,20	0	0,00
C ₆	2,81	0	0,00
CO ₂	4560,10	84626,04	2,39485E-10

H ₂ S	0,05	0	0,05
CO	0	0	113509,64
H ₂	0	0	7418,20
Sub Total	40487,54	84626,04	125113,59
Total	125113,59		125113,59

- *Syngas*

Proses konversi *sweet gas* menjadi *syngas* di reaktor *Steam Reforming* dan reaktor *Dry Reforming*, aliran *syngas* digabungkan kembali sebelum dialirkan ke unit *Synthetic Methanol*.



Tabel 5. 12 Komposisi *Syngas* yang berasal dari proses *Bireforming*

Komponen	massa (kg/jam)		
	F9	F11	F12
CH ₄	11161,84	4185,69	15347,54
C ₂ H ₆	0	0,00	0
C ₃ H ₈	0	0,00	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0,00	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0,00	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0,00	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0,00	0

C ₆	0	0,00	0
CO ₂	9120,20	2,39485E-10	9120,20
H ₂ S	0,10	0,05	0,16
CO	108626,33	113509,64	222135,98
Sub Total	150806,31	125113,59	275919,9091
Total	275919,9091		275919,9091

5.1.3 Neraca Massa *Methanol Syntesis* dan *Product Upgrading Unit*

Perhitungan neraca massa masuk ke V-301 bisa dilihat pada tabel.

Tabel 5. 13 Komposisi Syngas dari Bireforming Unit

OUT Syngas					
Komponen	BM (kg/kmol)	%wt	massa (kg/jam)	mol flow(kmol/hr)	%mol
CH ₄ :	16	0.056	15347.540	959.221	0.040
CO ₂ :	44	0.033	9120.206	207.277	0.009
H ₂ S	34	0.000	0.161	0.005	0.000
CO	28	0.805	222135.981	7933.428	0.334
H ₂	2	0.106	29316.021	14658.011	0.617
Total		1	275919.9091	23757.94198	1

Perhitungan konversi kebutuhan gas alam dengan menggunakan persamaan gas ideal sebagai berikut:

$$PV = ZnRT \text{ (Mokhatab dll., 2018)} \quad (4.4)$$

Syngas dari unit bireforming masuk ke surge drum (V-301) sebelum masuk ke reaktor, ada penambahan gas dari V-402 sehingga didapat komposisi *syngas* pada Tabel 5.13 sebagai berikut:

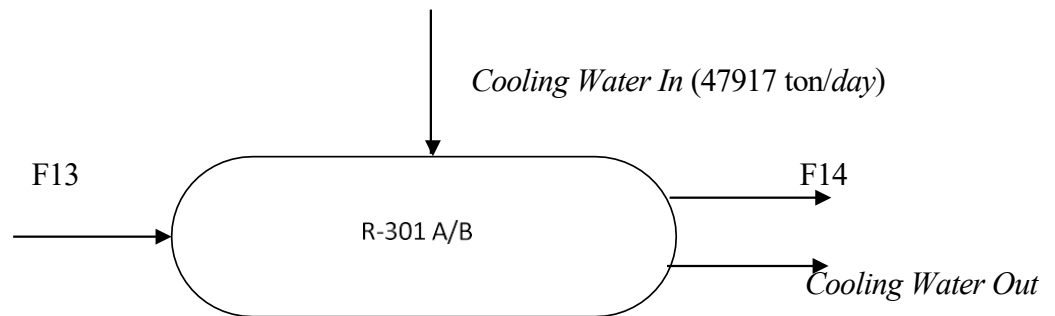
Tabel 5. 14 Komposisi Syngas dari Bireforming Unit

Komponen	BM	%mol	Mol Flow(kmol/h)	%wt	Mass Flow(kg/jam)
CO	28	33,393%	8.096,536	80,507%	226.703,020
H ₂	2	61,697%	14.959,340	10,625%	29.918,679

CH ₄	16	4,037%	978,941	5,562%	15.663,052
CO ₂	44	0,872%	211,536	3,305%	9.307,567
H ₂ S	34	0,000%	0,005	0,000%	0,164
H ₂ O	18	0,000%	0,000	0,000%	0,000
Total		100	24.246,357	100	281.592,482

(Sumber: Data Olahan, 2026)

- Reaktor Sintesis Metanol (R-301 A/B)



Berikut merupakan Tabel 5.14 hasil perhitungan neraca massa pada reaktor sintesis metanol.

Tabel 5. 15 Neraca Massa Reaktor R-301 A/B

Komponen	F13	F14
	(kg/jam)	(kg/jam)
CO	226.703,020	90.681,208
H ₂	29.918,679	9.725,463
CH ₄	15.663,052	15.663,052
CO ₂	9.307,567	3.723,027
H ₂ S	0,164	0,164
H ₂ O	0,000	2.284,585
CH ₃ OH	0,000	159.514,983
Total	281.592,482	281.592,482

Fungsi R-301 A/B: Untuk mereaksikan *syngas* menjadi metanol dengan produk samping sedikit air.

- Aliran inlet reaktor *syngas* dengan rasio mol H₂:CO 2:1 masuk ke reaktor pada suhu 200-300 °C dengan konversi 60%.

- Aliran outlet reaktor berupa *crude Methanol* hasil sintesis dengan campuran produk samping berupa air.

Katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ memiliki peran penting dalam mensintesis metanol dari *syngas* (Gas Sintetik, CO/CO₂/H₂). Komponen Cu pada katalis yang teroksidasi sebagian akan mengadsorpsi reaktan, ZnO mencegah terbentuknya sintering Cu dan agregat berpori (Thomas dan Thomas, 1997). Komponen Al₂O₃ dapat mempercepat proses adsorpsi Karbon Monoksida (Liu dll., 2003) pada katalis. Proses aktivasi menjadi hal penting dalam penentuan hasil konversi CO.

Reaksi *Methanol synthesis*: (Olah, 2018) Konversi: 60% (Parderio dkk., 2022)

Katalis : Cu/ZnO/Al₂O₃ (6:3:1) (Kung, 1995)

- Reaksi sintesis metanol dari metgas

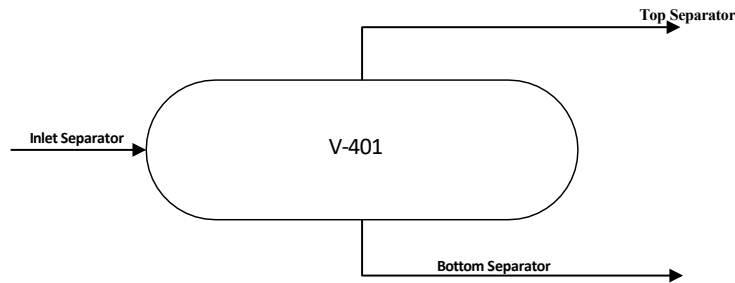
	4CO	+	8H ₂	↔	4CH ₃ OH
m	8096,536		14959,339		-
r	4857,922		9715,843		4857,922
s	3238,614		5243,496		4857,922

- Reaksi sintesis metanol dengan hidrogenasi CO₂

	CO ₂	+	3H ₂	↔	CH ₃ OH	+	H ₂ O
m	211,536		5243,496		4857,922		-
r	126,921		380,764		126,921		126,921
s	84,614		4862,731		4984,843		126,921

Kebutuhan katalis: $1.190 \text{ kg/m}^3 \times 31,115 \text{ m}^3 = 37.027 \text{ kg}$ per waktu ganti katalis. Berdasarkan referensi dari buku “*Methanol Specification from Syngas*” oleh Lucking tahun 2017, waktu ganti katalis yang digunakan untuk sintesis metanol adalah setiap 2 tahun sekali.

- ***Separator***



Berikut merupakan Tabel 5.15 hasil perhitungan neraca massa pada separator 1.

Tabel 5. 16 Neraca Massa Separator

Komponen	Inlet	Outlet	
	(kg/jam)	Top (kg/jam)	Bottom (kg/jam)
CO	90.681,208	90.304,747	379,461
H ₂	9.725,463	9.509,651	215,812
CH ₄	15.663,052	15.212,811	450,241
CO ₂	3.723,027	3.603,74	119,287
H ₂ S	0,164	0,109	0,055
H ₂ O	2.284,585	12,068	2.272,517
CH ₃ OH	159.514,983	3.444,401	156.070,582
Sub Total	281.592,482	122.084,53	159.507,952
Total	281.592,482	281.592,482	

Fungsi V-401: Memisahkan *crude Methanol* dengan *syngas* yang tidak bereaksi.

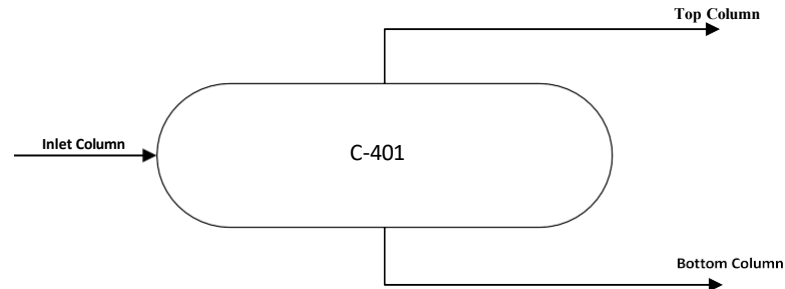
- Aliran inlet *separator* berupa *crude Methanol* dengan campuran gas dan air yang telah didinginkan hingga suhu 63 °C dan tekanan 24.776,068 mmHg.
- Aliran *top separator* dialirkan menuju *recycle stream* untuk direaksikan kembali.
- Aliran *bottom separator* dialirkan ke *flash separator* untuk dipisahkan lebih lanjut.

Pemisahan pada separator diperoleh dari perhitungan *Vapor Pressure Equations* dengan menggunakan konstanta Antoine untuk mengetahui

pemisahan antara fasa uap dan fasa cair. Berikut formula yang digunakan untuk mencari *vapor pressure*:

$$\text{Log } P = A - \frac{B}{T + C} \quad (\text{Yaws, 2015}) \quad (4.5)$$

- ***Distillation Column***



Berikut merupakan Tabel 5.16 hasil perhitungan neraca massa pada kolom distilasi.

Tabel 5. 17 Neraca Massa Kolom Distilasi C-401

Komponen	Inlet	Outlet	
	(kg/jam)	Top (kg/jam)	Bottom (kg/jam)
CO	379,4605495	379,081	0,379
H ₂	215,8116172	215,596	0,216
CH ₄	450,2406551	449,790	0,450
CO ₂	119,2865061	119,275	0,012
H ₂ S	0,054599008	0,044	0,011
H ₂ O	2.272,516984	4,693	2.267,824
CH ₃ OH	156.070,5817	156.065,458	5,124
Sub Total	159.507,9526	157.233,937	2.274,016
Total	159.507,9526	159.507,9526	

Fungsi C-401: Memurnikan produk *Methanol* dari air yang berupa produk samping hasil reaksi.

- Aliran inlet kolom distilasi yaitu *crude Methanol* yang akan dipisahkan dari air.
- Aliran *top* kolom dialirkan menuju kondensor untuk kondensasi produk metanol

- Aliran bottom kolom berupa air dialirkan ke waste water treatment dan sebagian dialirkan kembali masuk ke kolom untuk menjaga kemurnian produk atau tujuan kesetimbangan uap cair.
- Perhitungan pemisahan metanol dan air pada kolom distilasi ini dilakukan dengan pendekatan regresi linear, dengan konstanta *antoine* komponen dapat dilihat pada Tabel 5.17, distribusi komponen pada Tabel 5.18, mengacu pada rumus berikut ini (Coulson & Richardson's, 2005).
- Asumsi:
 - Metanol sebagai *light key* dan air sebagai *heavy key*
 - Metanol (LK) di *overhead* 99% dan di *bottom* 1%
 - Air (HK) di *overhead* 5% dan di *bottom* 95%
 - Distribusi komponen *distillate* dan *bottom*

Tabel 5. 18 Konstanta Antoine Komponen

Komponen	BM	Konstanta Antoine		
		A	B	C
CO	28	7,4148	342,5	269
H ₂	2	6,14858	80,948	277,53
CH ₄	16	7,1930	451,6400	268,4900
CO ₂	44	9,8106	1.347,7900	273,0000
H ₂ S	34	7,614	885,319	250,25
CH ₃ OH (LK)	18	7,8970	1.474,0800	229,1300
H ₂ O (HK)	32	8,071	1730,63	233,426

Sumber: (Yaws, 2015)

- $\log(P_{\text{sat}}) = A - B/(T+C)$, * P_{sat} dalam mmHg, T dalam celcius
- $K_i = P_{\text{sat}}/P_{\text{total}}$
- $\alpha_i = K_i/K_{\text{heavy key}}$
- $P_{\text{total}} = 1,5 \text{ atm} = 1.140 \text{ mmHg}$
- $T = 88,08 \text{ C} = 346,5 \text{ K (Trial)}$

Tabel 5. 19 Distribusi Komponen di Kolom Distilasi

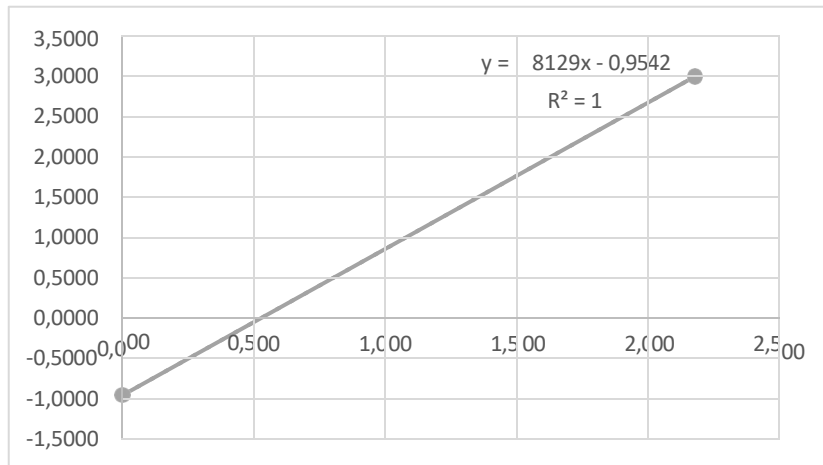
Komponen	BM	Massa Flow (kg/jam)	Molar Flow (kmol/h)	X feed	Psat
CO	28	379,461	13,552	0,0026	2.596.341,720
H2	2	215,812	107,906	0,0209	827.713,513
CH ₄	16	450,241	28,140	0,0055	744.384,117
CO ₂	44	119,287	2,711	0,0005	830.213,091
H ₂ S	34	0,055	0,002	0,0000	75.536,414
CH ₃ OH (LK)	18	156.070,582	8.670,588	0,9460	1.056,054
H ₂ O (HK)	32	2.272,517	71,016	0,0245	268,938
Total		159.507,953	8893,915	1	5.075.513,847

Komponen	Ki	yi=xi*Ki	ai	ai*xi	Log a
CO	2.277,486	5,986	1036,295	2,724	3,015
H2	726,062	15,196	2630,496	55,054	3,420
CH ₄	652,967	3,564	616,928	3,367	2,790
CO ₂	728,255	0,383	66,289	0,035	1,821
H ₂ S	66,260	0,000	0,004	0,000	-2,447
CH ₃ OH (LK)	0,926	0,876	151,695	143,499	2,181
H ₂ O (HK)	0,236	0,006	1,000	0,024	0,000
Total	4.452,193	26,011	4502,706	204,703	10,781

- $\text{Log (Dmetanol/Bmetanol)} = \text{Log (0,99/0,01)} = 2,9996$
- $\text{Log (Dair/Bair)} = \text{Log (0,05/0,95)} = -0,09542$

Tabel 5. 20 Data Grafik Log ai Vs Log (D/B) pada Kolom Distilasi

	<i>Methanol</i>	<i>Air</i>
Log ai (X)	2,181	0,000
Log (D/B) (Y)	2,9996	-0,9542



Gambar 5. 1 Grafik Log ai Vs Log (D/B) pada Kolom Distilasi

- Diperoleh persamaan distribusi komponen: $y = 1,8129x - 0,9542$
- $\text{Log (D/B) metanol} = 1,8129 (2,181) - 0,9542$
 $= 4,4837$
- $\text{Log (D/B) air} = 1,8129 (0) - 0,9542$
 $= -2$

Tabel 5. 21 Data Log (D/B) dari Persamaan Distribusi pada Kolom Distilasi

	Log (D/B)	Log
<i>Methanol</i>	4,4837	30458,7638
Air	-2,6841	0,0021

- Perhitungan komponen distilat:

$$\text{Mol D} = \frac{(D/B)}{(D/B) + 1} \times \text{kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Dmetanol} &= \frac{30.458,7638}{(30.458,7638 + 1)} \times 4.877,2056 \\ &= 4.877,046 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Dair} &= \frac{0,0021}{(0,0021 + 1)} \times 126,2509 \\ &= 0,261 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\text{Massa D} = \text{kmol D} \times \text{BM}$$

$$\text{Massa Dmetanol} = 4877,046 \times 32 = 156.065,4579 \text{ kg}$$

$$\text{Massa Dair} = 0,261 \times 18 = 4,6931 \text{ kg}$$

- Perhitungan komponen residu:

$$\text{Mol B} = (1/((D/B) + 1)) \times \text{kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Bmetanol} &= (1/((30458,7638) + 1)) \times 4877,2056 \\ &= 0,160 \text{ kmol} \end{aligned}$$

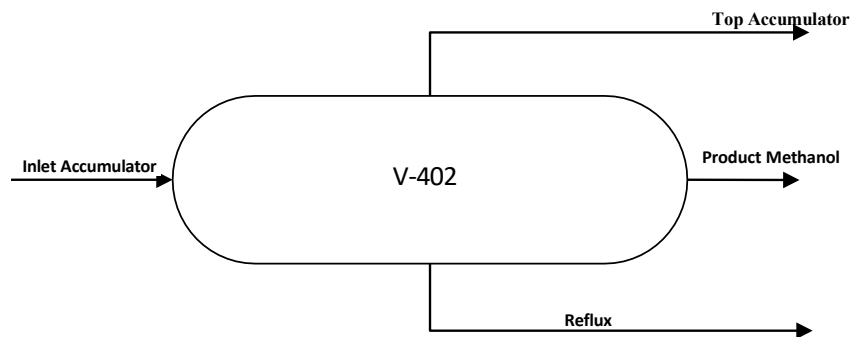
$$\begin{aligned} \text{Mol Bair} &= (1/((0,0021) + 1)) \times 126,2509 \\ &= 125,990 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\text{Massa D} = \text{kmol D} \times \text{BM}$$

$$\text{Massa Dmetanol} = 0,160 \times 32 = 2,882 \text{ kg}$$

$$\text{Massa Dair} = 125,990 \times 18 = 2267,824 \text{ kg}$$

- **Accumulator**



Berikut merupakan Tabel 5.22 hasil perhitungan neraca massa pada *accumulator*.

Tabel 5. 22 Neraca Massa Accumulator V-402

Komponen	Inlet	Outlet	
	(kg/jam)	Top (kg/jam)	Bottom (kg/jam)
CO	379.08	371	8
H2	215.60	203	12
CH4	449.79	416	34

CO ₂	119.28	107	12
H ₂ S	0.04	0.021	0.022
H ₂ O	4.69	0.009	4.684
CH ₃ OH	156,065.46	1330.857	154,735
Sub Total	157,233.94	2,428.82	154,805.12
Total	157,233.94	157,233.94	

Fungsi V-402: Menampung produk metanol yang telah terkondensasi.

- Aliran inlet dari kondensor berupa produk metanol yang terkondensasi pada suhu 64,57 °C.
- Reflux = 3 wt% dari cairan metanol (nilai konservatif & sangat umum di desain pabrik)
- Aliran outlet menuju recycle berupa sedikit gas yang masih terikut pada produk metanol.
- Aliran reflux dikembalikan ke kolom distilasi dengan tujuan untuk menjaga kemurnian produk dikolom distilasi.
- Aliran produk metanol dialirkan ke tangki penyimpanan produk metanol dengan kemurnian 99,95% wt.

BAB VI. NERACA PANAS

6.1 Neraca panas

Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai panas (Q) adalah sebagai berikut:

Satuan Operasi : J/jam

Temp Referensi : 25°C

- **Panas *Sensible***

$$Q = m \int C_p dT$$

$$C_{p\text{mix}} = \sum y_i C_{p,i}$$

$$C_p = \frac{C_{p\text{mix}}}{MW_{\text{mix}}}$$

- **Panas Laten**

$$m_2 = \frac{\Delta Q}{\lambda}$$

$$Q_s = m_s \times H_v$$

$$Q_c = m_s \times H_l$$

$$Q = n \cdot \Delta H_{vi}$$

- **Panas Reaksi**

$$Q_R = - \Delta H_R$$

$$\Delta H_R = \Delta H^\circ_{r\ 298} + (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaksi}})$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298} = \Delta H^\circ_{f\ \text{produk}} - \Delta H^\circ_{f\ \text{reaktan}}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = \sum (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{\text{produk}}$$

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = \sum (m \cdot C_p \cdot \Delta T)_{\text{reaktan}}$$

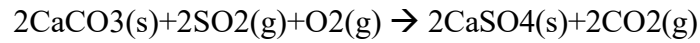
6.2 Neraca panas masing-masing peralatan

Berdasarkan perhitungan pada Lampiran, diperoleh neraca panas masing-masing peralatan unit *Carbon Capture*, unit *Reforming*, unit *Methanol Syntesis* dan unit *Product Upgrading* sebagai berikut :

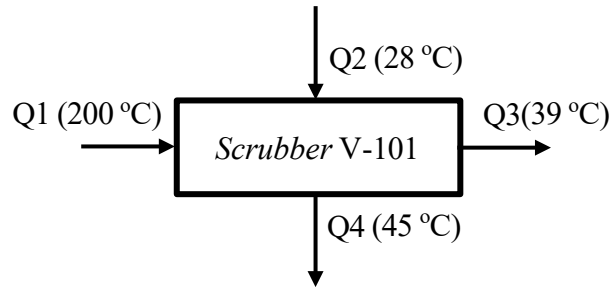
6.1.1 Neraca Panas Unit *Carbon Capture*

- *Scrubber*

Flue gas yang masuk ke dalam *Scrubber* V-101 guna untuk dihilangkan kandungan SO₂ dan kadar abunya sebelum dialirkan ke *Absorber* C-101. Pada scrubber terjadi reaksi :



Ini adalah reaksi pengikatan SO_2 menjadi kalsium /sulfat (CaSO_4) + CO_2

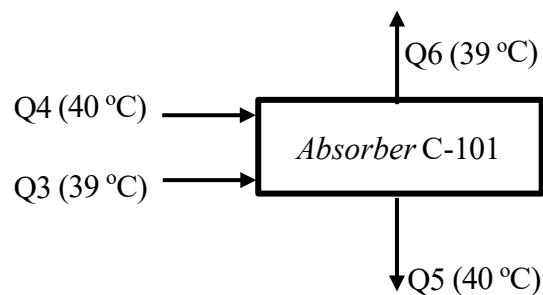


Tabel 6. 1 Neraca panas scrubber V-101

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q_1	102021775	
2	Q_2	300628.442	
4	Q_3		7739648.39
5	Q_4		4404668.881
6	Q_{reaction}		90178086.45
	Total	102322404	102322403.7

- *Absorber C-101*

Setelah *Flue gas* dipisahkan kandungan SO_2 dan abunya, *Flue gas* dialirkan ke *Absorber C-101* guna dikontakkan dengan *Monoethanolamine* (MEA) untuk diikat kandungan CO_2 . *Top product* sebagai *off gas* dibuang ke udara, sedangkan *bottom product* dipompakan ke kolom *Stripper C-102*.

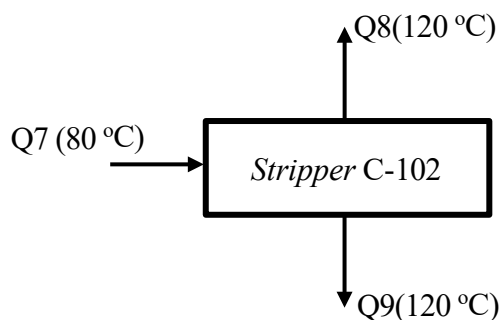


Tabel 6. 2 Neraca Panas *Absorber C-101*

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q ₃	8080739.802	
2	Q ₄	12464035.05	
3	Q ₅		13483313.48
4	Q ₆		7061461.369
	Total	20544774.85	20544774.85

- *Stripper C-102*

Rich Amine atau *Monoethanolamine* dipisahkan kandungan CO₂-nya. *Top product* pada kolom *Stripper C-102* dialirkan ke CO₂ *Drum*, sedangkan *bottom product*-nya dipompakan kembali ke kolom *Absorber C-101*.

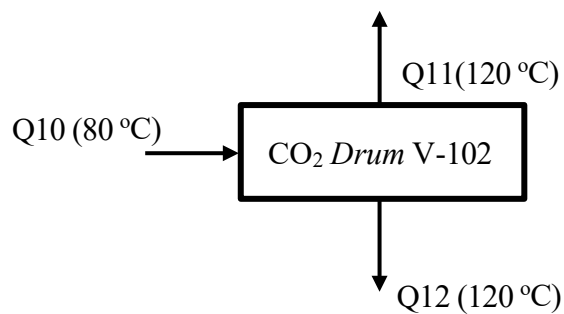


Tabel 6. 3 Neraca panas *Stripper C-102*

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q ₇	111277229.4	
2	Q ₈		11351396.79
3	Q ₉		99925832.61
	Total	111277229.4	111277229.4

- **CO₂ *Drum***

Pada CO₂ *Drum*, kandungan CO₂ dan H₂O terpisah karena telah mengalami proses kondensasi pada AC-101. CO₂ sebagai *top product* dialirkan ke unit *Reforming*, sedangkan H₂O sebagai *bottom product* dipompakan kembali ke *Stripper C-102* sebagai *reflux*.



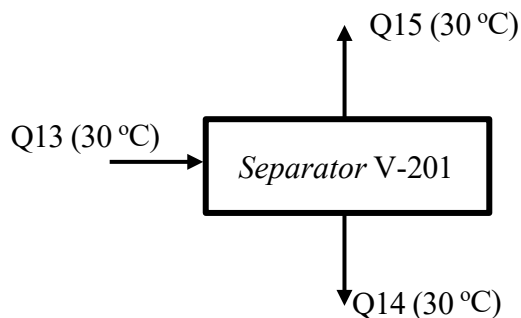
Tabel 6. 4 Neraca panas CO₂ Drum V-102

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q ₁₀	4215547.923	
2	Q ₁₁	7520920.959	
3	Q ₁₂		11736468.88
	Total	11736468.88	11736468.88

6.1.2 Neraca Panas Unit *Reforming*

- **Separator V-201**

Natural Gas masuk ke dalam *Separator* V-201 guna memisahkan kandungan kondensat (C₆+) yang berada di *bottom product*, sedangkan bagian *top product* dialirkan ke *Heater* H-201.



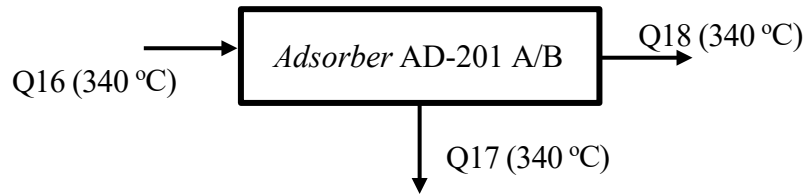
Tabel 6. 5 Neraca panas separator V-201

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q ₁₃	1198103.81	
2	Q ₁₄		1735.45
3	Q ₁₅		1196368.36
	Total	1198103.81	1198103.81

- **Desulphurizer Adsorber AD-201 A/B**

Pada alat *Adsorber* AD-201, *Natural Gas* dihilangkan

kandungan H_2S dengan menggunakan katalis MgO .

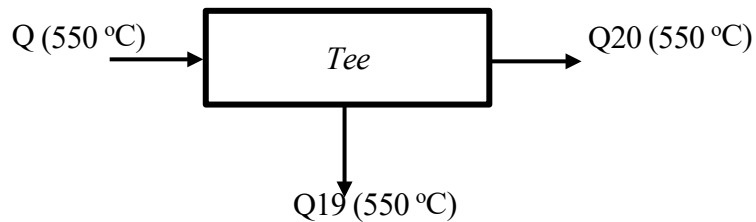


Tabel 6. 6 Neraca panas Desulphurizer Adsorber AD-201 A/B

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q ₁₆	1511367,64	
2	Q ₁₇		12,42
3	Q ₁₈		1511355,22
	Total	1511367,64	1511367,64

- ***Bireforming***

Bireforming merupakan campuran dari *Steam* dan *Dry Reforming*, aliran *sweet gas* dibagi menjadi dua dengan rasio 2:1.

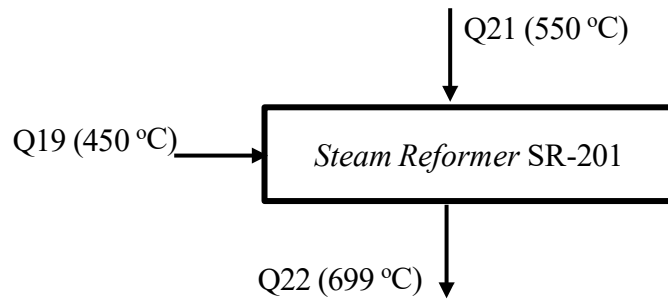


Tabel 6. 7 Neraca panas inlet bireforming

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q	1196358.55	
2	Q19		124758449.48
3	Q20		62379224.74
	Total	1196368.36	1196368.36

- ***Steam Reformer SR-201***

Pada *Steam Reforming*, *sweet gas* direaksikan dengan *Steam* yang menghasilkan *Syngas*. Berikut merupakan reaksi yang terjadi: $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$ (+206140 kJ/kmol)



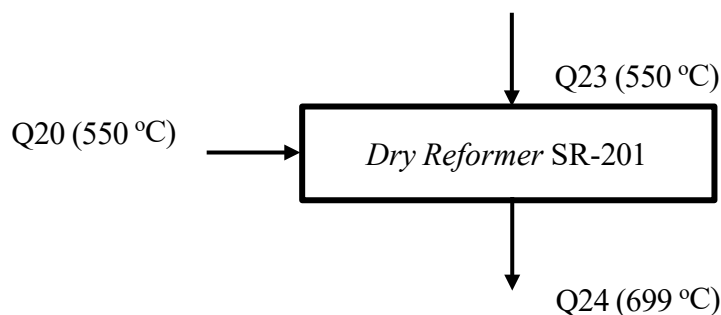
Tabel 6. 8 Neraca panas *steam reformer* SR-201

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q ₁₉	124758449.5	
2	Q ₂₁	67600496.89	
3	Q ₂₂		335927073.2
4	Q _{reaction}		-143568126.86
	Total	192358946.4	192358946.4

- **Dry Reformer DR-201**

Pada *Dry Reforming*, *sweet gas* direaksikan dengan CO₂ yang menghasilkan *Syngas*.

Berikut merupakan reaksi yang terjadi: $\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO} + 2\text{H}_2$
(+247310 kJ/kmol)

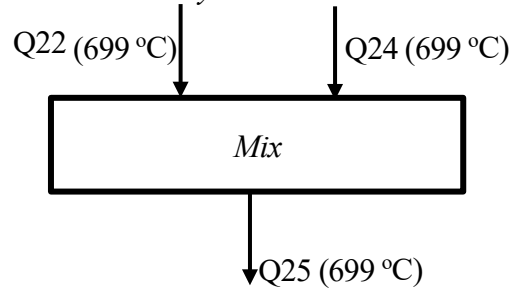


Tabel 6. 9 Neraca panas *dry reformer* DR-201

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q ₂₀	62379224.74	
2	Q ₂₃	48467644.79	
3	Q ₂₄		171393960.4
4	Q _{reaction}		-60547090.85
	Total	110846869.5	110846869.5

- *Syngas*

Proses konversi *sweet gas* menjadi *syngas* di reaktor *Steam Reforming* dan reaktor *Dry Reforming*, aliran *syngas* digabungkan kembali sebelum dialirkan ke unit *Synthetic Methanol*.



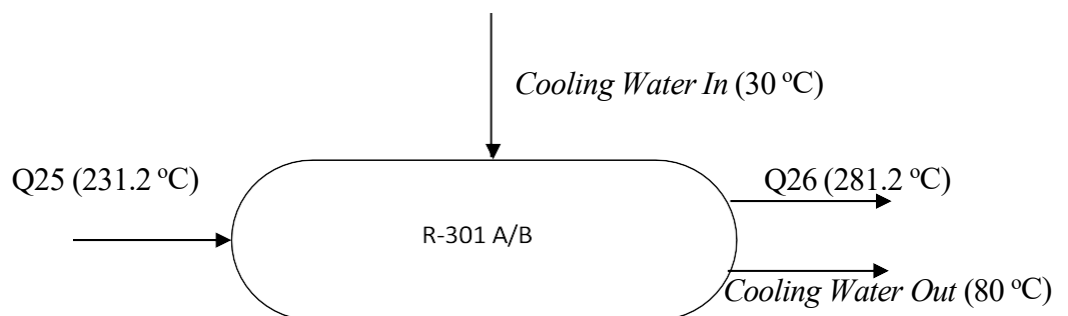
Tabel 6. 10 Neraca panas syngas

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q ₂₂	335927073,2	
2	Q ₂₄	171393960,4	
3	Q ₂₅		507321033,6
	Total	507321033,6	507321033,6

6.1.3 Neraca Panas *Methanol Synthesis* dan *Product Upgrading Unit*

Syngas dari unit *bireforming* masuk ke *surge drum* (V-301) sebelum masuk ke reaktor, dengan komposisi *syngas* pada Tabel 5.13 sebagai berikut:

- Reaktor Sintesis Metanol (R-301 A/B)

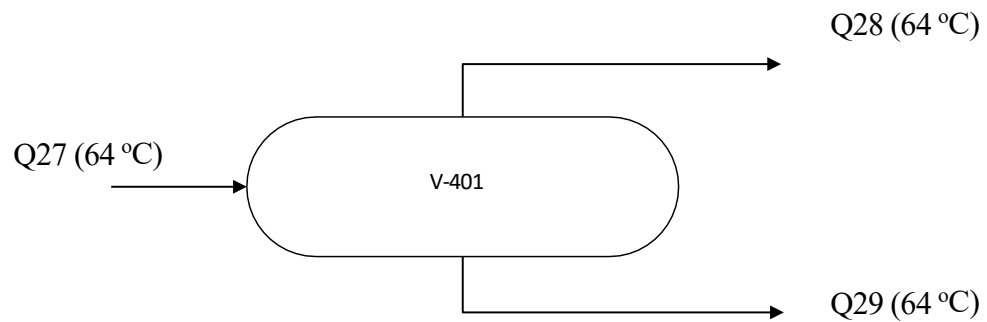


Berikut merupakan Tabel 6.11 hasil perhitungan neraca panas pada reaktor sintesis metanol.

Tabel 6. 11 Neraca panas Reaktor R-301 A/B

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q ₂₅	155406336.4	
2	Q ₂₆		163967693.1
3	Q _{reaction}		-452125280.54
4	Q _{cooling}		443563923.78
	Total	155406336.4	155406336.4

- **Separator**

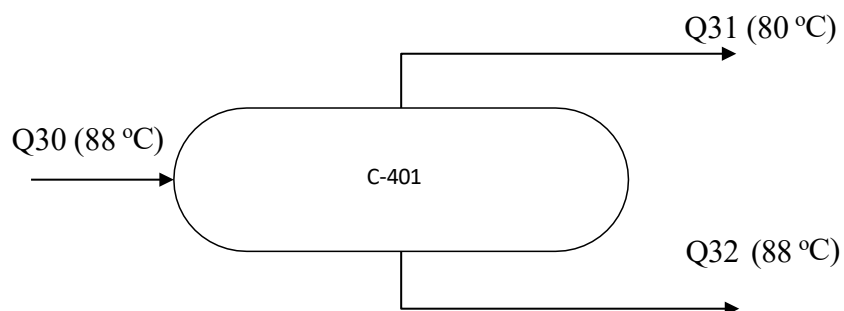


Berikut merupakan Tabel 6.12 hasil perhitungan neraca massa pada separator 1.

Tabel 6. 12 Neraca Panas *Separator*

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q ₂₇	13560948.85	
2	Q ₂₈		10758785.22
3	Q ₂₉		2802163.632
	Total	13560948.85	13560948.85

- **Distillation Column**

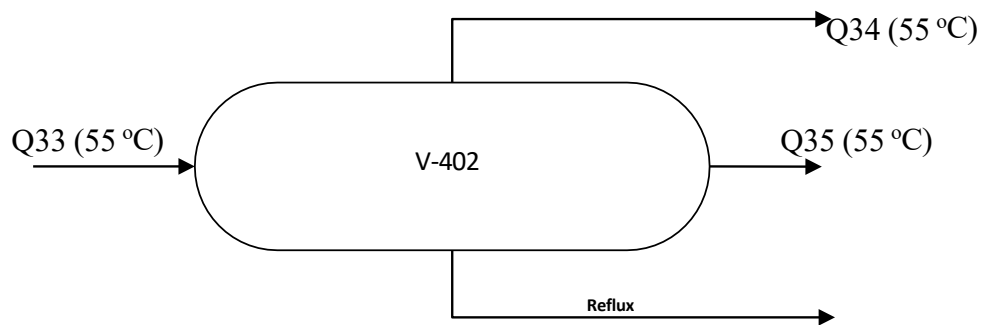


Berikut merupakan Tabel 6.13 hasil perhitungan neraca massa pada kolom distilasi.

Tabel 6. 13 Neraca Panas Kolom Distilasi C-401

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q_{30}	19693180.26	
2	Q_{31}		19640727
3	Q_{32}		52453
	Total	19693180.26	19693180.26

- *Accumulator*



Berikut merupakan Tabel 6.14 hasil perhitungan neraca massa pada *accumulator*.

Tabel 6. 14 Neraca Panas *Accumulator* V-402

No.	Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
1	Q_{33}	8932895.784	
2	Q_{34}		207815
3	Q_{35}		8725081
	Total	8932895.784	8932895.784

BAB VII. SPESIFIKASI ALAT

7.1 Spesifikasi Alat

Pada unit ini, gas CO₂ yang dihasilkan hingga 90% total kandungan CO₂ dari *Flue gas*. Berikut ini merupakan hasil perhitungan perancangan peralatan pada unit *Carbon Capture* yang disajikan dalam bentuk tabel:

- **Compressor**

Kompresor (COM-101) berfungsi menaikkan tekanan CO₂ dari V-102 sebelum masuk ke *Heat Exchanger* E-203 (Unit *Reforming*). Pada Tabel 7.1 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 1 Hasil Desain Compressor (COM-101)

Parameter	Suction	Discharge	Unit
Gas Flow Rate	3832,17	3832,17	MMSCFD
Temperature	563,67	597,26	Rankine
Temperature Politropik	1167,60		Rankine
Temperature Adiabatik	597,26		Rankine
Pressure	14,7	455	psia
Compresibility Factor (Z)	0,99	0,87	-
Inside Diameter	29,25	12,75	in
Gas Velocity (Vg)	86,54	33,98	ft/s
Number of Stage	1,3		Stage
Efisiensi Politropik	0,74		-
Efisiensi Adiabatik	0,7		-
GHP	9496,88		HP
CHP	12662,51		HP
DHP	13054,13		HP

- **Scrubber**

Scrubber (V-101) berfungsi membersihkan *flue gas* dari pengotor partikel padatan dan untuk mengabsorb kandungan sulfur untuk melindungi

katalis *bi-reforming*. Pada Tabel 7.2 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 2 Hasil Desain *Scrubber* (V-101)

Parameter	Nilai	Satuan
Temperature	140	°F
Pressure	14,7	psig
Massa jenis uap	2,572	lb/cuft
Massa jenis cairan	2204,62	lb/cuft
Mass flow	307,02	lb/sec
Diameter (D)	3,75	ft
Panjang Scrubber (L)	10,77	ft
L/D	2,87	
Tebal Shell	2/16	in
Tebal Cap	0	in

- **Column**

Kolom Distilasi (C-101) berfungsi untuk penghilangan *sulfur* pada *flue gas* dengan cara absorption dengan bantuan Monoetanolamine (MEA). Pada Tabel 7.3 berikut ini merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 3 Hasil Desain Kolom *Absorber* C-101

Parameter	Atmospheric Distillation	
Bahan	Stainless Steel 304L	
Kapasitas	1044,342	ton/dayr
Temperature Feed	39	°C
Tekanan Feed	1,1	atm
Temperature Top	40	°C
Tekanan Top	1	atm
Temperature Bottom	40	°C

Tekanan Bottom	1	atm
Diameter	6,22	m
Ketebalan Shell	2	in
Type Head	Torispherical	
Ketebalan Head	2	in
Tinggi	17,49	m

Tabel 7. 4 Hasil Desain Kolom *Stripper*

Parameter	Atmospheric Distillation	
Bahan	Stainless Steel 304L	
Kapasitas	517,38	ton/day
Temperature Feed	40	°C
Tekanan Feed	1,1	atm
Temperature Top	120	°C
Tekanan Top	1,5	atm
Temperature Bottom	120	°C
Tekanan Bottom	1,5	atm
Jumlah Tray	21	
Diameter (bottom)	4,41	m
Ketebalan Shell	2	in
Type Head	Torispherical	
Ketebalan Head	2	in
Tinggi	15,43	m

- ***Separator***

Separator 2 (V-102) berfungsi untuk pemisahan produk atas kolom C-102 yang memisahkan komponen gas CO₂ dan liquid untuk dikembalikan sebagai *reflux* ke kolom C-102. Komponen gas CO₂ dijadikan sebagai *feed* unit *reforming* (200). Pada Tabel 7.5 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 5 Hasil Desain CO2 Drum V-102

Parameter	Nilai	Satuan
Diameter (D)	2,50	ft
	0,76	m
Panjang (L)	7,50	ft
	2,29	m
L/D	3,00	
Temp (T)	40,00	C
Pressure (P)	1,00	atm
<i>Retention Time (t) - half-full</i>	573,84	menit
t_{shell}	0,719	in
t_{head}	0,688	in

Tabel 7. 6 Hasil Desain Separator V-201

Parameter	Nilai	Satuan
Diameter (D)	10	ft
	3,05	m
Panjang (L)	4,00	ft
	1,22	m
L/D	2,5	
Temp (T)	30,00	C
Pressure (P)	28,25	atm
<i>Retention Time (t), half-full</i>	1,5	menit
t_{shell}	1,375	in
t_{head}	1,375	in

- **Adsorber**

Adsorber (AD-201) berfungsi untuk menghilangkan senyawa *sulfur* dan pengotor lain dari gas alam dengan bantuan Adsorben (*Zinc Oxide*) sehingga melindungi katalis reformer dan memastikan proses pembentukan gas sintesis berjalan optimal.

Tabel 7. 7 Hasil Desain *Adsorber AD-201*

Parameter	Simbol	Nilai	Satuan
Jumlah	n	2	buah
GHSV		1269,23	/h
WAIT		30	C
Inlet Pressure	P_{inlet}	583,71	psig
Inlet Temp	T_{inlet}	30	C
Outlet Pressure	P_{outlet}	583,47	psig
Outlet Temp	T_{outlet}	30	C
Diameter	D	1,98	m
Tinggi	H	7,01	m
Rasio H/D	H/D	3,54	
Berat Katalis	$W_{catalyst}$	0,35	ton
Berat Reaktor	$W_{reactor}$	14,55	ton
<i>Pressure Drop</i>	$\Delta P/L$	11,5	kPa/m
Tebal <i>Shell</i>	t_{shell}	1,25	in
Tebal <i>Head</i>	t_{head}	1,25	in

- ***Heater***

Heater (H-201 dan H-202) berfungsi memanaskan feed gas (CO_2 dan *Natural Gas*) sebelum masuk *bi-reforming*. *Heater* (H-201 dan H-202) digunakan untuk mengatur suhu *inlet bi-reforming* agar reaksi sesuai dengan kebutuhan dan berjalan optimal. Tabel 7.8 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 8 Hasil Desain *Heater*

Data Desain			
Kode Alat	H-201	H-202	
Tipe	<i>Vertical Cylindrical</i>		
Material	Carbon Steel		
Beban	55,52	46,06	MMBTU/jam
<i>Fuel Gas Flow</i>	100027,23	50013,61	lb/jam
<i>Fuel Gas GHV</i>	4193,93	4193,93	BTU/lb

Performa			
Fluida	<i>Natural Gas</i> <i>Steam</i>	<i>Natural Gas</i> CO ₂	
Laju Alir	150806,31	125113,60	lb/jam
<i>Inlet Temp</i>	350,00	350,00	°F
<i>Outlet Temp</i>	700,00	700,00	°F
Area Radiasi			
Radiant Surface Area	3.203,23	2.657,50	ft ²
Mass <i>Velocity</i>	332,21	275,61	lb/s.ft ²
<i>Jumlah Pass</i>	2,00	2,00	
OD <i>Tube</i>	3,50	3,50	inch
Panjang <i>Tube</i>	6,70	6,70	ft
Area Konveksi Dan <i>Stank</i>			
Jumlah Pass	2,00	2,00	
OD <i>Tube</i>	3,50	3,50	inch
Jumlah <i>Tube</i>	159,03	131,94	buah
Temp <i>Stack</i>	737,00	737,00	°F
Diameter <i>Stack</i>	2,84	2,58	ft
Tinggi <i>Stack</i>	30,53	30,53	ft
<i>Burner</i>			
Jumlah	8,00	7,00	buah
<i>Heat Release</i>	7,69	7,69	MMBTU/burner
Jenis <i>Burner</i>	<i>Low NOx</i>		

- ***Heat Exchanger***

Heat Echanger (E-101) berfungsi untuk memanaskan produk *bottom* C-101 dan mendinginkan produk *bottom* C-102. Pada Tabel 7.9 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 9 Hasil Desain *Heat Exchanger* E-101

Parameter	Nilai	Nilai	Satuan
	E-101	E-204	
CMTD	79,87	859,36	°F
h_o	346,30	1186,99	Btu/h.ft ² .F
h_i	244,46	1223,55	Btu/h.ft ² .F
h_{io}	178,94	933,81	Btu/h.ft ² .F
$U_{C, cal}$	62,55	18,05	Btu/h.ft ² .F
D_e	0,0825	0,103	ft
R_{dt}	0,0010	0,001	h.ft ² .F/Btu
Parameter	Nilai	Nilai	Satuan
R_{ds}	0,0010	0,001	h.ft ² .F/Btu
$R_{d, calc.}$	0,0075	0,053	h.ft ² .F/Btu
P_T	1,25	1,56	inch
<i>Surface Area (A)</i>	3621,21	6093,38	ft ²
<i>Pitch Type</i>	<i>Square Pitch</i>	<i>Square Pitch</i>	
<i>Tube Clearance ©</i>	0,2500	0,3125	inch
<i>Max. Heat Flux</i>	1603,68	15500,52	Btu/h.ft ²
$\Delta P_{t, T}$	3,692171	3,34	psi
$\Delta P_{s, T}$	9,740000	0,24	psi
Spesifikasi Tube:			
d_o	1,00	1,25	in
d_i	0,732	0,954	in
BWG	10	9	
t_{tabel}	0,134	0,14	in
$a't$	0,421	0,71	in ² /tube
a_o	0,2618	0,32	ft ² /lin.ft
L_t	26,00	28,00	ft
n_t	8	2	passes
N_t	532	665	tubes

Spesifikasi <i>Shell</i>:			
D_s	37,00	39,00	in
n_s	1	1	passes
t_{min}	0,531	0,531	in
n_b	17	18	baffles
B	18,50	19,50	in

- ***Fin fan***

Finfan (AC-101) berfungsi untuk mendinginkan produk *overhead* C-102 sebelum dialirkan ke V-102. Pada Tabel 7.10 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 10 Hasil Desain *Air Cooler* AC-101

Parameter		Nilai	Nilai	Satuan
		AC-101	AC-201	
Luas per Unit		2144	1208	ft ²
Diameter <i>Fan</i> per Unit		20,26	20,83	ft
Parameter		Nilai	Nilai	Satuan
<i>Heat Transfer Coefficient</i>	U_x	2,64	2,42	Btu/jam.ft ² .F
<i>Tube Pressure Drop</i>	ΔP_t	1,50	1,28	psi
<i>Air Pressure Drop</i>	ΔP_a	0,28	1,28	inH ₂ O
Tenaga <i>Fan Driver</i>		35	28	hp
Spesifikasi <i>Tube</i> :				
d_o		1	1	in
d_i		0,67	0,67	in
BWG		8	8	
t_{tabel}		0,165	0,165	in
$t_{min, calc.}$		0,131	0,131	in
L_t		10	24	ft
n_t		3	2	passes
N_t		42	272	tubes

- ***Sweet gas exchanger***

Sweet gas exchanger (E-203) berfungsi untuk mengambil panas dari *gas outlet reforming* untuk memanaskan CO₂ sebelum masuk *Sour gas heater* E-202, sehingga meningkatkan efisiensi energi dan mendukung proses selanjutnya.

Tabel 7. 11 Hasil Desain *Waste Heat Boiler* E-203

Parameter	<i>Value</i>	Unit
<i>Height</i>		
- Panjang Tube dan Shell (Lt)	3,6576	m
Diameter		
- IDt	17,0180	mm
- ODt	25,4000	mm
- IDs	539,7500	mm
- ODs	551,0708	mm
Jumlah <i>Baffles</i> (N)	1	
<i>No. of Crossing</i> (N+1)	2	
<i>Baffles Spacing</i> (B)	1828,8	mm
<i>Number of tubes</i> (Nt)	529	tubes
<i>Min. Thickness</i>		
- <i>Tube</i>	11,3208	mm
- <i>Shell</i>	11,3208	mm
- <i>Shell Head</i>	11,1997	mm
<i>Mass Flow</i>		
- <i>Tube Inlet</i>	1574709,2415	kg/jam
- <i>Tube Outlet</i>	1574709,2415	kg/jam
- <i>Shell Inlet</i>	7265162,1040	kg/jam
- <i>Shell Outlet</i>	7265162,1040	kg/jam

- **Pompa**

Pompa berfungsi untuk menaikkan tekanan fluida agar dapat mengalir sesuai dengan kebutuhan proses selanjutnya. Pada Tabel 7.13 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan pompa di unit *Carbon Capture*.

Tabel 7. 12 Hasil Desain Pompa

Kode		P-102	P-103	P-104	
Parameter		Nilai			Satuan
Jenis Pompa		<i>Rotary Double Section</i>			
Jenis Penggerak		<i>Electrical Motor</i>			
Temp in	T _s	40,00	120,00	64,5	°C
Kode		P-102	P-103	P-104	
Temp out	T _d	40,00	120,00	64,58	°C
Pressure in	P _s	111,45	101,32	101.32	kPa
Pressure out	P _d	151,98	113.48 4	111.45	kPa
NPS Suction	D _s	6,00	6,00	2,50	in
NPS Discharge	D _d	5,00	5,00	2,00	in
Suction Pipe Thickness	t _s	0,280	0,280	0,203	in
Discharge Pipe Thickness	t _d	0,258	0,258	0,154	in
Pipe Material		<i>A106 Grd. A CC</i>			
Flowrate	Q	605,39	497,80	0,22	m ³ /h
		2665,46	2191,7 5	0,96	GPM
Head	H	12,22	12,21	13,58	m
		40,09	40,07	44,56	ft
Number of Stages	i	1,00	1,00	1,00	stages
Pump Speed	N	975,00	975,00	975,00	RPM
Suction Spec. Speed	S	800,00	800,00	800,00	RPM
NPSH _a		20,13	20,13	12,12	m
NPSH _r		0,60	0,53	0,00	m
Daya Cairan	N _h	0,24	0,20	0,00	hp
Daya Pompa	N _p	0,22	0,18	0,00	hp
Daya Penggerak	N _d	0,24	0,19	0,00	hp

- **Surge Drum (V-301)**

Surge Drum (V-301) berfungsi untuk tempat penampungan sementara *syngas* dari *bireforming unit* sebelum di kompresi pada kompresor (COM-301). Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 7. Berikut data terkait hasil desain *surge drum* pada Tabel 4.11.

Tabel 7. 13 Hasil Perhitungan Desain Surge Drum

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	V-301	
Tipe	Vertikal Separator	
Flowrate	281592,8099	kg/jam
Suhu Operasi (T)	120,00	°C
Tekanan Operasi (P)	21,69	bar
<i>Retention Time (t), half-full</i>	3	menit
Diameter (D)	8,0	ft
	2,4	m
Panjang (L)	25,0	ft
	7,6	m
L/D	3,2	
t_{shell}	1,5	in
t_{head}	1,375	in
Material	SA-516 55	

Referensi perhitungan: (Evans, 1974)

- **Separator 1 (V-401)**

Separator 1 (V-401) berfungsi untuk memisahkan *Methanol* keluaran reaktor dengan *syngas* yang tidak bereaksi. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus yang pada lampiran 7. Pada Tabel 4.12 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 14 Hasil Perhitungan Desain Separator

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	V-401	
Tipe	Vertikal Separator	
Flowrate	281592,4824	kg/jam
Suhu Operasi (T)	63	°C
Tekanan Operasi (P)	33,02	bar
<i>Retention Time (t), half-full</i>	5	menit
Diameter (D)	8,0	ft
	2,4	m
Panjang (L)	25,0	ft
	7,6	m

L/D	3,2	
t_{shell}	1,5	in
t_{head}	1,375	in
Material	SA-516 55	

Referensi perhitungan: (Evans, 1974)

- **Separator 2 (V-402)**

Separator 2 (V-402) berfungsi untuk pemisahan lanjutan syngas yang masih terikut pada *crude Methanol* sebelum masuk ke kolom distilasi. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 7. Pada Tabel 7.16 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 15 Hasil Perhitungan Separator 2

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	V-402	
Tipe	<i>Horizontal Separator</i>	
Flowrate	160959,7786	kg/jam
Suhu Operasi (T)	61	°C
Tekanan Operasi (P)	12,96	bar
<i>Retention Time (t), half- full</i>	3	menit
Diameter (D)	6,0	ft
	1,8	m
Panjang (L)	23,1	ft
	7,0	m
L/D	3,9	
t_{shell}	1,5	in
t_{head}	1,375	in
Material	SA-516 55	

Referensi perhitungan: (Evans, 1974)

- **Accumulator (V-402)**

Accumulator (V-402) berfungsi untuk menampung produk metanol hasil dan memisahkan gas yang tidak terkondensasi. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus dapat lampiran 7. Pada Tabel 7.17 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 16 Hasil Perhitungan Desain Accumulator

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	V-402	
Tipe	<i>Horizontal Separator</i>	
Flowrate	157233,9366	kg/jam

Suhu Operasi (T)	50	°C
Tekanan Operasi (P)	1,01	bar
<i>Retention Time (t), half-full</i>	3	menit
Diameter (D)	6,0	ft
	1,8	m
Panjang (L)	23,1	ft
	7,0	m
L/D	3,9	
t_{shell}	1,5	in
t_{head}	1,375	in
Material	SA-516 55	

Referensi perhitungan: (Evans, 1974)

- **Kompresor (COM-301)**

Kompresor (COM-301) berfungsi menaikkan tekanan *syngas* sebelum masuk ke reaktor. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 12. Pada Tabel 7.18 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 17 Hasil Perhitungan Desain Kompresor

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	COM-301	
Tipe	<i>Multistage Centrifugal</i>	
Jenis Penggerak	<i>Electrical Motor</i>	
<i>Flowrate</i>	790,91	m ³ /s
Densitas Fluida	356,04	kg/m ³
Kompresibilitas	1,01	
Suhu Masuk	119,12	°C
Suhu Keluar	259,24	°C
Tekanan Masuk	314,70	psia
Tekanan Keluar	759,89	psia
<i>Number of Stages</i>	2	<i>Stage</i>
<i>Power Consumed (kW)</i>	438,29	kW
<i>Adiabatic Efficiency</i>	79,880	%

Referensi perhitungan: (GPSA Sec.13, 2004)

- **Reactor Finfan (AC-301)**

Reactor Finfan (AC-301) berfungsi untuk mendinginkan *syngas* keluaran dari kompresor sebelum masuk ke reaktor. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 9. Pada Tabel 7.19 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 18 Hasil Perhitungan Desain *Reactor Finfan*

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	AC-301	
Tipe	<i>Force Draft</i>	
Luas per Unit	1104,00	ft ²
Diameter <i>Fan</i> per Unit	16,77	ft
<i>Heat Transfer Coefficient</i>	2,42	Btu/jam.ft ² .°F
<i>Tube Pressure Drop</i>	1,76	psi
<i>Air Pressure Drop</i>	0,34	inH ₂ O
Tenaga <i>Fan Driver</i>	33,00	hp
Spesifikasi <i>Tube</i>:		
d _o	1,000	inch
d _i	0,670	inch
BWG	8	
t _{tabel}	0,165	inch
t _{min, calc.}	0,131	inch
L _t	48,00	ft
n _t	2	passes
N _t	435	tubes

Referensi perhitungan: (GPSA Sec. 10, 2004)

- ***Separator Finfan* (AC-401)**

Separator Finfan (AC-401) berfungsi untuk mendinginkan *crude Methanol* sebelum masuk ke *separator*. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 9. Pada Tabel 7.20 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 19 Hasil Perhitungan Desain *Separator Finfan*

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	AC-401	
Tipe	<i>Force Draft</i>	
Luas per Unit	1122,00	ft ²
Diameter <i>Fan</i> per Unit	11,95	ft
<i>Heat Transfer Coefficient</i>	2,42	Btu/jam.ft ² .°F
<i>Tube Pressure Drop</i>	1,48	psi
<i>Air Pressure Drop</i>	0,38	inH ₂ O
Tenaga <i>Fan Driver</i>	37,00	hp
Spesifikasi <i>Tube</i>:		
d _o	1,000	inch
d _i	0,670	inch
BWG	8	
t _{tabel}	0,165	inch

$t_{\min, \text{calc.}}$	0,132	inch
L_t	34,00	ft
n_t	2	passes
N_t	627	tubes

Referensi perhitungan: (GPSA Sec. 10, 2004)

- ***Air Condensor (AC-402)***

Air condensor (AC-402) berfungsi untuk mengkondensasi *top product* kolom distilasi. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 9. Pada Tabel 7.21 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 20 Hasil Perhitungan Desain *Air Condensor*

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	AC-402	
Tipe	<i>Force Draft</i>	
Luas per Unit	2.198,00	ft ²
Diameter <i>Fan</i> per Unit	11,83	ft
<i>Heat Transfer Coefficient</i>	3,51	Btu/jam.ft ² .°F
<i>Tube Pressure Drop</i>	1,08	psi
<i>Air Pressure Drop</i>	0,28	inH ₂ O
Tenaga <i>Fan Driver</i>	44	hp
Spesifikasi Tube:		
d_o	1,000	inch
d_i	0,670	inch
BWG	8	
t_{tabel}	0,165	inch
$t_{\min, \text{calc.}}$	0,131	inch
L_t	14,00	ft
n_t	2	passes
N_t	301	tubes

Referensi perhitungan: (GPSA Sec. 10, 2004)

- ***Product Finfan (AC-403)***

Product Finfan (AC-403) berfungsi untuk mendinginkan produk metanol sebelum dialirkan ke tangki penyimpanan. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 9. Pada Tabel 7.22 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 21 Hasil Perhitungan Desain *Product Finfan*

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	AC-403 <i>Product Finfan</i>	
Tipe	<i>Force Draft</i>	
Luas per Unit	910,00	ft ²
Diameter <i>Fan</i> per Unit	15,22	ft
<i>Heat Transfer Coefficient</i>	2,22	Btu/jam.ft ² .oF
<i>Tube Pressure Drop</i>	1,08	psi
<i>Air Pressure Drop</i>	0,28	inH ₂ O
Tenaga <i>Fan Driver</i>	18,70	hp
Spesifikasi <i>Tube</i>:		
d _o	1,000	inch
d _i	0,670	inch
BWG	8	
t _{tabel}	0,165	inch
t _{min, calc.}	0,131	inch
L _t	14,00	ft
n _t	2	passes
N _t	249	tubes

Referensi perhitungan: (GPSA Sec. 10, 2004)

- ***Recycle Heat Exchanger (E-301)***

Recycle Heat Echanger (E-301) berfungsi untuk memanaskan gas yang akan di *recycle* menuju rektor dengan memanfaatkan panas dari *crude Methanol*. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 8. Pada Tabel 7.23 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 22 Hasil Perhitungan Desain *Recycle Heat Exchanger*

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	E-301	
Tipe	<i>Shell & Tube</i>	
CMTD	240,41	F
h _o	177,63	Btu/h.ft ² .F
h _i	376,52	Btu/h.ft ² .F
h _{io}	287,36	Btu/h.ft ² .F
UC, cal	18,04	Btu/h.ft ² .F
De	0,1031	ft
R _{dt}	0,0010	h.ft ² .F/Btu
R _{ds}	0,0010	h.ft ² .F/Btu
R _{d, calc.}	0,0463	h.ft ² .F/Btu
P _T	1,5625	inch

<i>Surface Area (A)</i>	1165,01	ft ²
<i>Pitch Type</i>	Square Pitch	
<i>Tube Clearance (C)</i>	0,3125	inch
Max. Heat Flux	4335,61	Btu/h.ft ²
$\Delta P_t, T$	3,137053	psi
$\Delta P_s, T$	1,093196	psi
Spesifikasi Tube:		
d_o	1,25	inch
d_i	0,954	inch
BWG	9	
t_{label}	0,148	inch
$a't$	0,714	in ² /tube
a_o	0,3271	ft ² /lin.ft
L_t	20,00	ft
n_t	2	passes
N_t	178	tubes
Spesifikasi Shell:		
D_s	29,00	inch
n_s	1	passes
t_{min}	0,781	inch
n_b	17	baffles
B	14,50	inch

Referensi Perhitungan: (Kern, 1983)

- ***Product Heat Exchanger (E-401)***

Product Heat Exchanger (E-401) berfungsi untuk memanaskan *feed* sebelum masuk ke kolom distilasi. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 8. Pada Tabel 7.24 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 23 Hasil Perhitungan Desain *Product Heat Exchanger*

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	E-301	
Tipe	<i>Shell & Tube</i>	
CMTD	195,35	°F
h_o	177,63	Btu/h.ft ² .F
h_i	376,52	Btu/h.ft ² .F
h_{io}	287,36	Btu/h.ft ² .F
UC, cal	20,11	Btu/h.ft ² .F
De	0,1031	ft
Rdt	0,0010	h.ft ² .F/Btu
Rds	0,0010	h.ft ² .F/Btu
Rd, calc.	0,0406	h.ft ² .F/Btu
P_T	1,5625	inch

Surface Area (A)	1874,48	ft ²
Pitch Type	Square Pitch	
Tube Clearance (C)	0,3125	inch
Max. Heat Flux	3926,54	Btu/h.ft ²
ΔP_t , T	1,197200	psi
ΔP_s , T	4,058645	psi
Spesifikasi Tube:		
d_o	1,25	inch
d_i	0,954	inch
BWG	9	
t_{tabel}	0,148	inch
$a't$	0,714	in ² /tube
a_o	0,3271	ft ² /lin.ft
L_t	32,00	ft
n_t	2	passes
N_t	179	tubes
Spesifikasi Shell:		
D_s	29,00	inch
n_s	1	passes
t_{min}	0,781	inch
n_b	27	baffles
B	14,50	inch

Referensi Perhitungan: (Kern, 1983)

- **Reboiler (E-402)**

Reboiler (E-402) berfungsi untuk menjaga suhu *bottom* kolom distilasi dengan memanfaatkan pemanas *steam*. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 8. Pada Tabel 7.25 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 24 Hasil Perhitungan Desain *Reboiler*

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	E-401	
Jumlah STHE	1,00	unit
CMTD	125,22	°F
h_o	429,43	Btu/h.ft ² .F
h_i	2844,04	Btu/h.ft ² .F
h_{io}	2002,20	Btu/h.ft ² .F
$U_{C, \text{cal}}$	62,27	Btu/h.ft ² .F
D_e	0,1757	ft
R_{dt}	0,0010	h.ft ² .F/Btu
R_{ds}	0,0010	h.ft ² .F/Btu
$R_{d, \text{calc.}}$	0,0132	h.ft ² .F/Btu
P_T	1,5625	inch

<i>Surface Area (A)</i>	502,65	ft ²
<i>Pitch Type</i>	<i>Square Pitch</i>	
<i>Tube Clearance (C)</i>	0,5625	inch
<i>%Oversurface</i>	0,58	%
<i>%Overdesign</i>	0,36	%
$\Delta P_{t, T}$	0,018282	psi
$\Delta P_{s, T}$	0,001888	psi
Spesifikasi Tube:		
d_o	1,00	inch
d_i	0,704	inch
BWG	9	
t_{tabel}	0,148	inch
$a't$	0,389	in ² /tube
a_o	0,2618	ft ² /lin.ft
L_t	15,00	ft
n_t	4	passes
N_t	128	tubes
Spesifikasi Shell:		
D_s	21,25	inch
n_s	1	passes
t_{min}	0,719	inch
n_b	22	baffles
B	8,50	inch

Referensi Perhitungan: (Kern, 1983)

- **Reboiler Pump (P-401)**

Reboiler Pump (P-401) berfungsi untuk mengalirkan fluida menuju *reboiler*. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 13. Pada Tabel 7.26 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 25 Hasil Perhitungan Desain Reboiler Pump

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	P-401	
Jenis Pompa	<i>Rotary Pump</i>	
Jenis Penggerak	<i>Electrical Motor</i>	
Suhu Masuk (T_s)	96,56	°C
Suhu Keluar (T_d)	96,56	°C
Tekanan Masuk (P_s)	266,39	kPa
Tekanan Keluar (P_d)	424,26	kPa
<i>NPS Suction</i> (D_s)	2,00	inch
<i>NPS Discharge</i> (D_d)	2,50	inch
<i>Suction Pipe Thickness</i> (t_s)	0,154	inch

<i>Discharge Pipe Thickness (t_d)</i>	0,203	inch
<i>Pipe Material</i>	<i>A106 Grd. A CC</i>	
<i>Flowrate (Q)</i>	3,06	m ³ /h
	13,47	GPM
<i>Head (H)</i>	21,68	m
	71,13	ft
<i>Number of Stages (i)</i>	1,00	<i>stages</i>
<i>Pump Speed (N)</i>	975,00	RPM
<i>Suction Spec. Speed (S)</i>	800,00	RPM
<i>NPSH_a</i>	1,79	m
<i>NPSH_r</i>	0,04	m
<i>Daya Cairan (N_h)</i>	0,18	hp
<i>Daya Pompa (N_p)</i>	0,26	hp
<i>Daya Penggerak (N_d)</i>	0,27	hp

Referensi Perhitungan: (GPSA Sec. 12, 2004)

- **Reflux Pump (P-402)**

Reflux Pump (P-402) berfungsi untuk mengalirkan fluida menuju kolom distilasi. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 13. Pada Tabel 7.27 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 26 Hasil Perhitungan Desain *Reflux Pump*

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	P-401	
Jenis Pompa	<i>Rotary Pump</i>	
Jenis Penggerak	<i>Electrical Motor</i>	
Suhu Masuk (T _s)	64,57	°C
Suhu Keluar (T _d)	64,57	°C
Tekanan Masuk (P _s)	208,67	kPa
Tekanan Keluar (P _d)	334,59	kPa
<i>NPS Suction (D_s)</i>	5,00	inch
<i>NPS Discharge (D_d)</i>	5,00	inch
<i>Suction Pipe Thickness (t_s)</i>	0,258	inch
<i>Discharge Pipe Thickness (t_d)</i>	0,258	inch
<i>Pipe Material</i>	<i>A106 Grd. A CC</i>	
<i>Flowrate (Q)</i>	77,09	m ³ /h
	339,43	GPM
<i>Head (H)</i>	17,29	m
	56,73	ft
<i>Number of Stages (i)</i>	1,00	<i>stages</i>

<i>Pump Speed (N)</i>	975,00	RPM
<i>Suction Spec. Speed (S)</i>	800,00	RPM
$NPSH_a$	10,01	m
$NPSH_r$	0,31	m
<i>Daya Cairan (N_h)</i>	3,67	hp
<i>Daya Pompa (N_p)</i>	5,24	hp
<i>Daya Penggerak (N_d)</i>	5,52	hp

Referensi Perhitungan: (GPSA Sec. 12, 2004)

- **Reaktor *Methanol Sintesis* (R-301 A/B)**

Reaktor (R-301 A/B) berfungsi sebagai tempat mereaksikan *syngas* menjadi *Methanol*. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 10. Pada Tabel 4.25 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 27 Hasil Desain Reaktor *Methanol Sintesis* (R-301 A/B)

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	R-301	
Tipe	<i>Fixed Bed Reactor</i>	
<i>Flowrate</i>	195.790,7867	kg/jam
Suhu Operasi	260	°C
Tekanan Operasi	50	bar
Densitas	13,446	kg/m ³
Katalis	Cu/ZnO/Al ₂ O ₃	
Volume Flow	4,045	m ³ /s
Diameter	2,5	m
Tinggi	9,7	m
<i>t shell</i>	1,218	inch
<i>t head</i>	1,196	inch
Material	SA-204 Gr. C	

Referensi Perhitungan: (Lucking, 2017)

- **Kolom Distilasi (C-401)**

Kolom Distilasi (C-401) berfungsi untuk memisahkan metanol dari air hasil produk samping. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 11. Pada Tabel 7.29 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 28 Hasil Desain Kolom Distilasi (C-401)

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	C-401	
Jenis	<i>Atmospheric Distillation</i>	
Bahan	Stainless Steel 304L	
Kapasitas	162.421,056	kg/jam

Temperature Feed	84,50	°C
Tekanan Feed	1,76	atm
Temperature Top	79,60	°C
Tekanan Top	1,14	atm
Temperature Bottom	96,56	°C
Tekanan Bottom	1,60	atm
Jumlah Plate	24,00	Plates
Diameter	5,00	m
Ketebalan Shell	2	in
Type Head	Semi Ellipsoidal	
Ketebalan Head	2	in
Tinggi	17,36	m

Referensi Perhitungan: (Coulson & Richardson's, 2005)

- **Tangki Metanol (T-401)**

Tangki Metanol (T-401) berfungsi sebagai tempat penampung produk metanol. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 6. Pada Tabel 7.30 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 29 Hasil Desain Tangki Metanol (T-401)

Parameter	Nilai	Satuan
Kode Alat	T-401	
Tinggi Tangki (H_t)	48,00	ft
Diameter Tangki (D_t)	57,30	ft
Luas Area (A)	56.078,24	ft ²
Volume Tanggul (V)	112.156,49	ft ³ /tank
Tinggi Tanggul (H_d)	2,00	ft
Jumlah Tangki (n_t)	6,00	tangki
Waktu Operasi (t)	4,00	hari
Kapasitas (Q)	29.505,91	bbl/d
Kebutuhan Pelat Total (n_{tot})	63,00	pelat
Ketebalan:		
<i>Course 1</i>	0,40	inch
<i>Course 2</i>	0,36	inch
<i>Course 3</i>	0,33	inch
<i>Course 4</i>	0,30	inch
<i>Course 5</i>	0,26	inch
<i>Course 6</i>	0,23	inch
<i>Course 7</i>	0,25	inch
<i>Roof Plates</i>	0,32	inch
Jarak Tank to:		
<i>Public Way / Imp. Building</i>	22,50	ft
<i>Property Line / Development</i>	67,50	ft

<i>Shell-to-Shell</i>	57,30	ft
<i>Tank-to-Dike</i>	60,00	ft

Referensi Perhitungan: (API 650, 2005)

- **Perpipaan**

Perpipaan (U1-10) berfungsi sebagai tempat untuk mengalirkan fluida proses. Perhitungan desain peralatan ini menggunakan rumus pada lampiran 13. Pada Tabel 7.31 berikut merupakan data terkait hasil desain peralatan ini.

Tabel 7. 30 Hasil Desain Perpipaan Unit 3 dan 4

Kode Pipa	Length (m)	Diameter (m)	Deskripsi
U1	22	0,5746	V-301 to COM-301
U2	25	0,6096	COM-301 to R-301
U3	15	0,6096	R-301 to E-301
U4	17	0,6096	E-301 to AC-301 A/B
U5	17	0,6096	AC-301 A/B to V-302
U6	26	0,4287	V-302 to V-301 output (Recycle)
U7	15	0,7778	V-302 to C-401
U8	12	0,5746	C-401 to V-401
U9	18	0,4778	V-401 to V-302 output (Recycle)
U10	6	0,7778	V-401 to P-401
U11	6	0,4778	P-401 to C-401
U12	11	0,7778	V-401 to AC-402
U13	90	0,7778	V-401 to T-401 A/B

Referensi Perhitungan: (API B36, 2015)

BAB VIII. UTILITAS

8.1 Utilitas kilang Pertamina RU IV Cilacap

Pada Pabrik Metanol yang akan didirikan menggunakan fasilitas utilitas dari kilang Pertamina RU IV Cilacap yang telah ada. Unit *Utilitas* kilang Pertamina RU IV Cilacap adalah semua bahan / sarana / media yang dibutuhkan untuk menunjang operasi pengolahan kilang seperti tenaga listrik, tenaga uap, air pendingin, air bersih, bahan bakar cair/gas, angin instrumen, dan lain-lain sehingga kilang dapat memproduksi BBM dan Non BBM.

Pengadaan sistem utilities dalam industri, khususnya untuk operasional kilang BBM dan petrokimia di Pertamina selama ini selalu diusahakan sendiri, mengingat kebutuhan dukungan pasokan yang kontinyu yang belum dapat diperoleh dari sumber lain. Utilities harus handal karena bila terjadi kegagalan dalam pengoperasian utilities, tidak saja akan mengakibatkan kehilangan produksi kilang berupa BBM, NBM, dan Petrokimia tetapi dapat juga menimbulkan kerusakan katalis, peralatan operasi, dan keselamatan (safety).

Didalam pengoperasiannya Utilities harus handal, karena bila terjadi kegagalan, akan mengakibatkan kehilangan produksi kilang berupa BBM, NBM dan Petrokimia, tetapi juga dapat menimbulkan kerusakan peralatan operasi, katalis bahkan juga dapat menimbulkan bahaya kebakaran.

Kehandalan adalah kemampuan dan ketersediaan sistem ketenagaan dalam periode waktu tertentu secara terus menerus dalam memasok kebutuhan Energi (Tenaga listrik, tenaga uap, bahan bakar minyak / gas dan udara bertekanan) untuk menunjang operasi kilang beserta fasilitas penunjangnya dalam setiap kondisi (*Start up*, stop, normal atau *emergency*).

Pengadaan sistem utilitas dalam industri, khususnya untuk operasional kilang bahan bakar minyak dan petrokimia Pertamina RU IV selama ini selalu diusahakan sendiri, mengingat kebutuhan kesinambungan dukungan pasok yang diperlukan belum dapat diperoleh dari sumber lain.

Di Pertamina RU IV Cilacap, kompleks Utilitas saat ini terbagi atas:

1. **Utilities I (Area 50)** yang dibangun pada tahun 1973 dan mulai dioperasikan tahun 1976 menunjang pengoperasi Utilitas I, FOC I, LOC I, dan Off Site area 30, 40, 60 dan 70 dengan kapasitas pengolahan 100.000

barrel/hari.

2. Utilities II (Area 05) yang dibangun pada tahun 1980 dan mulai dioperasikan tahun 1983 menunjang pengoperasian Utilitas II, FOC II, LOC II, Off Site area 30, 40, 60 dan 70 dengan kapasitas pengolahan 200.000 barrel/hari.
3. Utilitas Paraxylene / KPC yang sebagian besar unitnya terletak di Utilitas I / Area 50 yang mulai dioperasikan tahun 1990 khusus menunjang area kilang paraxylene dengan kapasitas produksi Petrokimia sebanyak 270.000 ton/tahun.
4. Utilities III (Area 500) yang mulai dioperasikan pada tahun 1998 dengan penambahan sarana terbatas, khusus dirancang untuk menunjang operasi Debottlenecking kilang Cilacap, sehingga total kapasitas pengolahan Kilang Cilacap dapat dinaikkan dari 300.000 barrel/hari menjadi 348.000 barrel/hari
5. Utilities RFCC yang mulai dioperasikan pada tahun 2015 khusus dirancang untuk menunjang operasi pada kilang RFCC Pertamina RU IV Cilacap
Sebagai bagian dari Bidang Produksi I di Unit Pengolahan IV Cilacap, Utilitas mempunyai fungsi untuk mendukung dan menjamin berjalannya operasi kilang secara kontinyu dengan menjamin tersedianya pasokan bahan bakar, listrik, udara bertekanan, tenaga uap, air pendingin, air baku dan air bersih yang cukup untuk operasi kilang. Dalam memenuhi kebutuhan kilang Cilacap maka Utilitas Pertamina UP IV secara operasional memiliki unit-unit kerja yaitu :

- | | |
|--------------------|--|
| 1. Unit 51/051/510 | - Unit Pembangkit Tenaga Listrik |
| 2. Unit 52/052/520 | - Unit Pembangkit Tenaga Uap |
| 3. Unit 53/053/530 | - Unit Distribusi Air Pendingin |
| 4. Unit 54/054 | - Unit Pengadaan Air Bersih |
| 5. Unit 56/056/560 | - Unit Air Instrument System |
| 6. Unit 57/057 | - Unit distribusi Bahan Bakar Cair dan Gas |
| 7. Unit 63/063 | - Unit Pengadaan Air Baku |

8.2 Unit 51/051/510 Unit Pembangkit Listrik (*Power Generation Unit*)

Tabel 8. 1 Daftar *Generator* beserta kapasitasnya

Area	Jumlah Generator	Generator	Power Generator (MW)	Total Power (MW)
<i>Utilities I</i>	3	51 G 1/2/3	8	24
<i>Utilities II</i>	3	051 G 101/102/103	20	60
<i>Utilities Paraxylene</i>	1	51 G 201	20	20
<i>Utilities III</i>	1	510 G 301	8	8
Total				112

Ref: Operating Manual DPC Utilities and Offsites 2.3.1.1 page 2

Generator tersebut itu dikendalikan dengan *automatic extraction turbin*. Turbogenerator tersebut tidak dijalankan pada kapasitas optimumnya demi menjamin kehandalannya. Turbogenerator dengan kapasitas 20 MW biasanya dijalankan dengan kapasitas 65% dari kapasitas maksimum pada kondisi normal.

HP *steam* yang memasuki *extraction turbin* diekspansikan pada HP section dari turbin. Pada akhir HP *section*, MP *steam* yang dibutuhkan untuk kilang diambil dari turbin (diekstrak), sedangkan sisanya dari MP *steam* diekspansikan di LP *section* dimana kemudian *steam* diekspansikan lebih lanjut menjadi kondensat pada tekanan $-0,8973 \text{ kg/cm}^3\text{g}$.

8.3 Sistem Kontrol

Total energy yang didapat dari tiap turbogenerator adalah penjumlahan dari dua komponen yaitu *energy* yang diambil dari *steam* yang dikondensasikan dan energi yang diambil dari *steam* secara parsial diekstrak. Sistem kontrol mempunyai dua fungsi, yaitu:

1. Mengubah total energi output sesuai dengan kebutuhan listrik kilang tanpa mengubah jumlah *steam* yang diekstrak. Hal ini dilakukan oleh *governors* yang memvariasi jumlah HP *steam* yang memasuki *inlet valve*. Jumlah *steam* yang diekstrak tidak berubah sehingga perubahan energi output

didapatkan dengan mengubah jumlah HP *steam* yang terkondensasi secara total.

2. Mengubah variasi *steam* yang diekstrak tanpa mengubah energi output dari turbin. Hal ini dilakukan oleh *extraction pressure controller* yang memvariasi jumlah *steam* yang diekstrak. Sebagai kompensasinya, jumlah HP *steam* yang memasuki inlet valve harus diubah secara simultan untuk menjaga kesetimbangan *steam* pada turbin, tetapi perubahan flow rate pada *inlet* tidak sebanyak pada *extraction valve*.

Tenaga listrik yang dihasilkan dipakai seluruh area kilang (untuk pemanasan, penggerak dan instrument akan diperiksa oleh bagian listrik), perumahan, rumah sakit, perkantoran dikawasan PT. Pertamina RU IV Cilacap setelah tegangan diturunkan terlebih dahulu beberapa sub station. Generator di unit 51/051/510 dihubungkan secara paralel saat beban puncak mencapai 72 MW.

8.4 Prinsip Operasi

Turbin digerakkan oleh *steam* hasil produksi boiler dengan tekanan 60kg/cm² dan suhu 460 oC dengan system extractive condensing, masuk melalui throttle valve. Setelah putaran turbin mencapai 3000 rpm, generator disinkronkan generator lainnya yang sudah online. Turbin dioperasikan dengan system full condensing apabila beroperasi pada beban rendah (ketika turbin menghasilkan load listrik dibawah 6 MW). Setelah diatas 6 MW maka akan dikembalikan lagi ke system *steam* ekstraktif. Setiap generator dilengkapi peralatan pembantu seperti: Surface Condensor, Air Cooler, Ejector, Pump, *steam* penggerak turbin dengan system ekstraktif, keluar dari turbin akan menjadi uap dengan tekanan sedang (MP *steam*) dengan tekanan 18 kg/cm² dan temperature 330 oC. MP *steam* ini digunakan lagi untuk emnggerakkan turbin pada pompa, kompresor dan media-media pada unit-unit operasi kilang. Sisa uap yang berlebih dialirkan masuk ke seksi LP *steam* dari turbin tersebut, kemudian diekspansikan lebih lanjut pada tekanan 0,8973 kg/cm²g dan akhirnya dikondensasikan di dalam *surface condenser*. Kondensat ini nantinya digunakan kembali sebagai *make-up boiler feed water*.

Sisa uap berlebih diembunkan dalam *surface condenser* divakumkan dengan pemangsa ejector system yang terdiri dari main dan hogging ejector.

Kondensat ini dihasilkan dalam *surface condenser* dipompakan oleh dua pompa yang digerakkan dengan motor listrik dan turbin uap dimana pada kondisi normal hanya satu pompa yang bekerja dan yang lain standby. Kondensat tersebut sebagian dialirkan ke dalam *desuperheater feed tank* dan *boiler feed water tank*.

8.5 Peralatan Utama Turbin Generator

1. *Surface condenser* : berbentuk heat exchanger shell and tube yang berfungsi untuk mengkondensasikan uap setelah uap tadi digunakan untuk menggerakkan turbin. Uap yang terletak pada shell side, didinginkan oleh air yang berasal dari tangki penampung yang dialirkan secara gravity pada tube sidanya. Tekanan shell side surface condenser dijaga vakum dengan menggunakan ejector.
2. *Air cooler* : berfungsi untuk mendinginkan udara pendingin winding generator dengan media air laut.
3. *System vacuum/ejector* : untuk memvakumkan surface condenser sampai pada tekanan $-0,816 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ dengan menggunakan ejector. System ejector terdiri dari dua tingkat yaitu hogger ejector yang digunakan pada saat start up dan main ejector yang difungsikan pada saat normal operasi.
4. *System minyak pelumas* : mempunyai dua fungsi yaitu sebagai system control dan pelumas bearing. Tekanan minyak pelumasnya sebesar 5 kg/cm^2 pada system control, sedangkan untuk pelumas bearing bertekanan 1.8 kg/cm^2 .
5. *System jaringan listrik* : tegangan listrik yang dihasilkan generator mempunyai tegangan 13.000 V dan didistribusikan ke substitusi-substitusi yang mempunyai stepdown travo untuk menurunkan tegangan menjadi 3.450 V yang digunakan untuk penggerak motor listrik tegangan tinggi dan untuk motor tegangan rendah memakai tegangan 380/400 V.

8.6 Unit 52/052/520 Unit Pembangkit Tenaga Uap (*Steam Generation Unit - Boiler*)

Tabel 8. 2 Kapasitas *steam* dari boiler dan kapasitas *steam* generator

Area	Jumlah <i>Boiler</i>	<i>Steam</i> Capacity <i>boiler</i> (ton/hour)	Total <i>Steam</i> Capacity (ton/hour)
<i>Utilities</i> I	3	60	180
<i>Utilities</i> II	4	110	440
<i>Paraxylene</i>	1	110	110
<i>Utilities</i> III	2	60 110	170
Total	10		900

Ref: Operating Manual DPC Utilities and Offsites 2.3.1.1 page 2

Jenis boiler yang dipakai adalah *boiler water tube* yang mampu menghasilkan HP *steam*, MP *steam*, dan LP *steam*. Selain boiler yang terdapat pada table diatas, PT. Pertamina RU IV Cilacap memiliki dua buah *waste heat boiler* (WHB) yaitu *Platformer* (unit 14) dan *visbreaker* (unit 19) di Cilacap II yang masing-masing memproduksi 30 ton/jam dan 130 ton/jam MP *steam*. Kedua unit tersebut secara berkala harus dimatikan untuk proses recovery, boiler yang bekerja harus mampu mengcover kerja dua buah WHB tersebut.

Sebagian besar HP *steam* tersebut digunakan sebagai penggerak turbin generator dan sebagian kecil untuk penggerak turbin pompa Boiler Feed Water (BFW) dan Cooling Water. Penggunaan HP *steam* ini untuk penggerak turbin generator. Penggunaan MP *steam* adalah untuk turbin di pompa-pompa, atomisasi fuel oil dan vacuum ejector. LP *steam* dipakai untuk pemanas HE, misalnya : brine heater pada unit desalinasi.

8.7 Peralatan Utama Boiler

1. *Steam drum*, merupakan drum berbentuk silinder horizontal yang terdapat pada bagian atas boiler, *steam* mempunyai ruangan uap dan air. Pada tangki ini juga mempunyai perlengkapan untuk air masuk, saluran continuous blowdown dan screen dryer. BFW masuk ke boiler ditampung dalam *steam* drum,

lalu dipanaskan dalam down corner.

2. *Mud drum*, merupakan silinder berbentuk horizontal yang terdapat pada bagian bawah boiler. Pada saat beroperasi mud drum penuh dengan air yang berasal dari *steam* drum yang mengalir karena ada *daya* gravitasi. Pada tangki bawah ini dilengkapi dengan fasilitas saluran buangan air untuk memperbaiki kualitas air.
3. *Economizer*, dipasang untuk meningkatkan efisiensi *steam* generation unit. BFW yang telah dihilangkan kadar O₂nya dipanaskan dalam economizer dengan media pemanas fuel gas yang akan dibuang ke atmosfer sehingga hal ini akan meningkatkan efisiensi boiler.
4. *Superheater*, alat pemanas. Uap panas uap bertekanan yang dihasilkan mengalir ke superheater untuk dipanaskan HP *steam* dengan media panas fuel gas yang baru keluar dari burner. Sedangkan boiler feed water akan turun melalui tube down corner untuk dipanaskan secara radiasi.
5. *Burner*, merupakan salah satu alat dalam boiler. Alat ini berfungsi dalam mencampur bahan bakar dengan udara pada perbandingan tertentu sehingga terjadi reaksi pembakaran yang baik. Semua boiler yang dipakai untuk memproduksi *steam* menggunakan dua jenis firing burner. Bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil dan fuel gas. Burner ini tersedia dalam empat burner set yang pada setiap set terdapat buerner untuk fuel oil dan fuel gas.
6. *FD fan*, merupakan alat untuk emnsupply udara untuk proses pembakaran.
7. *Soot blower*, merupakan alat yang berfungsi untuk membersihkan jelaga yang terbentuk pada tube boiler sehingga transfer panas dapat berlangsung efisien.
8. *System pengamanan*, system ini mencakup sirkulasi bahan bakar boiler dan semua kondisi proses. Katup pengaman atpressure safety valve dipasang pada *steam* drum dan super heater. Katup ini akan terbuka sendiri bila tekanan kerja dalam *steam* drum terlalu tinggi.

8.8 Mekanisme Kerja Boiler

Feed dari boiler diambil dari boiler feed water (BFW) storage tank. Kemudian air dilewatkan dalam deaerator, yaitu proses thermal untuk mengurangi kandungan oksigen dengan proses stripping. Air di spray ke dalam deaerator kemudian dari bagian bawah deaerator dialirkan ke LP *steam* sehingga O₂ di air mengalami proses stripping. Hasil keluar deaerator adalah air yang kadar oksigennya sudah jauh berkurang dari kondisi awal, setelah itu air dipompa dengan pompa BFW feed ke BFW preheater dengan temperature keluaran deaerator 145 °C.

Preheater berfungsi untuk mencegah pengembunan SO₂ yang dapat menyebabkan korosi. Kandungan S tersebut terdapat dari fuel oil. Setelah itu air dilewatkan dalam economizer dan mengalami proses pemanasan oleh gas buang hasil pembakaran boiler (fuel gas) baru kemudian masuk ke dalam boiler. Air disirkulasikan diantara *steam* drum (bagian atas) dan mud drum (bagian bawah) yang dihubungkan dengan tube-tube di dalam boiler. Sirkulasi berlangsung secara alami karena perbedaan densitas yang merupakan akibat dari proses pemanasan, uap naik ke *steam* drum dan air akan turun ke mud drum. Uap dan air mencapai kesetimbangan (saturated) pada *steam* drum, kemudian saturated *steam* ini akan dilewatkan superheated *steam*. Superheated *steam* terdiri dari 2 stage, pada keluaran stage pertama diinjeksikan desuperheated water yang berfungsi sebagai pengontrol temperature. *Steam* keluar dari superheater berupa HP *steam* dengan tekanan 600 kg/cm² dan temperature 460 °C.

Pembakaran dalam boiler menggunakan system dual firing. System ini dapat menggunakan dua jenis bahan bakar yaitu fuel oil dan fuel gas secara bersama-sama. Pembakaran yang lebih baik didapatkan dengan atomisasi fuel oil menggunakan MP*steam* sebagai atomizer. Atomizing fuel oil dilakukan dengan cara pressured atomizing yaitu fuel yang dipompakan dengan tekanan yang sangat tinggi sehingga keluar berubah menjadi seperti kabut dengan bantuan media MP *steam* dimana perbedaan tekanan dijaga konstan. Penambahan udara pembakaran dilakukan oleh forced draft fan (FDF) untuk memasukkan udara bebas ke boiler untuk mempercepat proses pembakaran.

8.9 Sistem Distribusi Tenaga Uap

1. *High pressure steam* dengan menggunakan tekanan 60 kg/cm², temperature 460 °C, superheated. Penghasil HP *steam* adalah semua boiler di unit utilities dan WHB unit 14/FOC I.
2. *Medium pressure steam* dengan tekanan 18 kg/cm² dan temperature 330°C, superheated. MP *steam* ini dihasilkan dari ekstraksi turbin generator, WHB unit 014,019 FOC II, let down station HP/MP. MP *steam* ini digunakan sebagai penggerak pompa, kompresor, pemanas pada heat exchanger, penarik system pada ejector pada semua area proses. *Low pressure steam* dengan tekanan 3,5 kg/cm² temperatur 220 °C, superheated. LP dihasilkan dari system back pressure turbin dan letdown station MP/LP.

8.10 Condensat Sistem

Kondensasi selalu terjadi di dalam system dan kondensat yang terbentuk dimanfaatkan kembali sebagai boiler feed water guna mengurangi water losses. Akan tetapi jika tingkat pengotornya terlalu tinggi, kondensat di blow down. Ada 3 jenis kondensat, yaitu:

1. High pressure condensate yang berasal dari HP, MP *steam* line. Kondensat ini ditampung dalam flash drum untuk dipisahkan menjadi LP condensate dan LP *steam*.
2. Low pressure condensate yang berasal dari LP *steam* line. Condensate ini dimasukkan ke tangki observasi terlebih dahulu sebelum masuk ke BFW storage tank. Fungsi tangki observasi adalah mengamati kondensat tersebut mengandung minyak akibat proses yang dilaluinya apa tidak.
3. Clean condensate yang berasal dari surface kondensor turbin generator dan brine heater Sea Water Desalination (SWD)

8.11 Unit 53/053/530 Unit Distribusi Air Pendingin

Ada dua system yang digunakan untuk distribusi air pendingin yaitu system air bertekanan dan gravity system. Sirkulasi air pendingin menggunakan system terbuka (once through). System bertekanan digunakan untuk semua unit proses yang didistribusikan dengan pompa.

Pencegahan timbulnya mikroorganisme pada system air pendingin dilakukan dengan menginjeksikan *sodium hypochloride* hasil dari sodium hypochloride generator. Namun karena mengalami kerusakan alat injeksi tersebut diganti dengan biocide. *Biocide* yang dipakai saat ini adalah *biocide spectrys* CT1300.

Cooling water unit berfungsi untuk mendapatkan air pendingin. Air pendingin diambil dari sungai donan yang berupa *brackhis water* (air payau), dengan menggunakan pompa *raw water intake* yang kemudian dialirkan ke tangki penampung dengan kapasitas 6000 m³. Air sungai donan melewati bar screen terlebih dahulu sebelum dihisap oleh pompa. Proses injeksi larutan *biocide* 1-2 ppm dilakukan pada hisapan pompa yang berfungsi untuk menghambat pertumbuhan kerang dan larva, apabila terjadi pengembang biakan dapat mengakibatkan kebuntuan pada jaringan distribusi.

Tangki penampung *raw water cooling water storage* berfungsi untuk mengatur aliran masuk sehingga seimbang dengan yang hilang, tangki ini juga mempunyai sekat untuk membantu pengendapan partikel-partikel padat yang terdapat pada air tersebut. Aliran air dibagi dari tangki tersebut menjadi 2 arus, yaitu:

a. Surface condenser circuit

Air dialirkan dari tangki penampung ke turbo generator surface kondensor secara gravitasi yang terlebih dahulu melalui strainer. Raw water yang telah dipakai untuk kondensor tersebut dialirkan ke parit terbuka. Setelah itu menuju holding basin dan akhirnya kembali lagi ke sungai donan.

b. Pressure circuit

Air dan cooling water surge tank dipompa dengan pendingin air (cooling water pump) dan pompa umpan desalination. Dari cooling water pump air didistribusikan ke seluruh kilang sebagai air pendingin. Air yang dipompa oleh pompa umpan desalination dialirkan menuju desalination unit yang nantinya diolah menjadi air tawar umpan boiler.

System bertekanan digunakan untuk semua unit proses yang didistribusikan dengan pompa-pompa sebagai berikut:

Tabel 8. 3 Kapasitas pompa cooling water

Area	Jumlah Pompa	Pompa	Kapasitas Pompa (m ³ /jam)	Kapasitas Total (m ³ /jam)
<i>Utilities I</i>	3	53 P 1 A/B/C	2000	6000
<i>Utilities II</i>	3	053 P 101 A/B/C	5900	17700
<i>Utilities Paraxylene</i>	3	053 P 201 A/B/C	2300	6900
<i>Utilities III</i>	2	530 P 301 A/B	4000	8000
Total				38600

Ref: Operating Manual DPC Utilities and Offsites 2.4.1.1. page 2

8.12 Unit 54/054 Unit Pengadaan Air Bersih

Pada unit ini terdapat unit-unit berikut:

1. Desalination Unit
2. Softener Unit
3. Jacket water system
4. Drinking water system
5. Deaerator

Air bersih diperoleh dengan mengolah air laut menjadi air tawar dengan spesifikasi tertentu dengan cara destilasi pada tekanan rendah (vacuum). System ini dilaksanakan pada *Unit Sea Water Desalination* (SWD). Unit ini berfungsi mengolah air asin menjadi air tawar. Cara menghilangkannya yaitu dengan menggunakan peralatan SWD. Air yang sudah diolah ini digunakan sebagai air umpan boiler, air minum, air proses. *Sea Water Desalination* terdiri dari 3 unit yang menghasilkan air tawar. Masing-masing unit berkapasitas 45 ton/jam. Kesadahan air keluar SWD antara 15-30 ppm.

8.13 Utilitas PT. Pertamina RU IV Cilacap memiliki 8 buah Unit SWD

a) Utilitas I:

1. 54 WS 1/2/3 (3 unit): kapasitas @ 45 ton/jam (*TypeMSF once through*).
2. 54 WS 201 (1 unit) : kapasitas @ 45 ton/jam (*TypeMSF once through*).

b) Utilitas II :

1. 054 WS 101/102/103/105 (4 unit) : kapasitas @ 90 ton/jam (*TypeMSF once through*)

8.14 Perlengkapan Utama Sea Water Desalination (SWD)

1. *Brine heater*, berfungsi untuk memanaskan air umpan sampai dengan temperature tertentu.
2. *Evaporator condenser*, berfungsi untuk menguapkan air umpan sekaligus untuk mengkondensasikan uap menjadi air tawar.
3. *System vacuum*, untuk memvakumkan *evaporator condenser* sampai pada tekanan tertentu.
4. *Chemical injection*, berfungsi untuk memompakan bahan kimia berupa anti *scale* dan air foam ke dalam air umpan pada saat proses.

Brackish water dari *surge tank* 053 T 101/102 dipompakan oleh pompa SWD dan dilewatkan pada *long tube condenser* untuk mengambil panas yang terjadi pada evaporator sehingga *temperature* keluar 98 °C. *Brackish water* tersebut kemudian dialirkan ke *brine heater* dengan LP *steam* sebagai pemanasnya sehingga *temperature* menjadi 110 °C. *Brackish water* yang keluar dari *brine heater* dialirkan lagi pada evaporator sambil melepaskan panasnya dan diembunkan oleh kondensor sehingga terbentuk *destilate water* sebagai produk. Pada setiap *stage evaporator* ditarik tekanan *vacuum* untuk memperbesar penguapan pada suhu dibawah *temperature* jenuhnya.

Destilat water ini kemudian dipompakan ke *treated water reservoir*. Sebelum masuk *evaporator*, *brackish water* diinjeksikan dengan anti *scale* dan anti foam. *Anti foam* ini berfungsi untuk menjaga agar tidak terjadi busa pada air umpan yang ada pada *blowdown* karena dengan adanya busa maka partikel garam

akan terangkat oleh busa. Kondisi *stage* sebagian besar adalah *vacuum* maka dari itu butiran air asin akan lebih mudah terikut uap dan terkondensasi yang menyebabkan air destilat (produk) rusak. *Anti scale* berfungsi untuk melindungi tube condenser baik yang berada dalam evaporator dan brine heater terhindar dari fouling yang dapat mengganggu perpindahan panas dan aliran air umpan juga akan berkurang.

8.15 Boiler Feed Water

Produk yang didapat dari SWD dipompakan ke deaerator, yang sebelumnya telah dilewatkan melalui softener yang berisi zeolite resi dan berfungsi untuk mengikat kation-kation penyebab kesadahan sehingga hardnessnya <2ppm. Untuk air umpan boiler, produk air yang didapat dari SWD dipompakan ke *deaerator feed pump*. Kapasitas tangki produk adalah 700 m³ untuk 54 T1,2 dan 4000 m³ untuk 54 T101,102 yang disalurkan secara kontinyu ke deaerator. Deaerator berfungsi untuk mengurangi kandungan oksigennya yang sangat berpengaruh terhadap *boiler* (kandungan oksigen yang diperbolehkan adalah 0,0005 ppm). Setelah itu *feed water* ini diinjeksikan *chemical solution* sebelum ke BFW *pump*, yaitu:

- a) *Hydrazine*, berfungsi untuk membantu mengurangi oksigen terlarut.
- b) *Amercone*, berfungsi untuk mencegah terjadinya korosi pada perpipaan boiler.
- c) *Drewplex*, berfungsi untuk menetralkan amine dan mengikat partikel berat agar mudah di blowdown, juga sebagai bahan campuran feed water yang berfungsi melapisi metal terhadap korosi, khususnya pada bagian dalam pipa dan sambungan pipa pada bagian pengelasan.
- d) Kaustik, berfungsi untuk mengatur pH.
- e) Phospat, berfungsi untuk melarutkan granular/partikel berat agar mudah di blowdown dan sebagai anti *scale*.

Setelah dari *deaerator*, kemudian dialirkan ke BFW *preheater*, kemudian menuju *economizer* dan kemudian digunakan sebagai BFW *boiler*.

8.16 Jacket Water System

Sistem ini digunakan untuk mendinginkan minyak pelumas, selain itu juga

digunakan pada peralatan proses yang memiliki rotating equipment ini memerlukan pendingin pada bagian-bagian seperti rumah bantalan, stiffing box. Jacket water system juga dibutuhkan pada shell and tube cooler, condenser dan cooler pada system pelumasan. Jacket water perlu ditambah zat kimia soda caustic untuk menaikkan pH agar tidak korosif.

System jacket water terdiri atas:

1. *Jacket storage tank* adalah tangki tertutup yang dilengkapi dengan *high* dan *low alarm*. System ini mendapatkan *make up* dari BFW storage tank melalui *deaerator feed pump*.
2. Dua buah *jacket water cooler*, dimana salah satunya berfungsi sebagai spare part unit. Media pendingin yang digunakan adalah brackish water yang mendinginkan jacket water return dari suhu 39°C menjadi 35°C untuk dikembalikan ke jacket water storage tank.
3. Dua buah pompa sirkulasi jacket water, sebagai media distribusi ke seluruh area.

8.17 Drinking Water System

Air minum untuk keperluan kilang disuplai dari water drinking plant di utilitas area. Perkiraan kebutuhan air adalah 100 ton/hari. Air ini diambil dari sebagian produk SWD. Produk SWD didinginkan dalam drinking cooler dengan media pendingin *brackish water*. Penghilang bau dilakukan dalam drinking water filter yang berisi karbon aktif. Pada pipa inlet drinking water storage tank diinjeksikan NaOH dari *line injection*. Penambahan zat chlor juga dilakukan, halini dimaksudkan agar air tidak mengandung bakteri dan terlebih dahulu dilewatkan ke dalam karbon filter untuk menghilangkan bau. Pendistribusian menggunakan drinking water pump. Perlengkapan drinking water plant:

- a) *Drinking water cooler*
- b) *Drinking carbon filter*
- c) *Drinking storage tank*
- d) *Chemical injection unit*
- e) *Distribution pump*

8.18 Unit 56/056/560 Unit *Instrument Air System*

Unit ini berfungsi untuk menyediakan udara tekan yang dipakai dalam sistem instrumentasi pneumatic di seluruh area kilang dan utilitas sendiri. Udara tekan yang dihasilkan harus kering dan tidak mengandung partikel-partikel lain baik padatan maupun cair.

Sistem udara bertekanan terdiri atas :

1. Kompresor dan intercooler
2. Filter (ada 3 tingkat)
3. Pengering udara berisi silica gel
4. Penampung udara beserta jaringannya

Pada unit ini, udara masuk kompresor dua stage dengan kapasitas masingmasing kompresor tertera pada table dibawah ini. Tekanan udara keluar kompresor adalah 8 kg/cm². Udara yang keluar dari stage ke dua dari kompresor masuk ke pendingin dan didinginkan hingga 43°C. Setelah itu, udara dilewatkan prefilter kemudian ke air dryer untuk dikeringkan hingga dew point -40°C. Udara kering tersebut dilewatkan ke *afterfilter* dan kemudian ditampung di *air instrument receiver*.

Tabel 8. 4 Daftar kompresor dan dryer beserta kapasitasnya

No	Area	Jumlah Kompresor	Kapasitas Kompresor (Nm ³ /min)	Kapasitas Total (Nm ³ /min)
1	<i>Utilities I</i>	3	23.00	69.00
2	<i>Utilities II</i>	1	23.00	23.00
3	<i>Utilities Paraxylene</i>	1	21.67	21.67
4	<i>Utilities III</i>	1	17.50	17.50
Total		131.17		

Ref : operating manual DPC Utilities and Offsite 2.3.1.1 page 3

Tabel 8. 5 Daftar kompresor dan dryer beserta kapasitasnya

No	Area	Jumlah Dryer	Kapasitas Dryer (Nm ³ /min)	Kapasitas Total (Nm ³ /min)
1	<i>Utilities I</i>	2	30.00	60.00
2	<i>Utilities II</i>	1	46.00	46.00
3	<i>Utilities Paraxylene</i>	1	21.67	21.67
4	<i>Utilities III</i>	1	11.50	11.50
Total				139.17

Ref : operating manual DPC Utilities and Offsite 2.3.1.1 page
3

Fungsi udara bertekanan :

a. Sebagai angin *instrument*

Angin *instrument* ini harus kering dan tidak boleh mengandung minyak. Peralatan di *system* ini terdiri dari *inner* dan *after cooler, receiver, air dryer, air filter* dan pipa distribusi.

b. Sebagai plant air untuk *tube cleaning* pada *surface condenser turbin generator* dan *evaporator condenser* SWD.

8.19 Distribusi Bahan Bakar Cair dan Gas (*Fuel Oil* dan *Gas System Unit*)

1. *System* bahan bakar cair:

Sistem ini terdiri dari sistem HFO dan HGO. Sistem HFO digunakan sebagai bahan bakar pada *boiler* dan *furnace* saat normal operasi, sedangkan HGO digunakan pada saat start up dan shut down unit serta untuk *flushing oil* dan *sealing sistem*. Pengaturan viskositas menggunakan sarana heat exchanger dengan media pemanas MP *steam*. HFO didistribusikan dengan dua sistem yaitu dengan tekanan tinggi 35 kg/cm² untuk keperluan burner. HFO terdiri dari *slack wax, slop wax, heavy aromate* dan IFO yang diperoleh dari area proses.

2. Sistem bahan bakar gas:

Sistem ini dipakai dan dimaksimalkan untuk pembakaran *boiler* dan *furnace*. Bahan baku diperoleh dari unit proses dan ditampung di

mix drum 57V2 dan 057V102 selanjutnya didistribusikan melalui *header* ke semua proses area dengan tekanan diatur 3,5 kg/cm². Apabila tekanan lebih dari 4 kg/m² akan dibuang ke *flare* dan apabila kurang dari 2,5 kg/cm² akan disuplai dari LPG *vaporize system* dengan media pemanas LP *steam*. LPG *vaporize* ini berfungsi untuk menampung dan memproses *propane* dan *butane* yang *off spec*. Pada sistem bahan bakar gas ini terdapat juga *waste gas compressor* yang berfungsi untuk memperkecil gas yang hilang ke *flare*.

Selain menggunakan *heavy gas* dan *heavy oil*, kilang Cilacap juga menggunakan gas sebagai bahan bakar dalam dapur (*furnace*) dan pemanas (*boiler*). Gas ini menguntungkan terutama dalam efisiensi pembakaran. Kelemahannya adalah dari segi keselamatan karena tekanannya yang sangat besar harus dikendalikan.

8.20 Unit 63/063/630 Unit Pengadaan Air Baku

Air baku diperoleh dari sungai donan engan menggunakan pompa jenis *submersible* yang terdiri atas:

Tabel 8. 6 Kapasitas pompa sungai donan

Area	Jumlah Pompa	Pompa	Pompa Capacity Pompa (m ³ /hour)	Total Pompa Capacity (m ³ /hour)
<i>Utilities</i> I	3	63 P 1 A/B/C	3800	11400
<i>Utilities</i> II	3	063 P 1010 A/B/C	7900	23700
<i>Utilities</i> Paraxylene	1	063 P 201 A/B/C	7900	7900
<i>Utilities</i> III	1	630 P 301	7900	7900
Total				38600

Dari air sungai donan di pompakan ke jetty donan (area 60). Ruangan pengambilan air baku dilengkapi dengan *fixed bar screen* dan *floating gate* yang berfungsi untuk menyaring kotoran misalnya sampah, serta *section screen*. Setelah unit 63 dan 063, air baku tersebut dialirkan melalui pipa ke dalam 3 buah tangki.

Untuk mencegah terjadinya lumut dan menghindari hidupnya kerang dan mikroorganisme lainnya, pada saluran hisap semua pompa air baku diinjeksikan sodium hypochloride hasil sodium hypochloride digantikan dengan biocide.

Air baku ditampung dalam tangki selanjutnya digunakan sebagai media:

1. Sistem air pendingin bertekanan
2. Sistem gravity untuk surface condenser turbo generator
3. Air umpan sea water desalination

8.21 *Fire Fighting Water System*

Merupakan fasilitas yang digunakan untuk menunjang operasi pemadam kebakaran. Sistem ini terdiri dari dua pompa air yang digunakan mempunyai kapasitas 600 m³/jam pada tekanan 12,5 kg/cm².

BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu hal yang perlu diperhatikan agar proses operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar. Demikian dengan penentuan lokasi kilang. Hal – hal yang perlu diperhatikan yaitu biaya produksi, biaya operasi, dampak sosial, kebutuhan bahan bakar, sarana & prasarana, studi lingkungan, dan letak geografis. Lokasi pabrik dekat dengan *feed Flue gas*, gas alam, *steam* dan sarana utilities.



Gambar 9. 1 Lokasi Pembangunan Pabrik Metanol ex Drum Plant RU IV Cilacap (Maps, 2025)

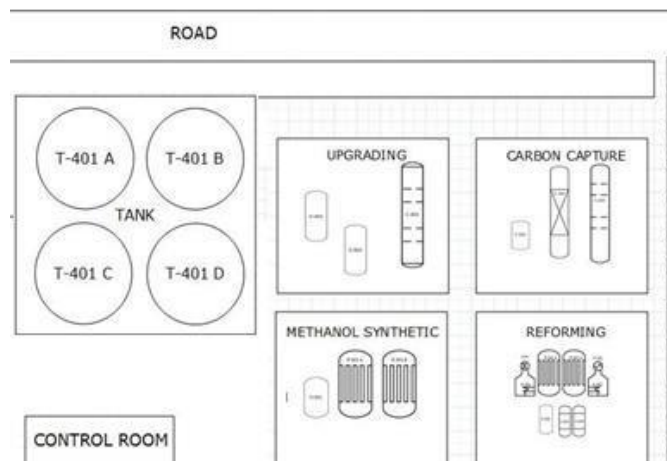
Secara geografis area operasional kilang RU IV terdiri dari 2 lokasi kilang utama yang disebut *refinery area* serta lokasi pertangkian bahan baku yang disebut area 70. Dari semuanya itu, maka RU IV dibangun di Cilacap dengan luas area total yang digunakan adalah 526,71 ha. Tabel 9.1 menunjukkan lokasi pembangunan pabrik metanol yang memiliki luas 8.594 m² berada di *refinery area* yang sebelumnya digunakan *drum plant*. Pada tahun 2021 *drum plant* sudah tidak digunakan lagi sehingga bisa dipakai untuk rencana Pabrik Metanol yang akan didirikan.

9.2 Tata Letak Pabrik (*layout*)

Secara garis besar lay out dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu:

- a. Daerah administrasi/ perkantoran, laboratorium dan ruang control
Daerah administrasi berfungsi sebagai pusat kegiatan administrasi pabrik dan mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang control sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.
- b. Daerah proses
Merupakan daerah dimana alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
- c. Daerah penyimpanan bahan baku dan produk
Merupakan daerah untuk tempat bahan baku dan produk.
- d. Daerah gudang, bengkel dan garasi
Merupakan daerah yang digunakan untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.
- e. Daerah utilitas dan WWTP
Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung dipusatkan.

Layout pabrik metanol yang akan dibangun bisa dilihat di gambar 9.2.

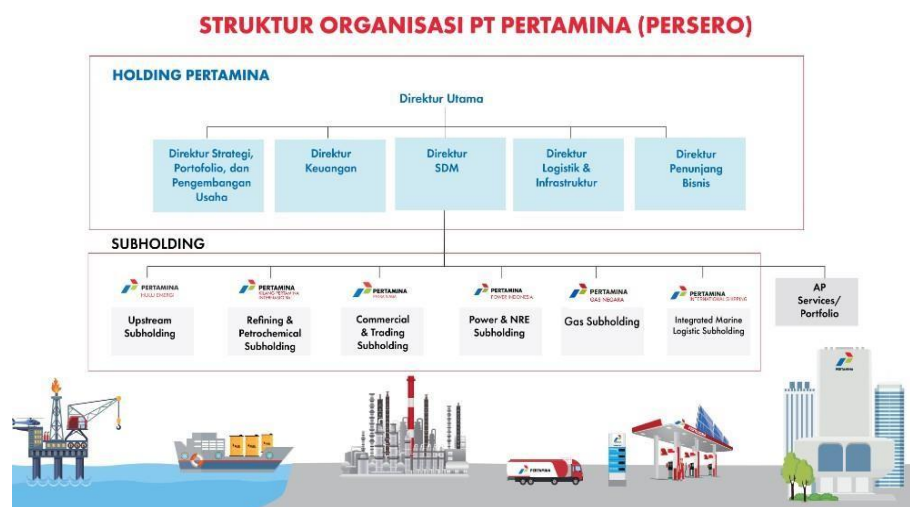


Gambar 9. 2 Layout Pembangunan Pabrik Metanol

BAB X ORGANISASI PERUSAHAAN

10.1 Struktur Organisasi Perusahaan

Pertamina menjalankan bidang penyelenggaraan usaha energi yang terintegrasi mulai dari hulu hingga hilir. Dalam kapasitasnya sebagai *holding company* di bidang energi sesuai Keputusan Menteri BUMN tanggal 12 Juni 2020, maka secara umum fokus bisnis Pertamina adalah menjalankan kegiatan pengelolaan portofolio dan sinergi bisnis di seluruh Pertamina Grup, mempercepat pengembangan bisnis baru, serta menjalankan program-program nasional.



Gambar 10. 1 Struktur Organisasi PT Pertamina (Persero)

Sementara itu, sejumlah kegiatan yang sebelumnya merupakan kegiatan-kegiatan bisnis utama perusahaan akan dijalankan oleh *subholding* yang telah terbentuk. *Subholding* ini akan menjalankan peran, antara lain mendorong terwujudnya *operational excellence* melalui pengembangan skala dan sinergi masing-masing bisnis, mempercepat pengembangan bisnis dan kapabilitas bisnis *existing* serta meningkatkan kemampuan dan fleksibilitas dalam kemitraan dan pendanaan yang lebih menguntungkan perusahaan. Pemetaan peran *sub-holding* dari Pertamina Grup bisa dilihat di gambar 10.1.

PT Pertamina (Persero) dikelola oleh suatu Dewan Direksi Perusahaan dan diawasi oleh suatu Dewan Komisaris/ Pemerintah Republik Indonesia.

Pelaksanaan kegiatan PT Pertamina (Persero) diawasi oleh seperangkat pengawas dari lembaga negara, pemerintah maupun dari unsur internal PT Pertamina (Persero) sendiri yang membawahi beberapa perusahaan *subholding*. Dewan direksi Pertamina (Persero) terdiri dari direktur utama beserta lima direktur lainnya yaitu:

1. Direktur Strategi, Portofolio, dan Pengembangan Usaha
2. Direktur Keuangan
3. Direktur Sumber *Daya* Manusia
4. Direktur Logistik dan Infrastruktur
5. Direktur Penunjang Bisnis

Dalam operasionalnya, PT Pertamina (Persero) membawahi beberapa perusahaan *subholding* seperti:

1. Pertamina Hulu Energi (*Upstream Subholding*)
2. Kilang Pertamina Internasional (*Refining and Petrochemical Subholding*)
3. Pertamina Patra Niaga (*Commercial and Trading Subholding*)
4. Pertamina Power Indonesia (*Power and NRE Subholding*)
5. Pertamina Gas Negara (*Gas Subholding*)
6. Pertamina *International Shipping (Integrated Marine Logistic Subholding)*

10.2 Sistem Organisasi dan Kepegawaian PT. KPI RU IV Cilacap

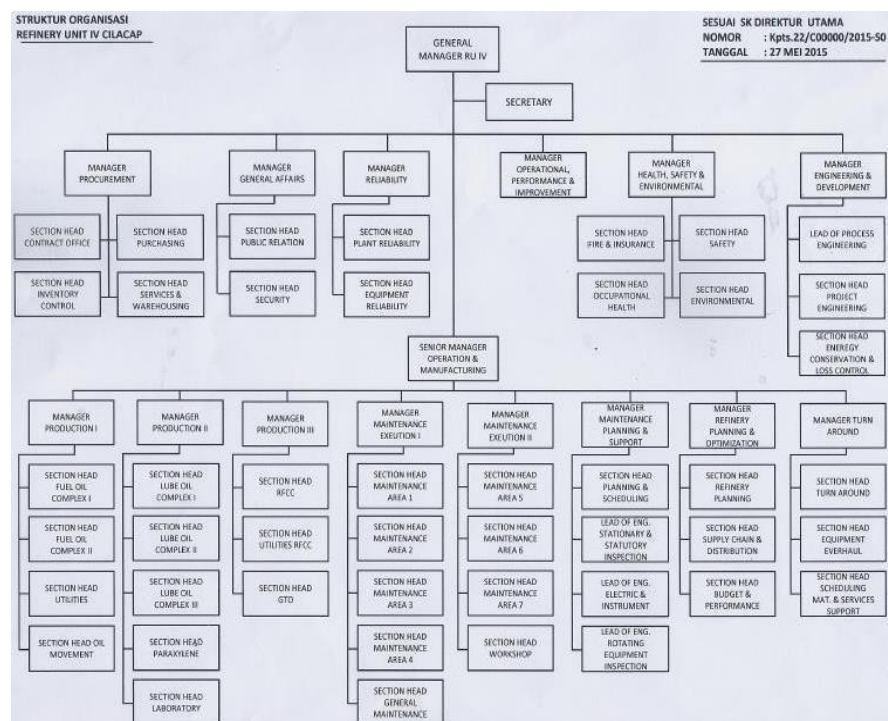
PT Kilang Pertamina Internasional *Refinery Unit* IV sebagai salah satu perusahaan *subholding* PT Pertamina (Persero) dipimpin oleh *General Manager* yang membawahi :

1. *Manager Procurement*
2. *Manager General Affairs*
3. *Manager Reliability*
4. *Senior Manager Operation and Manufacturing*
5. *Manager Operational, Performance & Improvement*
6. *Manager Health, Safety & Environment*
7. *Manager Engineering & Development*

Sedangkan *Senior Manager Operation & Manufacturing* membawahi 6 *Manager*, yaitu:

1. *Manager Production I*
2. *Manager Production II*
3. *Manager Production III*
4. *Manager Maintenance Execution I*
5. *Manager Maintenance Execution II*
6. *Manager Maintenance Planning & Support*
7. *Manager Refinery Planning & Optimization*
8. *Manager Turn Around*

Dalam melakukan tugas dan kegiatannya kepala bidang dibantu oleh kepala sub bidang, kepala seksi, dan seluruh perangkat operasi dibawahnya.



Gambar 10. 2 Struktur Organisasi PT. KPI RU IV Cilacap

Dalam kegiatan sehari – hari, PT KPI RU IV Cilacap mempunyai pekerja- pekerja di lingkungannya dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

1. **Pekerja Harian**

Untuk pekerja harian bekerja selama 40 jam setiap minggu dengan perincian sebagai berikut:

Hari Senin- Kamis : Pukul 07.00-
16.00 WIB Istirahat : Pukul 12.00-
13.00 WIB

Hari Jumat : Pukul 07.00- 16.30 WIB
Istirahat : Pukul 11.00-13.00 WIB

2. Pekerja Shift

Untuk pekerja dengan sistem 3:1, artinya 3 hari kerja dan 1 hari libur. Periode tersebut berjalan secara bergantian dari jaga pagi , sore, dan malam dengan 8 jam kerja tiap shiftnya.

Berikut perinciannya:

a) Untuk pekerja operasi :

Shift pagi : 08.00 – 16.00 WIB

Shift sore : 16.00 – 24.00 WIB

Shift malam : 00.00 – 08.00 WIB

b) Untuk pekerja *security* :

Shift pagi : 06.00 – 14.00 WIB

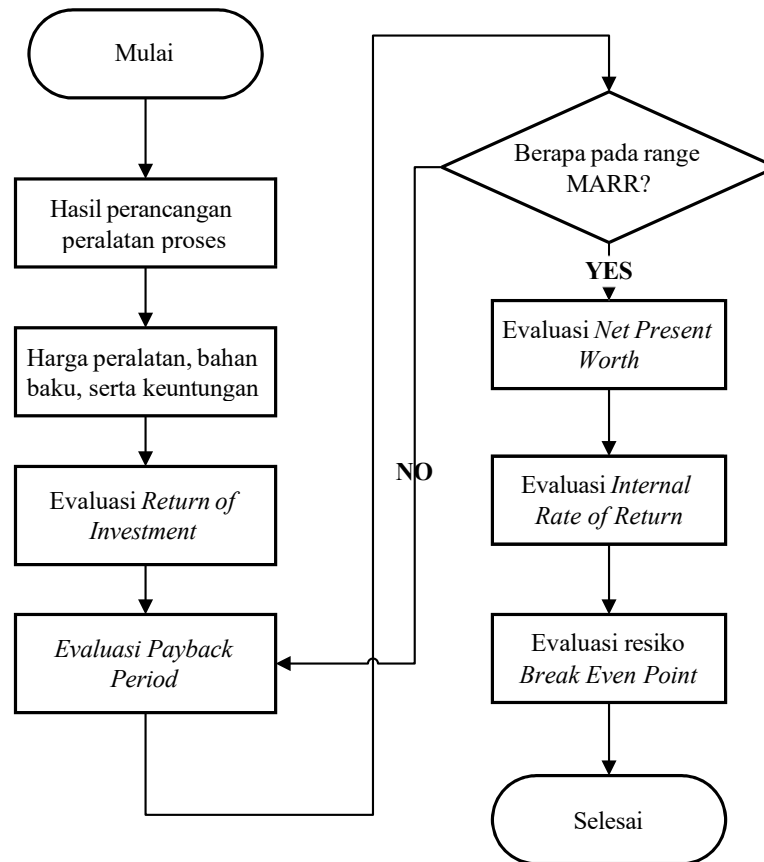
Shift sore : 14.00 – 22.00 WIB

Shift malam : 22.00 – 06.00 WIB

BAB XI. EVALUASI EKONOMI

11.1 Harga Peralatan

Analisis ekonomi merupakan metode untuk memprediksi berapa banyak modal yang harus diinvestasikan dalam suatu proyek. Tujuan dari analisis ekonomi yaitu untuk memberikan gambaran apakah proyek dapat dilanjutkan atau ditinggalkan. Kelayakan diperiksa dengan mengevaluasi beberapa parameter ekonomi, yaitu *Return of Investment* (ROI), *Payback Period* (PBP), *Interest Rate of Return* (IRR), *Net Present Value* (NPV) dan *Break Even Point* (BEP). Algoritma perancangan dapat dilihat pada gambar di bawah ini:



Gambar 11. 1 Algoritma Tahapan Metode Analisis Data

Pada bagian ini akan ditampilkan kalkulasi dan evaluasi kelayakan pembangunan pabrik dari segi ekonomi. Apakah pabrik yang didirikan layak atau tidak. Digunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* untuk menentukan harga peralatan yang diperlihatkan pada tabel di bawah ini:

Tabel 11. 1 Index Harga Peralatan

Tahun	Index	Tahun	Index
1990	357,6	2007	525,4
1991	361,3	2008	575,4
1992	358,2	2009	521,9
1993	359,2	2010	550,8
1994	368,1	2011	585,7
1995	381,1	2012	584,6
1996	381,7	2013	567,3
1997	386,5	2014	576,1
1998	389,5	2015	556,8
1999	390,6	2016	541,7
2000	394,1	2017	567,5
2001	394,3	2018	603,1
2002	395,6	2019	607,5
2003	402,0	2020	596,2
2004	444,2	2021	655,9
2005	468,2	2022	801,3
2006	499,6	2028	726,4

(Sumber: chemengonline.com)

Index harga peralatan pada tahun pembangunan pabrik, yaitu pada tahun 2028 didapatkan nilai 726,4 menggunakan sistem ekstrapolasi. Biaya peralatan pada pabrik metanol ini didasarkan pada harga keseluruhan peralatan yang dirancang pada masing-masing unit.

Tabel 11. 2 Harga Peralatan Pretreatment Unit

Peralatan	Kode	Jumlah	Harga (\$)
<i>Reformer</i>	DR-201	1	\$ 2.962.038,00
	SR-202	1	\$ 2.159.737,00
<i>Reactor</i>	R-301 A/B	2	\$ 3.111.746,25
<i>Adsorber Column</i>	AD-201 A/B	2	\$ 426.915
<i>Scrubber Column</i>	C-101	1	\$ 575.172

<i>Absorber Column</i>	C-102	1	\$ 844.867,41
<i>Stripper Column</i>	C-103	1	\$ 815.366
<i>Distillation Column</i>	C-401	1	\$ 1.162.646,60
<i>Separator</i>	V-201	1	\$ 176.819,96
	V-301	1	\$ 139.370,46
	V-401	1	\$ 264.991,45
	V-402	1	\$ 135.117,33
<i>Reflux Drum</i>	V-101	1	\$ 154.033,76
	V-402	1	\$ 41.030,48
<i>Heat Exchanger</i>	E-101	1	\$ 52.600,35
	E-201	1	\$ 76.028,20
	E-202	1	\$ 60.822,56
	E-204	1	\$ 38.014,10
	E-301	1	\$ 47.248,50
	E-401	1	\$ 65.611,70
<i>Reboiler</i>	E-103	1	\$ 34.956,40
	E-203	4	\$ 204.605,23
	E-402	1	\$ 13.324,33
<i>Cooler</i>	E-103		\$ 30.822,56
<i>Finfan</i>	AC-101	1	\$ 65.156,29
	AC-201	1	\$ 532.100,00
	AC-301 A/B	2	\$ 478.985,58
	AC-401	1	\$ 934.686,63
	AC-402	1	\$ 721.475,25
<i>Compressor</i>	K-101	1	\$ 539.346,95
	K-301	1	\$ 500.411,76
TEE	TEE-	5	\$ 700,85
<i>Fan</i>	P-101 A/H	8	\$ 244.680,00
<i>Pump</i>	P-102 A/B	2	\$ 16.678,53
	P-103 A/B	2	\$ 14.982,00
<i>Pump</i>	P-104 A/B	2	\$ 6.875,51

	P-401 A/B	2	\$ 6.562,33
	P-402 A/B	2	\$ 7.163,71
<i>Storage Tank</i>	T-202	1	\$ 316.195,84
	T-401 A/D	4	\$ 4.238.832,21
TOTAL EQUIPMENT COST			\$ 24.801.191,99

11.2 Biaya Pengiriman Alat

Purchase Equipment Delivery (PED) atau biaya pengiriman alat diperlukan pada perancangan suatu proyek. Alat yang sudah dirancang akan dibeli dan diantarkan ke lokasi pendirian pabrik. Biaya yang diperkukan untuk pengiriman alat adalah 10 % dari biaya pembelian alat atau purchase equipment, sehingga:

$$\text{Purchased Equipment} = \$ 24.801.191,99$$

$$\begin{aligned} \text{Purchase Equipment Delivered} &= \$ 24.801.191,99 + (10\% \times \$ 24.801.191,99) \\ &= \$ 27.281.311,19 \end{aligned}$$

11.3 Capital Investment

Unsur-unsur capital investment terdiri dari *Direct Plant Cost (DPC)*, *InDirect Plant Cost (IPC)* dan *Working Capital (WC)*. Nilai tersebut didapat dari nilai persentase harga dari PEC maupun FCI.

$$\begin{aligned} \% \text{FCI dipilih untuk PEC (15 - 40\%)} &= 40\% \text{ FCI} = 1/40\% \times \text{PEC} \\ &= 1/40\% \times \$ 27.281.311,19 \\ &= \$ 68.203.277,98 \end{aligned}$$

Tabel 11. 3 Direct Plant Cost (DPC)

No	Component	Range of FCI, %	% FCI Chosen	Value (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	15 - 40	40%	\$27.281.311,19
2	<i>Purchased-Equipment Installation + Insulation + Painting</i>	6 - 14	7%	\$4.774.229,46
3	<i>Instrumentation & Controls</i>	2 - 12	3%	\$2.046.098,34
4	<i>Piping (Installed)</i>	4 - 17	4%	\$2.728.131,12
5	<i>Electrical System + Installed</i>	2 - 10	5%	\$3.410.163,90
6	<i>Buildings (Including Services)</i>	2 - 18	5%	\$3.410.163,90

7	<i>Yard Improvement</i>	2 - 5	4%	\$2.387.114,73
8	<i>Service Facilities (Installed)</i>	8 - 30	9%	\$6.138.295,02
9	<i>Land</i>	1 - 2	1%	\$682.032,78
Total Direct Cost (DC)		65 - 85	78%	\$ 52.857.540,44

Tabel 11. 4 InDirect Plant Cost (IPC)

No	Component	Range of FCI, %	% FCI Chosen	Value
1	<i>Engineering and Supervision</i>	4 - 20	5%	\$3.410.163,90
2	<i>Construction Expenses</i>	4 - 17	6%	\$4.092.196,68
3	<i>Legal Expenses</i>	1 - 3	2%	\$1.364.065,56
4	<i>Contractor Fee</i>	2 - 6	3%	\$2.046.098,34
5	<i>Contingency</i>	5 - 15	6%	\$4.092.196,68
Total Indirect Cost (IC)		15 - 35	22%	\$ 15.004.721,16

Kemudian untuk menghitung nilai *Working Capital* (WC) bisa dijumlahkan dengan menggunakan nilai FCI yang sudah dihitung sebelumnya dan nilai *Total Capital Investment* (TCI) dengan perhitungan sebagai berikut:

$$WC \text{ asumsi } (10\% TCI - 20\% TCI) = 15\% TCI \quad TCI = FCI + WC$$

$$TCI = FCI + 0,15 TCI$$

$$0,85 TCI = FCI$$

$$TCI = FCI / 0,85$$

$$TCI = \$ 68.203.277,98 / 0,85$$

$$TCI = \$ 79.837.954,81$$

$$WC = 15\% TCI$$

$$WC = 15\% \times \$ 79.837.954,81$$

$$WC = \$ 11.975.693,22$$

11.4 Production Cost

Production Cost meliputi; *Manufacturing Cost* (M) dan *General Expenses* (GE), *Manufacturing Cost* terdiri dari *Direct Production Cost* (DPC), *Fixed Charge* (FC) dan *Plant Overhead Cost* (POC).

Tabel 11. 5 Harga Raw Material

Raw Material	Mass Flow (kg/day)	Harga per Kg (\$)	Harga per Tahun (\$)
<i>Natural Gas</i>	3 517.267,60	0,0093	\$ 10.773.968,45
MgO	10,45	0,2	\$ 698,42
Ni	26 969,56	1,5	\$ 13.349.931,82
Cu/ZnO/Al ₂ O ₃	30 855,88	16,0	\$ 162.919.051,40
MEA	101 628,75	0,60	\$ 20.122.492,41
CO ₂	10.259.698,66	0,00	\$ 0,0
Total Harga			\$ 207.166.133,50

Kemudian, nilai *Direct Production Cost* (DPC) dapat dihitung, perhitungannya ditunjukkan pada Tabel 11.6 berikut:

Tabel 11. 6 Direct Production Cost (DPC)

Komponen	Range of (%)	Dipakai (%)	Nilai (\$)
<i>Raw Material</i>	(10 - 80) TPC	48	\$ 207.166.133,50
<i>Operating Labor</i>	(10 - 20) TPC	15	\$ 64.494.571,51
<i>Direct Supervisory & Clerk</i>	(10 - 20) OL	10	\$ 6.449.457,15
<i>Utilities</i>	(10 - 20) TPC	10	\$ 42.996.381,01
<i>Maintenance & Repairs</i>	(2 - 10) FCI	3	\$ 2.035.867,85
<i>Operating Supplies</i>	(0,5 - 1) FCI	0,7	\$ 475.035,83
<i>Laboratory Charges</i>	(10 - 20) OL	10	\$ 6.449.457,15
<i>Patent & Royalties</i>	(0 - 6) TPC	2	\$ 8.599.276,20
Total DPC			\$ 338.666.180,21

Selanjutnya, *production cost* yang harus dihitung adalah biaya *Fixed Charge* (FC) dan *General Expenses* (GE) yang dapat dilihat pada Tabel 11.7 dan 11.8:

Tabel 11. 7 Fixed Charge (FC)

Komponen	Range of (%)	Dipakai (%)	Nilai (\$)
<i>Depreciation</i>	(5 - 10) FCI	10	\$.786.226,16
<i>Local Taxes</i>	(1 - 4) FCI	1,3	\$ 82.209,40
<i>Insurance</i>	(0,4 - 1) FCI	0,5	\$ 39.311,31
<i>Financing</i>	(0 - 10) TCI	2	\$.596.759,10
Total FC			\$.604.505,96

$$\begin{aligned}
 \text{Plant Overhead Cost (POC) (5\% - 15\% TPC)} &= 5\% \times \text{TPC} \\
 &= \$ 21.498.190,50
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Manufacturing Cost} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} \\
 &= \$ 369.768.876,68
 \end{aligned}$$

Tabel 11. 8 General Expenses (GE)

Komponen	% TPC	Nilai
Administrative Costs	4	\$ 17.198.552,40
Distribution & Marketing	6	\$ 25.797.828,61
Research & Development Costs	4	\$ 17.198.552,40
Total	14	\$ 60.194.933,41

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\
 &= \$ 429.963.810,09
 \end{aligned}$$

11.5 Keuntungan Total Tiap Tahun (Margin)

Biaya produk diambil berdasarkan pada biaya produk Indonesia non subsidi dan selanjutnya diasumsikan bahwa biaya tersebut tidak mengalami perubahan sampai proyek direncanakan dan didirikan. Perhitungan total income tiap tahun bisa dilihat pada tabel berikut:

Tabel 11. 9 Hasil Penjualan Produk

Product	Total Volume	Harga Satuan		Harga Total
	Value	Harga	Harga (/kg)	
<i>Methanol</i>	1204499999,74	2483 CNY/Ton	\$ 0,37	\$ 445.664.999,9
Kondensat	407404,80	\$4,52/Barrel	\$ 0,03	\$ 12.222,14
Total				\$445.677.222,05

Dari nilai *total income*, selanjutnya keuntungan tiap tahun dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan bruto/tahun (EBIT)} &= \text{Total Income} - \text{Total Production Cost} \\
 &= 445.677.222,05 - 429.962.728,64 \\
 &= \$ 15.713.411,96/\text{tahun}
 \end{aligned}$$

Tax = 30% EBIT (Peters, Max S. Timmerhaus, 2003)

Tax + Otherdeduction = 35%

Otherdeduction misalnya : royalty, contingency

$$\begin{aligned} \text{Earn After Tax (EAT)} &= 65\% \text{ EBIT} \\ &= 65\% \times 15.713.411,96 \\ &= \$ 10.213.717,77 \text{ /tahun} \end{aligned}$$

Evaluasi keekonomian suatu proyek dapat dilakukan dengan beberapa parameter. diantaranya *Pay Out Time (POT)*, *Rate of Return (ROR)*, *Net Present Value (NPV)*, dan *Interest Rate of Return (IRR)*.

Rate of Return (ROR) yaitu perbandingan keuntungan setelah pajak atau *Earn After Tax (EAT)* dengan *Fixed Capital Investment* (investasi modal tetap). ROR menggambarkan kemampuan sebuah proyek dalam mengembalikan modal investasi setiap tahunnya. Semakin besar nilai ROR, maka proyek semakin baik dan layak untuk dibangun dan dioperasikan. Nilai ROR dapat dihitung sebagai berikut:

$$ROR = \frac{EAT}{FCI} \times 100\%$$

$$ROR = \frac{10.213.717,77}{79.837.954,81} \times 100\%$$

$$ROR = 12,79\%/\text{tahun}$$

Pay Out Time (POT) digunakan untuk mengukur kemampuan pengembalian dana investasi proyek yang dinyatakan dalam tahun. Acuan besar nilai POT dapat diketahui dengan menghitung PBP (Payback Period) dengan referensi: *Suggested values for risk and minimum acceptable return (MARR)*. PBP yang digunakan adalah kategori *New product entering into established market, or new process technology* dengan *risk level medium* dengan range MARR 8-16 %, MARR yang digunakan yaitu 8%.

$$PBP = \frac{0,85}{Mar + 0,85/N}$$

$$PBP = \frac{0,85}{8\% + 0,85/20}$$

$$PBP = 6,94 \text{ tahun}$$

Nilai POT diharapkan dapat sekecil mungkin. akan semakin menguntungkan.

Untuk menghitung nilai POT dapat diperhatikan sebagai berikut ini:

$$POT = \frac{FCI}{EAT}$$

$$POT = \frac{67.862.261,59}{10.213.717,77}$$

$$POT = 6,64 \text{ tahun}$$

Berdasar dari hasil penjumlahan tersebut, didapati bahwa nilai POT aktual lebih sedikit dari pada PBP, sehingga laju pengembalian modal semakin cepat, yaitu sekitar 6,64 tahun.

Net Present Value (NPV) merupakan cara untuk menghitung keuntungan proyek investasi dengan mempertimbangkan interest rate atau bunga bank yang dihitung atau dikembalikan semua proyeksi keuntungan pertahun selama umur proyek. menjadi nilai uang saat proyek dibangun. Pendeknya. NPV adalah nilai sekarang dari seluruh keuntungan pertahun selama umur investasi (proyek).

Asumsi:

Bunga bank atau *interest rate* (i) = 10%/tahun (pinjaman) Umur proyek
= 20 tahun

TCI = \$ 79.837.954,81 /tahun

TPC = \$ 429.963.810,09 /tahun

Depresiasi = \$ 6.786.226,16 /tahun

Pada akhir tahun investasi, pengembaliannya adalah pengembalian bersih untuk tahun tersebut ditambah nilai sisa. Hasil perhitungan menunjukkan *Net Present Value* (NPV) dan hasil *trial and error Internal Rate of Return* (IRR).

Cash Flow = *Income* – *Pengeluaran* – *Tax* (35% x *Pendapatan kena pajak*)

$$\text{Cash Flow} = 445.677.222,05 - 429.963.810,09 - 3.124.515,03$$

$$\text{Cash Flow} = \text{US\$ } 12.588.896,93$$

Perhitungan menunjukkan NPV yang positif. NPV positif menunjukkan bahwa proyek ini layak. Oleh karena itu, lebih menguntungkan menggunakan dana yang ada (*fixed capital*) untuk diinvestasikan dalam pembangunan pabrik daripada menabung di bank untuk mendapatkan bunga sebagai keuntungan.

$$\text{NPV} = 20.411.562,07 \text{ US\$}$$

Internal Rate of Return (IRR) yaitu besarnya keuntungan dalam persen suatu investasi dengan membandingkan bunga bank. Nilai yang diperoleh dari IRR adalah gambaran *interest rate* (bunga) dari investasi. Perhitungan nilai IRR dilakukan dengan cara *trial and error* sampai diperoleh harga NPV = 0. Setelah dilakukan penjumlahan, didapatkan IRR = 14,76/tahun. Nilai tersebut lebih besar dari bunga bank bernilai 11 %.

Analisis risiko merupakan analisis untuk menentukan bagian risiko dari proyek yang akan dilaksanakan. Analisis risiko yang dibahas meliputi *Break Event Point* (BEP) dan *Shutdown Point* (SDP). Estimasi BEP merupakan estimasi dimana nilai kapasitas produksi (total biaya produksi) dan nilai penjualan produk sama dengan analisis risiko tunggal (tidak untung dan tidak rugi), sehingga semakin rendah nilai BEP maka semakin bagus. *Shutdown Point* (SDP) merupakan evaluasi tingkat operasi dimana perusahaan tidak mendapatkan manfaat untuk melanjutkan operasi dan oleh karena itu memutuskan untuk berhenti beroperasi untuk sementara waktu atau dalam beberapa kasus secara permanen. Nilai dari BEP dan SDP sesuai rumus perhitungan sudah tercantum di bawah ini:

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

$$\text{BEP} = 51,7\%$$

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

$$\text{SDP} = 21,81\%$$

Tabel berikut menunjukkan hasil evaluasi kelayakan perancangan pabrik metanol.

Tabel 11. 10 Hasil Evaluasi Ekonomi Prarancangan pabrik metanol

Parameter	Simbol	Nilai
<i>Asset Life</i>	N	20 thn
<i>Fixed-Capital Investment</i>	FCI	\$ 67.862.261,59
<i>Working Capital Investment</i>	WCI	\$ 11.975.693,22
<i>Total Capital Investment</i>	TCI	\$ 79.837.954,81
<i>Total Production Cost</i>	TPC	\$ 429.963.810,09
<i>Earning Before Tax</i>	EBT	\$ 15.713.441,96
<i>Earning After Tax</i>	EAT	\$ 10.213.717,77
<i>Payout Time</i>	POT	6,64 thn
<i>Payout Time Reference</i>	POT _r	6,94 thn
<i>Return on Investment</i>	ROI	14,76%
<i>MARR</i>	<i>m_{ar}</i>	8%
<i>Break Even Point</i>	BEP	51,70%
<i>Shutdown Point</i>	SDP	21,81%
<i>Interest Rates</i>	<i>i</i>	11%
<i>Net Present Value</i>	NPV	\$ 20.411.562,01
<i>Internal Rate of Return</i>	IRR	14,77%

11.6 Kelayakan Ekonomi

- a. Internal Rate of Return (IRR) > MARR

Nilai:

- IRR = 14,77 %
- MARR = 8 %

Kriteria kelayakan:

$$IRR > MARR$$

Karena: $14,77\% > 8\%$

maka proyek memberikan tingkat pengembalian lebih tinggi dari tingkat keuntungan minimum yang disyaratkan, sehingga investasi layak dilakukan.

b. Net Present Value (NPV) positif

Nilai: $NPV = \$20.411.562,01$

Kriteria: $NPV > 0$

Artinya:

- nilai sekarang dari seluruh arus kas lebih besar dari investasi awal
- proyek menghasilkan keuntungan bersih sebesar \$20,4 juta selama umur pabrik.

c. Pay Out Time (POT) memenuhi kriteria industri

Nilai:

$$POT = 6,64 \text{ tahun}$$

Referensi:

$$POTr = 6,94 \text{ tahun}$$

Karena:

$$6,64 < 6,94$$

Dalam buku Plant Design and Economics for Chemical Engineers -Peters & Timmerhaus, dijelaskan bahwa proyek industri kimia, payback period kurang dari sekitar 5 tahun biasanya diinginkan, tetapi nilai yang lebih besar masih bisa diterima tergantung risiko proyek dan kondisi pasar.

Nilai POT

< 5 tahun $\rightarrow$ sangat baik

5–10 tahun $\rightarrow$ masih layak untuk proyek petrokimia besar

d. Return on Investment (ROI) cukup tinggi

Nilai:

$$ROI = 14,76\%$$

Pada proyek industri kimia:

- ROI 10–20 % dianggap menarik secara ekonomi

Sehingga nilai ROI pabrik metanol masuk kategori layak.

- e. Break Even Point (BEP) masih dalam batas aman

Nilai:

$$BEP = 51,70\%$$

Artinya pabrik mulai memperoleh keuntungan jika beroperasi di atas 51,7% kapasitas produksi.

Secara umum kriteria BEP:

BEP	Interpretasi
40–60 %	layak
> 70 %	berisiko

Sehingga BEP pabrik masih aman.

- f. Shutdown Point (SDP) rendah

Nilai:

$$SDP = 21,81\%$$

Artinya:

- jika kapasitas turun di bawah 21,81%, pabrik harus berhenti operasi
- nilai ini menunjukkan pabrik masih bisa beroperasi stabil pada beban rendah.

- g. Kesimpulan kelayakan ekonomi

Pabrik metanol dinyatakan layak secara ekonomi karena:

1. IRR (14,77%) > MARR (8%)
2. NPV positif (+ \$20,4 juta)
3. POT (6,64 tahun) < nilai referensi
4. ROI (14,76%) berada dalam rentang investasi menarik
5. BEP (51,70%) masih dalam batas operasional industri
6. SDP rendah (21,81%) sehingga operasi pabrik stabil

BAB XII. KESIMPULAN

12.1 Kesimpulan

Simpulan dari perancangan unit *Methanol synthesis* dan *product upgrading* dari *pabrik metanol*, yaitu:

1. Dengan kapasitas 3650 MTPD dan konfigurasi proses yang telah dipilih, *pabrik metanol* ini dapat memenuhi 47,49% kebutuhan metanol nasional dan mampu meminimalisir emisi CO₂ di sekitar pabrik.
2. Perancangan pabrik metanol terdiri dari 4 unit, salah satunya yaitu unit Carbon Capture dan Reforming yang bertujuan untuk menghasilkan Syngas.
3. Hasil Evaluasi perancangan pabrik dari segi ekonomi mendapatkan hasil ROI sebesar 12,79%/tahun, POT selama 6,64 tahun dengan NPV sebanyak \$20.441.562,07 dan IRR sebesar 14,76%/tahun. Dari studi kelayakan tersebut, pabrik metanol berbahan baku campuran gas alam dan emisi CO₂ dengan kapasitas 3650 MTPD layak untuk didirikan.

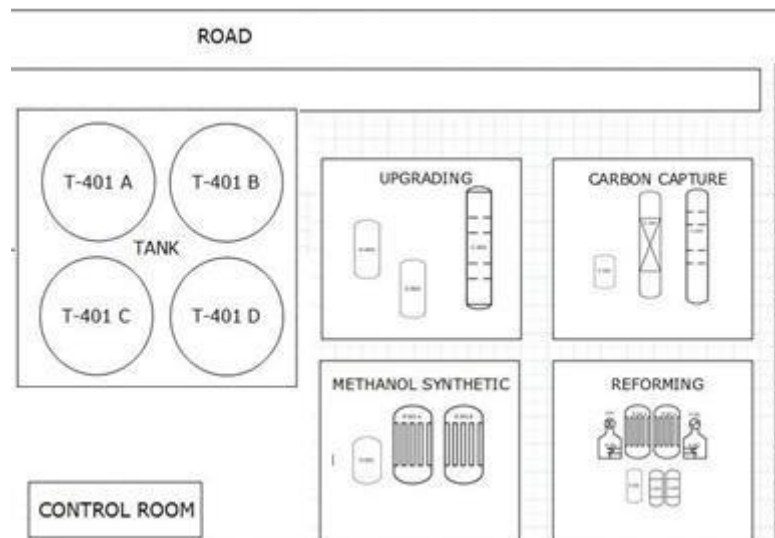
DAFTAR PUSTAKA

- Basile, Angelo., and Francesco. Dalena. 2018. *Methanol: Science and Engineering*. Elsevier.
- Cheng, Wu-Hsun., and Harold H. Kung. 1994. *Methanol Production and Use*. M. Dekker.
- Lücking, Leonie E. n.d. *Methanol Production from Syngas Process Modelling and Design Utilising Biomass Gasification and Integrating Hydrogen Supply*. <http://repository.tudelft.nl/>.
- Olah, George A., Alain. Goeppert, and G. K. Surya. Prakash. 2018. *Beyond Oil and Gas : The Methanol Economy*. Wiley-VCH.
- Petroleum Institute, American. n.d. *By Authority Of THE UNITED STATES OF AMERICA Legally Binding Document*.
- API 650. (2005). *Welded Steel Tanks for Oil Storage*. November 1998.
- Arora, Y., Koul, A., & Tanaka, M. (2021). CO₂ Capture and Conversion to Methanol with EEMPA. *University of Pennsylvania: Department of Chemical & Biomolecular Engineering*, 4–20.
https://repository.upenn.edu/cbe_sdrhttps://repository.upenn.edu/cbe_sdr/134
- El-halwagi, M. M., El-bashir, N., & Economou, I. (2019). *Natural Gas Processing from Midstream Edited by*.
- Evans, F. L. (1974). Fired Heaters and Boilers. In *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants* (pp. 1–27).
- GPSA. (2004). Sherlock's Diseases of the Liver and Biliary System, 12th Edition. *Sherlock's Diseases of the Liver and Biliary System, 12th Edition*, 1–771.
<https://doi.org/10.1002/9781444341294>
- Kern, D. Q. (1983). *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill International Book Company.
- Kung, H. H. (1995). Methanol production and use. In *Choice Reviews Online* (Vol. 32, Issue 07). <https://doi.org/10.5860/choice.32-3898>
- Lacerda de Oliveira Campos, B., John, K., Beeskow, P., Herrera Delgado, K., Pitter, S., Dahmen, N., & Sauer, J. (2022). A Detailed Process and Techno-Economic Analysis of Methanol Synthesis from H₂ and CO₂ with Intermediate Condensation Steps. *Processes*, 10(8). <https://doi.org/10.3390/pr10081535>
- Mandal, M. (2020). Integrated CO₂ capture and one-pot production of methanol. *Dalton Transactions*, 49(47), 17140–17142. <https://doi.org/10.1039/d0dt03667f>
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2018). Handbook of Natural Gas transmission and processing: Principles and practices. In *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing: Principles and Practices*. <https://doi.org/10.1016/C2017-0-03889-2>
- Olah, G. A. (2018). *Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy*.
- Parderio, P. T., Dharmawan, A. D., Wibawa, G., & Wiguno, A. (2022). Pra Desain Pabrik Metanol dari Gas Alam. *Jurnal Teknik ITS*, 11(3), 0–5.
<https://doi.org/10.12962/j23373539.v11i3.98722>
- Peters, Max S. Timmerhaus, K. D. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*.
- Peters, M. S. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Prakash, G. K. S. (2012). *EFFICIENT AND SELECTIVE CHEMICAL RECYCLING OF CARBON DIOXIDE TO METHANOL, DIMETHYL ETHER AND DERIVED PRODUCTS*. 2(12).
- Salimy, D. H., & Alimah, S. (2015). HTGR Kogenerasi Produksi Hidrogen Untuk Konversi CO₂ Menjadi Metanol. *Jurnal Pengembangan Energi Nuklir*, 17(2), 109. <https://doi.org/10.17146/jpen.2015.17.2.2556>

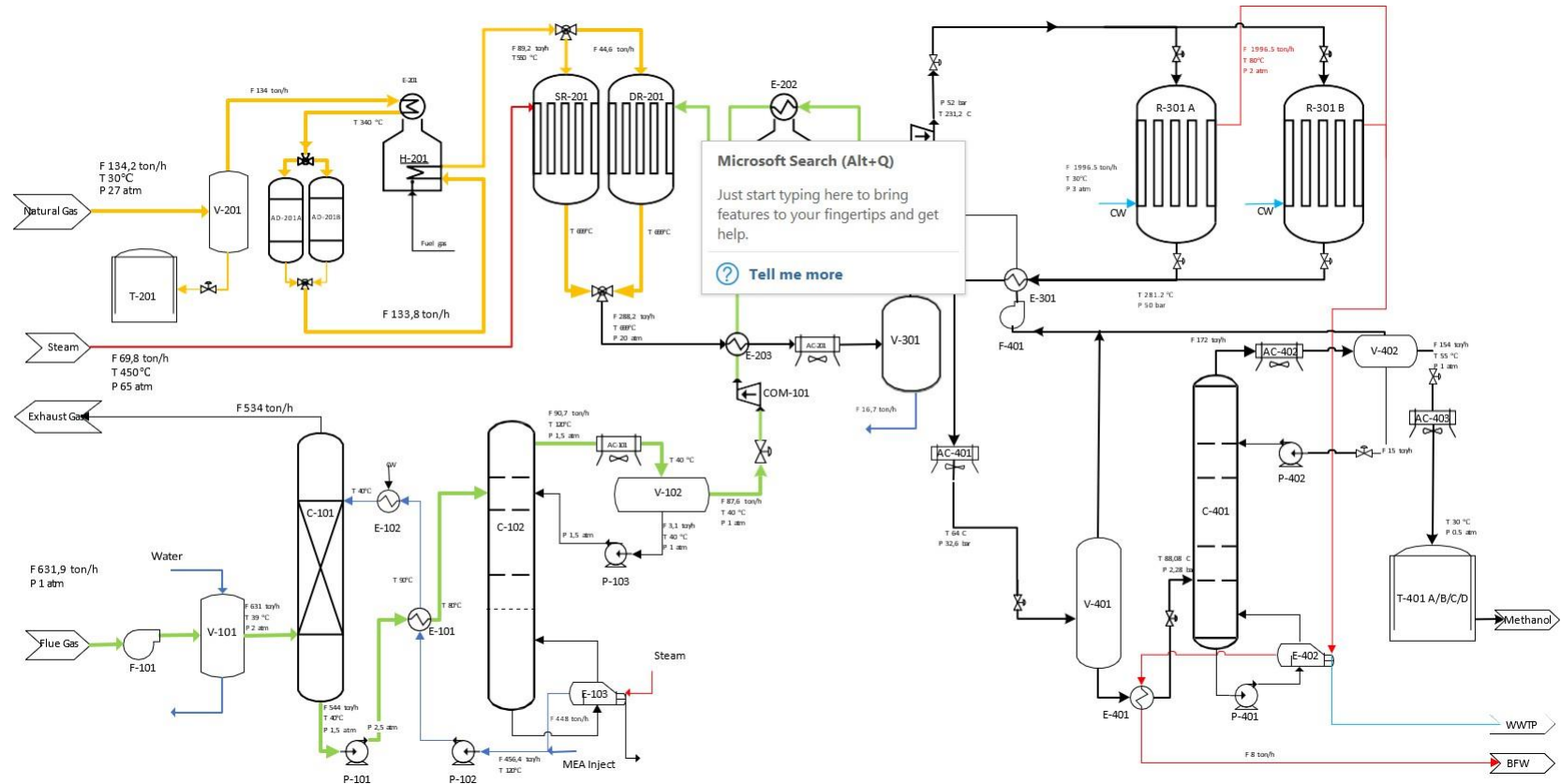
- Yaws, C. L. (2015). *The Yaws Handbook of Vapor Pressure Antoine Coefficients*.
- Arora, Y., Koul, A., & Tanaka, M. 2021. CO₂ Capture and Conversion to Methanol with EEMPA. Department of Chemical & Biomolecular Engineering. University of Pennsylvania.
- ASTM, D. 2001. 445: Test Method for Kinematic Viscosity of Transparent and Opaque Liquids.
- Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (BPPT). Outlook Energi Indonesia 2021 : Perspektif Teknologi Energi Indonesia . ISBN 978-602-1328-20-0.
- Basile, A. 2018. Methanol Science and Engineering. Elsevier. Amsterdam
- Bloch, H. P. 2006. A Practical Guide to Compressor Technology 2nd Edition. John Wiley & Sons Inc. New Jersey.
- Branan, C. R. 2002. Rules of Thumb for Chemical Engineers 3rd Edition. Gulf Publishing Company. Houston
- Brown, R. N. 1997. Compressors Selection and Sizing 2nd Edition. Gulf Publishing Company. Houston.
- El-halwagi, M. M., El-bashir, N., & Economou, I. 2019. Natural Gas Processing from Midstream. John Wiley and Sons Ltd. USA.
- Evans, Frank L. 1974. Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants (Volume 2). Gulf Publishing Company. USA

LAMPIRAN

Lampiran 1. *Layout* Pabrik metanol



Lampiran 2. Process Flow Diagram Pabrik metanol



Equipment Description							
P-101	Draft Fan	V-102	CO ₂ Drum	DR-202	Dry Reformer	C-401	CH ₃ OH Distillation Tower
P-102	Absorber Pump	T-201	Condensate Tank	V-301	Water Separator	P-401	Crude CH ₃ OH Pump
P-103	Stripper Pump	COM-101	CO ₂ Compressor	V-302	Methanol Separator	P-402	Reboiler Pump
P-104	Reflux Pump	V-201	Condensate Separator	V-303	Methanol Separator	P-403	Reflux Pump
V-101	Scrubber	E-201	Steam Reformer Preheater	COM-301	Syngas Compressor	E-401	Crude CH ₃ OH Reboiler
E-101	Lean Solution Exchahnger	E-202	Dry Reformer Preheater	COM-302	Syngas Compressor	E-402	Product Condensor



UNIVERSITAS NAHDLATUL ULAMA AL GHAZALI

Project Title: PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI CAMPURAN GAS ALAM PGN DAN EMISI FLUE GAS CO₂ DI PT KPI RU IV CILACAP

E-102	Lean Amine Cooler	E-203	Waste Heat Boiler	R-301	CH3OH Synthesis Reactor	E-403	Reboiler	Dwg Size: 42	Title: PROCESS FLOW DIAGRAM PABRIK METANOL	
E-103	Stripper Reboiler	E-204	Heat Exchanger CO ₂ <i>Syngas</i>	R-302	CH3OH Synthesis Reactor	E-404	Product Cooler			
AC-101	CO ₂ Finfan	AC-201	<i>Syngas</i> Finfan	E-301	Feed finfan cooler	V-401	Product Accumulator	Scale: NONE		
C-101	Absorber Coloumn	AD-201	Adsorber	E-302	Product Finfan Cooler	T-401	<i>Methanol</i> Storage Tank			
C-102	Stripper Coloumn	SR-201	<i>Steam</i> Reformer	E-303	Product Finfan Cooler			Base Drawing	Drawing No	Rev

Lampiran 3. Chemical Engineering Pabrik Cost Index (CEPCI) 2022

Sumber: (CEPCI, 2022)

Economic Indicators

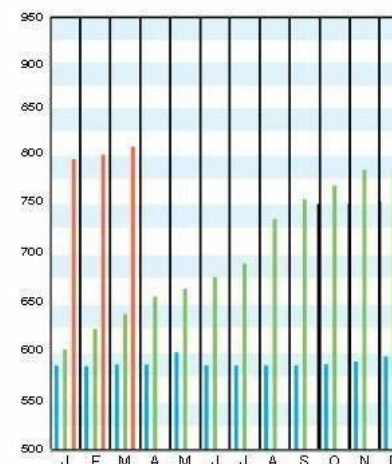
2020 2021 2022

Download the CEPCI two weeks sooner at www.chemengonline.com/pci

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)

(1957-59 = 100)	Mar. '21 Prelim.	Feb. '21 Final	Mar. '20 Final
CEPCI	806.9	801.3	666.9
Equipment	1022.7	1015.3	808.5
Heat exchangers & tanks	861.3	859.0	698.5
Process machinery	1014.8	1007.8	792.5
Pipe, valves & fittings	1478.7	1470.3	1094.3
Process instruments	662.7	658.1	474.6
Pumps & compressors	1242.8	1226.9	1111.9
Electrical equipment	745.6	726.9	586.3
Structural supports & misc.	1128.2	1118.8	877.3
Construction labor	347.0	345.5	333.9
Buildings	829.5	826.0	678.7
Engineering & supervision	312.8	310.3	310.2

Annual Index:
 2013 = 567.3
 2014 = 576.1
 2015 = 566.8
 2016 = 541.7
 2017 = 567.5
 2018 = 603.1
 2019 = 607.5
 2020 = 596.2

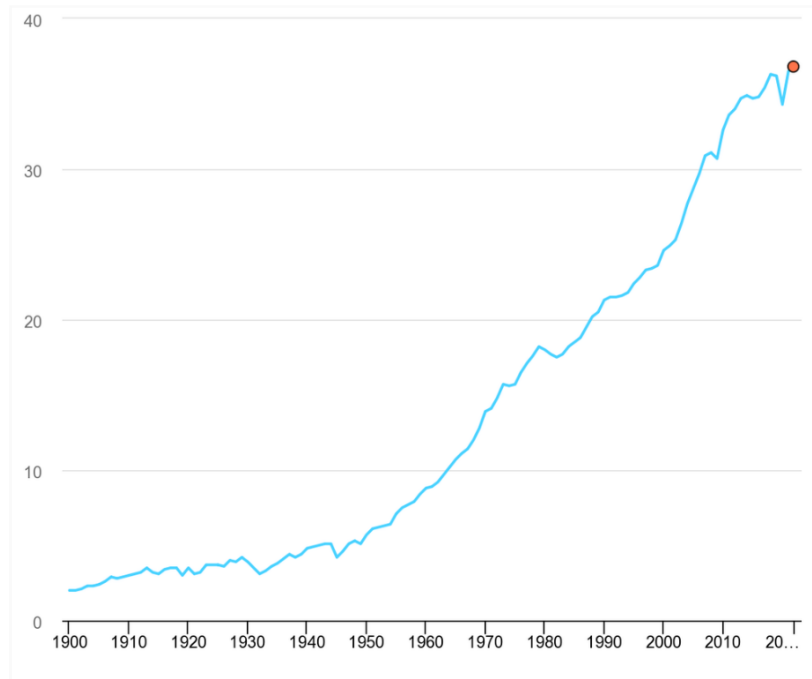


Starting in April 2007, several data series for labor and compressors were converted to accommodate series IDs discontinued by the U.S. Bureau of Labor Statistics (BLS). Starting in March 2018, the data series for chemical industry special machinery was replaced because the series was discontinued by BLS (see *Chem. Eng.*, April 2018, p. 76-77.)

CURRENT BUSINESS INDICATORS

	LATEST	PREVIOUS	YEAR AGO
GPI output index (2017 = 100)	Mar. '22 = 100.9	Feb. '22 = 100.8	Jan. '22 = 99.0
GPI value of output, \$ billions	Feb. '22 = 2,168.1	Jan. '22 = 2,140.2	Dec. '21 = 2,108.0
GPI operating rate, %	Mar. '22 = 80.3	Feb. '22 = 80.2	Jan. '22 = 78.8
Producer prices, industrial chemicals (1982 = 100)	Mar. '22 = 353.0	Feb. '22 = 341.5	Jan. '22 = 336.3
Industrial Production in Manufacturing (2017 = 100)*	Mar. '22 = 102.6	Feb. '22 = 101.7	Jan. '22 = 100.5
Hourly earnings index, chemical & allied products (1992 = 100)	Mar. '22 = 196.8	Feb. '22 = 195.1	Jan. '22 = 193.8
Productivity index, chemical & allied products (1992 = 100)	Mar. '22 = 92.9	Feb. '22 = 93.4	Jan. '22 = 94.9

Lampiran 4. Emisi CO₂ Global dari Pembakaran Panas dan Proses Industri, 1900-2019.



Tahun	Sektor						Jumlah
	Energi	IPPU	Pertanian	FOLU	Kebakaran Hutan	Limbah	
2000	317609	42883	99314	500019	161571	64832	1186228
2001	341919	48269	97124	-144329	50885	67602	461470
2002	349485	41688	98381	-119030	301753	70063	742340
2003	378050	41402	99652	-130833	132075	73061	593407
2004	380434	43146	102083	17062	232018	75225	849968
2005	376988	42296	103227	33119	258887	77216	891733
2006	386100	38641	103517	53411	510710	82578	1174957
2007	402989	35919	105991	161799	62747	83933	853378
2008	391784	36499	99949	157343	81744	85023	852342
2009	405653	37546	105087	259880	299920	89326	1197412
2010	453235	36033	108318	73343	51383	87670	809982
2011	507357	35910	107520	122414	189026	91852	1054079
2012	540419	40078	112058	249442	207050	95530	1244577
2013	496030	39164	112882	377747	205076	100514	1331413
2014	531142	47489	112801	215318	499389	102834	1508973
2015	536306	49297	117160	742843	822736	106061	2374403
2016	538025	55307	122185	417385	90267	112352	1335521
2017	562244	55395	127503	476005	12512	120191	1353850
2018	595665	59262	110055	602188	121322	127077	1615569
2019	638808	60175	108598	468425	456427	134119	1866552

Sumber :Laporan Inventarisasi Gas Rumah Kaca dan MPV 2020, Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia

Catatan : tanda minus (-) berarti reduksi emisi dan/atau serapan GRK

Sumber: (BPS, 2019)

Lampiran 5. Data Properties Gas Alam

Compound	Formula	Molecular Weight	Critical Constants			
			P_c psia [kPa]	T_c °R [°K]	V_c ft ³ /lb [m ³ /kg]	Z_c
Methane	CH ₄	16.043	667.8 [4604]	343 [190.6]	0.0991 [0.0062]	0.2884
Ethane	C ₂ H ₆	30.070	707.8 [4880]	549.8 [305.4]	0.0788 [0.00492]	0.2843
Propane	C ₃ H ₈	44.097	616.3 [4249]	665.7 [369.8]	0.0737 [0.0046]	0.2804
n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.124	550.7 [3797]	765.3 [425.2]	0.0702 [0.00438]	0.2736
Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.124	529.1 [3648]	734.7 [408.2]	0.0724 [0.00452]	0.2824
n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.151	488.6 [3369]	845.4 [469.7]	0.0675 [0.00422]	0.2623
Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.151	490.4 [3381]	828.8 [460.4]	0.0679 [0.00424]	0.2701
Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.151	464.0 [3199]	781.11	0.0674 [0.00421]	0.2537
n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.178	436.9 [3012]	913.4 [507.4]	0.0688 [0.0043]	0.2643
n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.205	396.8 [2736]	972.5 [540.3]	0.0691 [0.00432]	0.2633
n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.232	360.6 [2486]	1023.9 [568.8]	0.0690 [0.0043]	0.2587
n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.30	332 [2289]	1070.3 [594.6]	0.0684 [0.00427]	0.2536
n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.30	304 [2096]	1111.8 [617.7]	0.0679 [0.00424]	0.2462
Ethylene	C ₂ H ₄	28.054	729.8 [5032]	508.6 [282.6]	0.0737 [0.0046]	0.2765
Propene	C ₃ H ₆	42.081	669 [4613]	656.9 [364.9]	0.0689 [0.0043]	0.2752
Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	890.4 [6139]	555.3 [308.5]	0.0695 [0.00434]	0.2704
Carbon dioxide	CO ₂	44.010	1071 [7382]	547.6 [304.2]	0.0342 [0.00214]	0.2742
Hydrogen sulfide	H ₂ S	34.076	1306 [9005]	672.4 [373.6]	0.0459 [0.00287]	0.2831
Sulfur dioxide	SO ₂	64.059	1145 [7894]	775.5 [430.8]	0.0306 [0.00191]	0.2697
Nitrogen	N ₂	28.013	493 [3399]	227.3 [126.3]	0.0514 [0.00321]	0.2916
Water	H ₂ O	18.015	3208 [22,105]	1165.0 [647.2]	0.0500 [0.00312]	0.2350

Sumber: (Mokhatab dkk., 2018)

Lampiran 6. Perhitungan Desain Tangki

□ Perhitungan Volume Tangki

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam melakukan perhitungan volume tangki yang dibutuhkan:

$$\text{Volume keseluruhan} = \text{kapasitas unit pabrik} \times \text{hari operasi} \quad (\text{L.1})$$

$$\frac{\text{Volume}}{\text{Tangki}} = \frac{\text{kapasitas unit pabrik} \times \text{hari operasi}}{\text{jumlah tangki}} \quad (\text{L.2})$$

– Perhitungan Tinggi Tangki

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam melakukan perhitungan tinggi efektif tangki:

$$\text{Tinggi tangki efektif} = \text{tinggi tangki standar} - \text{deadstock} - \text{ullage} \quad (\text{L.3})$$

– Perhitungan Diameter dan Keliling Tangki

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam melakukan perhitungan diameter dan keliling tangki :

$$\text{Diameter} = \sqrt{\frac{\text{volume tangki}}{\frac{\pi}{4} \times \text{tinggi tangki}}} \quad (\text{L.4})$$

$$\text{Keliling} = \pi \times D \quad (\text{L.5})$$

– Perhitungan Kebutuhan Plat dan Koreksi Dimensi Tangki

Panjang dan lebar panel yang tersedia secara komersial adalah (6 x 20) ft dan (8 x 20) ft. Penyesuaian dengan ukuran pelat yang tersedia di pasaran akan menyebabkan koreksi ukuran tangki (diameter, tinggi, volume). Ukuran tangki yang dikoreksi akan digunakan sebagai dasar desain dengan ketentuan volume tangki tidak kurang dari perhitungan awal ukuran tangki. Persamaan berikut digunakan untuk menghitung diameter tangki dan kebutuhan yang tepat:

$$\text{Jumlah plat keliling} = \frac{\text{keliling tangki}}{20\text{ft/lembar}} \quad (\text{L.6})$$

$$\text{Jumlah total plat} = \text{jumlah pelat keliling} \times \text{banyaknya course} \quad (\text{L.7})$$

$$\text{Keliling terkoreksi} = \text{jumlah pelat keliling} \times 20\text{ft} \quad (\text{L.8})$$

$$\text{Diameter terkoreksi} = \frac{\text{keliling terkoreksi}}{\pi} \quad (\text{L.9})$$

$$\text{Volume terkoreksi} = \frac{\pi}{4} \times (\text{diameter terkoreksi})^2 \times \text{tinggi} \quad (\text{L.10})$$

– Perhitungan Tebal Minimum Dinding Tangki

Selain keamanan, perhitungan ketebalan pelat tangki juga digunakan untuk menghitung umur operasi tangki. Untuk tangki dengan ukuran besar, maka persyaratan ketebalan minimum juga lebih tebal daripada tangki kapasitas yang lebih kecil.

Perhitungan tebal pelat didasarkan pada jenis bahan pelat yang digunakan. Rancang ketebalan pelat dinding tangki menggunakan API *Standard* 650 dengan metode *One Foot*. Ketebalan dinding minimum diambil 1 ft diatas dasar setiap *course* dengan persamaan sebagai berikut (API 650).

- Tebal desain (*design shell thickness*)

$$t_d = \frac{2.6xDx(H-1) \times G}{S_d} + CA \quad (L.11)$$

- Tebal tes hidrostatik (*Hydrostatic test shell thickness*)

$$t_t = \frac{2.6xDx(H-1)}{s_t} \quad (L.12)$$

– Menentukan Tata Letak

Perhitungan tata letak termasuk jarak antara tangki dengan tangki maupun dengan fasilitas di sekitarnya. Jarak ditentukan oleh jenis tangki yang akan digunakan, karena berkaitan dengan alasan keamanan proses. Selain jarak antara tangki dengan proses sekitarnya, jarak antar tangki juga harus memperhatikan jarak yang telah menjadi standar pembangunan tangki. (API 650).

– Perhitungan Kebutuhan Volume Tanggul

Tanggul merupakan salah satu sarana yang harus dimiliki agar kebocoran dari tangki tidak menyebabkan bahan yang disimpan mengalir menuju daerah lain dan atau ke sumber air permukaan, dan dapat menimbulkan kebakaran. Persyaratan yang harus dipenuhi saat merancang tanggul adalah sebagai berikut (NFPA 30).

- *Slope* (kemiringan) tanggul tidak kurang dari 1% dari tangki, seharusnya disediakan paling sedikit 15m (50ft) ke dasar tanggul.
- Kapasitas tanggul tidak boleh kurang dari kapasitas tangki terbesar, dengan asumsi tangki terisi penuh.
- Untuk mempermudah akses masuk *fire fighting*, bagian luar dasar tanggul harus mempunyai jarak minimal 3m (10 ft).
- Dinding tanggul hendaknya terbuat dari bahan yang tahan tekanan hidrostatik dan kedap cairan, tinggi tanggul dibatasi maksimal 6 ft dengan tebal bagian atastanggul minimal 2ft.

Contoh Perhitungan:

Berikut Contoh Perhitungan Tangki Metanol (T-401):

Kondisi Operasi:

$$\text{Mass Flow} = 154.805,121 \text{ kg/h}$$

$$= 195,46 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$= 6.902,64 \text{ ft}^3/\text{h}$$

$$T = 32 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Jumlah Tangki} = 6$$

$$\text{Waktu Operasi} = 4 \text{ Hari}$$

$$\text{Ukuran Pelat yang dipilih berdasarkan yang ada dipasaran} = 8 \times 20 \text{ ft}$$

$$\text{Density} = 792 \text{ kg/m}^3$$

– Volume Tangki

$$\text{Volume keseluruhan} = 6.902,64 \text{ ft}^3/\text{h} \times 24 \text{ h} \times 4 \text{ day} = 662.653,49 \text{ ft}^3$$

$$\frac{\text{Volume}}{\text{Tangki}} = \frac{662.653,49 \text{ ft}^3}{6 \text{ tangki}} = 110.442,25 \text{ ft}^3/\text{tank}$$

$$= 826.165 \text{ gal/tank}$$

– Tinggi Tangki

$$\text{Tinggi tangki total} = 48 \text{ ft}$$

$$\text{Ullage} = 1,5 \text{ ft}$$

$$\text{Deadstock} = 3 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki efektif} = 43,5 \text{ ft}$$

– Diameter dan Keliling Tangki

$$\text{Diameter} = \sqrt{\frac{110.442,25 \text{ ft}^3/\text{tank}}{\frac{\pi}{4} \times 43,5 \text{ ft}}} = 56,86 \text{ ft}$$

$$\text{Keliling} = \pi \times 56,86 \text{ ft} = 178,62 \text{ ft}$$

□ Kebutuhan Pelat dan Koreksi Dimensi Tangki

$$\text{Tinggi Pelat} = 6 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Pelat} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah pelat} = 9 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah total pelat} = 9 \times 8 = 72 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah pelat keliling} = 9 \times 20 \text{ ft} = 180 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter terkoreksi} = \frac{180 \text{ ft}}{\pi} = 57,30 \text{ ft}$$

$$\text{Volume terkoreksi} = \frac{\pi}{4} \times (57,3)^2 \times 43,5 \text{ ft}$$

– **Tebal Minimum Dinding Tangki**

- Tebal desain (*design shell thickness*)

$$t_d = \frac{2.6 \times 57.3 \text{ ft} \times (48 \text{ ft} - 1) \times 0.7928}{21300 \text{ psi}} + 0.137 \text{ inch} = 0.398 \text{ inch}$$

- Tebal tes hidrostatik (*Hydrostatic test shell thickness*)

$$t_t = \frac{2.6 \times 57.3 \text{ ft} \times (48 \text{ ft} - 1)}{24000 \text{ psi}} = 0.292 \text{ inch}$$

Lampiran 7. Perhitungan Desain Separator

– Menentukan Jenis Separator

Berdasarkan kondisi proses dan fluida yang akan dipisahkan, kita dapat memilih jenis *separator* yang akan digunakan. Pemilihan jenis *separator* berdasarkan kondisi proses ditampilkan pada tabel berikut ini.

Tabel L.1 Dasar Pemilihan Separator

Kondisi Proses	Jenis Separator
<i>Vapour rate</i> tinggi	<i>Vertical Separator</i>
<i>Liquid rate</i> rendah	
<i>One phase liquid</i>	
<i>Vapour rate</i> rendah	<i>Horizontal Separator</i> (<i>Separator vertical</i> dapat dipertimbangkan)
<i>Liquid rate</i> tinggi	
<i>One phase liquid</i>	
<i>Tidak ada phase uap</i>	<i>Horizontal Separator</i>
<i>Two phase liquid</i>	
Ada tekanan uap	<i>Horizontal Separator</i> dengan <i>boot</i> (<i>drop leg</i>)
<i>Dua phase liquid</i>	
<i>Rate phase heavy liquid</i> rendah	
Ada tekanan uap	<i>Horizontal Separator</i> dengan 2 buah <i>outlet baffle</i>
<i>Two phase liquid</i>	
<i>Phase liquid</i> pada <i>rate</i> yang sama	

(Sumber: KLM Technology Group, 2011)

Penentuan neraca massa dari umpan yang akan digunakan merupakan langkah utama dalam perancangan sebuah peralatan. Baik *separator* vertikal maupun horizontal memiliki perhitungan neraca massa yang sama. Dalam perhitungan neraca massa awalnya dicari fraksi uap dan cairan di dalam *separator* dengan menggunakan persamaan sebagai berikut (Braham Carl, 2005).

Persamaan fraksi uap:

$$X_i = \frac{Z_{i,n}}{n_L + k_i \cdot n_V} \quad (L.13)$$

Dan persamaan fraksi cairan :

$$Y_i = \frac{Z_{i,n}}{n_V + n_L/k_i} \quad (L.14)$$

- Menghitung Faktor Pemisahan Uap-Cairan

Untuk menentukan nilai faktor pemisahan uap-cairan untuk *separator* menggunakan persamaan menurut Evans (1974):

$$\frac{W_l}{W_v} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} \quad (L.15)$$

Setelah mendapatkan hasil perhitungan diatas maka hasil tersebut kemudian di plot pada grafik “*Design Vapour Velocity Factor for Vertical Vapour-Liquid Separators*” pada buku Evans (1974) untuk mendapatkan nilai faktor kecepatan uap untuk *separator* vertikal (Kv). Sedangkan nilai faktor desain untuk *separator* horizontal (KH) dapat menggunakan rumus berdasarkan Evans (1974) sebagai berikut:

$$KH = 1,25 \times Kv \quad (L.16)$$

- **Menghitung *Settling Velocity***

Menentukan *Settling Velocity* pada *separator* mencegah terjadinya entrainment *liquid*. Persamaan Souders-Brown yang digunakan untuk menghitung nilai tersebut disebutkan pada Evans (1974) sebagai berikut:

$$V_{v \max} = K_i \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (L.16)$$

- **Menghitung Kebutuhan Luas Area Minimum untuk Aliran Uap**

Menentukan kebutuhan luas area minimum untuk aliran uap pada *separator* sangat penting agar mendukung proses penguapan secara sempurna. Berikut persamaan yang digunakan (Evans, 1974):

$$A_{v \min} = \frac{Q_v}{V_{v \max}} \quad (L.18)$$

- **Menghitung Volume *Liquid* di Dalam *Separator***

Dalam melakukan desain awal *separator*, perlu dilakukan penentuan level cairan di dalam *separator Normal Liquid Level* (NLL) adalah saat di mana level *liquid* di dalam *separator* setengah penuh dan nilainya dapat dihitung dengan melakukan perkalian antara *flow rate* dengan waktu tinggal cairan, persamaan NLL berdasarkan Parkinson (2006), dapat dituliskan sebagai berikut:

$$NLL = QL \times \text{Residence Time} \quad (L.19)$$

Sehingga dengan mengetahui nilai NLL, maka nilai High *Liquid Level* (HLL) yang merupakan volume *separator* saat penuh dapat dituliskan sebagai berikut (Parkinson, 2006):

$$HLL = 2 \times NLL \quad (L.20)$$

- **Menentukan Panjang/Tinggi dan Diameter Separator**

Diameter *Separator* harus cukup besar untuk memperlambat kecepatan gas menjadi di bawah kecepatan *settling* sehingga perlu dilakukan perhitungan yang sesuai terhadap diameter *separator*. Berikut perhitungan yang dilakukan untuk menentukan tinggi/panjang dan diameter pada masing-masing *separator* horizontal dan vertikal:

- *Separator* Horizontal

Dalam menghitung panjang dan diameter *separator* horizontal, ratio antara panjang dan diameter *separator* horizontal tersebut harus ditentukan terlebih dahulu. Tabel L.2 berikut ini merupakan panduan yang dapat digunakan untuk memilih ratio yang paling optimum berdasarkan tekanan operasi *separator*.

Tabel L.2 Perbandingan Panjang dan Diameter pada *Horizontal Separator*

<i>Operating Pressure, Bar</i>	<i>Length : Diameter, Lv/Dv</i>
0 – 20	3
20 – 35	4
>35	5

(Sumber: Sinnott, R. K ., 2005)

Setelah mengetahui volume *separator* dan menentukan ratio antara panjang dan diameter *separator*, maka diameter *separator* dapat ditentukan berdasarkan persamaan berikut (Parkinson, 2006):

$$V_v = \frac{\pi \cdot D_v^2 \cdot L_v}{4} = \frac{\text{ratio} \cdot \pi D_v^3}{4}, \text{ maka : } D_v = \left[\frac{4 \cdot V_v}{\text{ratio} \cdot \pi} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (\text{L.21})$$

Diameter minimum yang telah ditentukan kemudian dikoreksi dengan ukuran yang umum berada di pasaran, yaitu kelipatan 6 inchi (0,1524 m). Panjang *separator* horizontal dapat ditentukan setelah mengetahui nilai diameter *separator* dengan menggunakan nilai ratio antara panjang dan diameter *separator* yang telah ditentukan sebelumnya, seperti yang telah dijelaskan pada Sinnott (2005) dapat ratio tersebut dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\frac{L_v}{D_v} = \text{ratio} \quad (\text{L.22})$$

1. *Separator* vertikal

Separator vertikal, diameter *Separator* dipengaruhi nilai area *separator* minimum untuk aliran uap. Menurut Evans (1974), berikut persamaan yang digunakan untuk menghitung diameter minimal *separator*:

$$D_{v \text{ min}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{v \text{ min}}}{\pi}} \quad (\text{L23})$$

Tinggi *separator* dapat ditentukan setelah mengetahui nilai volume *separator* yang merupakan kapasitas *separator* ketika penuh dengan cairan. Berikut persamaan yang digunakan untuk menghitung tinggi *separator* (Evans, 1974):

$$L_V = HLL \cdot \left(\frac{4}{\pi \cdot D_v^2} \right) \quad (L.24)$$

- **Menghitung Ketinggian *Liquid* di Dalam *Separator***

Berikut penentuan tinggi cairan untuk masing-masing *separator*:

1. Menentukan ketinggian *liquid* di dalam *separator* horizontal

Pada *separator* horizontal, tinggi cairan diasumsikan mencapai setengah diameter *Separator* (Sinnott, 2005) sehingga tinggi *liquid* dapat dituliskan sebagai berikut:

$$HL = 0,5 \cdot D_v \quad (L.25)$$

2. Menentukan Ketinggian *liquid* di dalam *separator* vertikal

Pada *separator* vertikal, ketinggian cairan di dalam *separator* dapat dihitung setelah menentukan waktu tinggal cairan di dalam *separator*. Ketinggian cairan tersebut merupakan hasil pembagian volume *liquid* di dalam *separator* dengan luas area *separator*. Perhitungan volume dan ketinggian cairan di dalam *separator* dapat dituliskan sebagai berikut (Evans, 1974):

$$HL = NLL \left(\frac{4}{\pi \cdot D_v^2} \right) \quad (L.26)$$

- **Memeriksa Hasil Perhitungan Dimensi *Separator***

Dalam perancangan sebuah *separator*, hasil dari perhitungan yang telah dilakukan akan dianggap valid jika sesuai dengan kriteria yang ada. Berikut beberapa kriteria yang perlu diperhatikan pada perancangan *separator*:

1. Luas Area Total *Separator*

Pemeriksaan Luas area total pada *separator* dilakukan untuk *separator* horizontal. Pada *separator* horizontal, luas area penguapan minimum ($A_{v \min}$) diasumsikan menempati 20% dari ruang di dalam *separator*, sehingga luas area total *separator* minimum ($A_{\text{total min}}$) dapat dirumuskan sebagai berikut (Evans, 1974):

$$A_{\text{total min}} = \frac{A_{v \min}}{0,2} \quad (L.27)$$

2. Ratio L/D *Separator*

Pada *separator*, perbandingan antar panjang atau tinggi dengan diameter (L/D) *separator* menjadi salah satu parameter penting dalam perancangan. Pada

perancangan *separator*, ratio L/D normalnya adalah sebagai berikut (GPSA, 2004): Vertical *separator*, L/D ratio memiliki batasan antara 2 – 4, dan Horizontal *separator* L/D ratio memiliki batasan antara 2,5 – 5.

- **Perhitungan *Pressure Drop* pada *Separator***

Separator merupakan salah satu process *Separator*, sehingga menurut Walas (1990) penurunan tekanan pada *separator* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\Delta P = \frac{4 \cdot \rho \cdot (V_{\text{total}})^2}{2 \cdot g} \quad (\text{L.28})$$

- **Perhitungan Minimum *Wall Thickness Separator* pada tiap Bagian**

Ketebalan minimum dinding *separator* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan yang didapatkan dari *ASME Guidebook for the design*. Pada *separator* akan dilakukan perhitungan untuk bagian *shell* (berbentuk silinder) dan bagian *head* (*ellipsoidal heads*).

Contoh Perhitungan:

Pada unit *methanol synthesis* dan *product upgrading* terdapat beberapa separator, berikut contoh perhitungan separator (V-402) tipe horizontal:

Kondisi Operasi:

Mass Flow = 160959,779 kg/h

T = 61 °C

P = 7,8 atm

n = 1

nV = 0,009019471

nL = 0,990980529

Berikut hasil perhitungan pemisahan fraksi uap dan fraksi cair dari persamaan (L.44) dan (L.45).

Komposisi	Zi	Konstanta Antoine			P°, mmHg	ki
		A	B	C		
CO	0,008	7,415	342,500	269,000	2381887,318	244,848
H2	0,002	6,149	80,948	277,530	811827,617	83,452
CH4 :	0,005	7,193	451,640	268,490	664164,329	68,273
CO2 :	0,001	9,811	1347,790	273,000	596074,576	61,274
H2S :	0,000	7,614	885,319	250,250	58830,374	6,048
H2O	0,014	8,071	1730,630	233,426	155,963	0,016
4CH3OH	0,970	7,897	1474,080	229,130	655,003	0,067
Total	1,000					

Perhitungan fraksi liquid:

Komposisi	Xi	Liquid Phase	nL	0,990980529	%wtL
		L=Xi.nL	lbm/h	kg/h	
CO	0,002	0,002	836,567	379,461	0,002
H2	0,001	0,001	475,783	215,812	0,001
CH4 :	0,003	0,003	992,611	450,241	0,003
CO2 :	0,001	0,001	262,982	119,287	0,001
H2S :	0,000	0,000	0,120	0,055	0,000
H2O	0,014	0,014	5010,042	2272,517	0,014
4CH3OH	0,978	0,970	344076,736	156070,582	0,978
Total	1,000	0,991	351654,842	159507,953	1,000

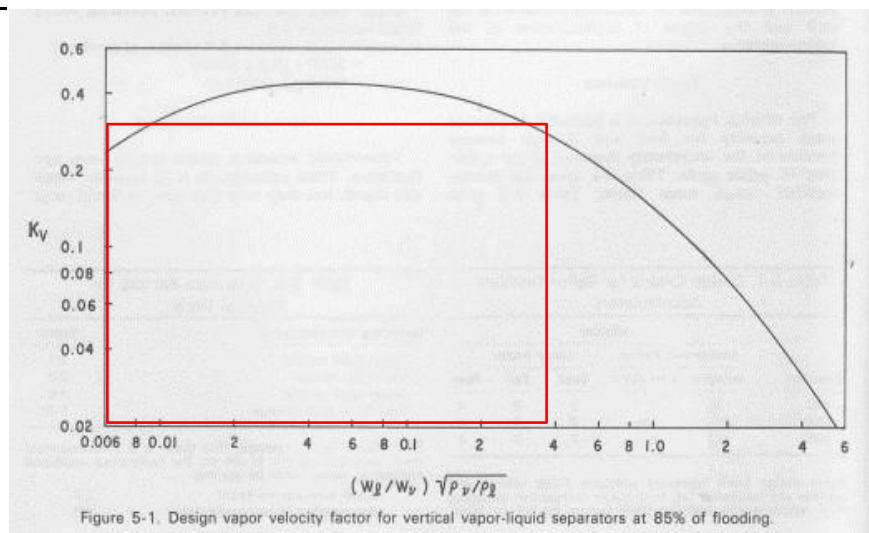
Perhitungan fraksi uap:

Komposisi	Yi	Vapor Phase	nV	0,009019471	%wtV
		V=Yi.nV	lbm/h	kg/hr	
CO	0,582	0,005	1864,289	845,627	0,582
H2	0,113	0,001	361,380	163,919	0,113
CH4 :	0,193	0,002	616,802	279,777	0,193
CO2 :	0,046	0,000	146,662	66,525	0,046
H2S :	0,000	0,000	0,007	0,003	0,000
H2O	0,000	0,000	0,731	0,332	0,000
4CH3OH	0,066	0,001	210,858	95,643	0,066
Total	1,000	0,009	3200,728	1451,826	1,000

- **Faktor Pemisahan Uap-Cairan**

Wtotal	146,8831604	lbm/s
Wl	86,69427038	lbm/s
Wv	60,188889987	lbm/s
pv	2,348907558	lbm/ft ³
pl	42,12056029	lbm/ft ³
Qv	25,62420551	ft ³ /s
Ql	2,058241148	ft ³ /s

$$\frac{W_l}{W_v} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} = 0,3414$$



(Sumber: Evans, 1974)

$$KH = 1,25 \times 0,35 = 0,455$$

- **Settling Velocity**

$$V_{v \max} = 0,455 \sqrt{\frac{2,3489 - 42,1205}{42,1205}} = 1,4402 \text{ ft/s}$$

- **Kebutuhan Luas Area Minimum untuk Aliran Uap**

$$A_{v \min} = \frac{25,6242 \text{ ft}^3/\text{s}}{1,4402 \text{ ft/s}} = 17,7921 \text{ ft}^2$$

- **Volume Liquid di Dalam Separator**

Typical Retention Times for Gas/Liquid Separator	
Application	Retention Time, minutes
Natural Gas – Condensate separation	2 – 4
Fractionator Feed Tank	10 – 15
Reflux Accumulator	5 – 10
Fractionation Column Sump	2
Amine Flash Tank	5 – 10
Refrigeration Surge Tank	5
Refrigeration Economizer	3
Heat Medium Oil Surge Tank	5 – 10

(Sumber: GPSA, 2004)

$$\text{Residence Time} = 4 \text{ menit} = 240 \text{ s}$$

$$\text{NLL} = 2,0582 \text{ ft}^3/\text{s} \times 240 \text{ s} = 493,9778 \text{ ft}^3$$

$$\text{HLL} = 2 \times 493,9778 \text{ ft}^3$$

- **Panjang/Tinggi dan Diameter Separator**

Tabel L.3 Perbandingan Panjang dan Diameter pada Horizontal Separator

Operating Pressure, Bar	Length : Diameter, Lv/Dv
0 – 20	3
20 – 35	4
>35	5

(Sumber: Sinnott, R. K ., 2005)

$$D_{\min} = \frac{4 (17,7921 \text{ ft}^2)}{\pi} = 4,7586 \text{ ft} \sim 7 \text{ ft (dipilih)}$$

$$R = 3,048$$

$$L = 7 \text{ ft} \times 3,048 = 21,336 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{21,336 \text{ ft}}{7 \text{ ft}} = 3,048$$

Lampiran 8. Perhitungan Heat Exchanger

- Perhitungan Beban Panas (*Heat Duty*)

Heat Duty adalah panas yang dapat diserap atau dilepaskan, jumlah panas yang dilepaskan sama dengan jumlah panas yang diterima, dengan asumsi tidak ada panas yang hilang. Beban panas tersebut dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut (Kern, 1983).

$$Q_h = W_h \cdot C_{p_h} \cdot \Delta T_h = W \cdot \Delta \quad (L.29)$$

$$Q_C = (W_C \cdot C_{p_C} \cdot \Delta T_C) + (W_C \cdot H_{fg}) \quad (L.30)$$

$$Q = Q_h = Q_C \quad (L.31)$$

- Perhitungan Log Mean Temperature Different (LMTD)

Perbedaan temperatur di sepanjang alat *heat exchanger* bervariasi, sehingga perbedaan temperatur rata-rata yang digunakan untuk menghitung *Log Mean Temperature Different* (LMTD). Untuk mengetahui temperatur rata-rata dari zat yang mengalir dalam *Reboiler* dapat dihitung dengan rumus berdasarkan Kern (1983) sebagai berikut:

1. Untuk aliran searah (*co current*):

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2}} \quad (L.32)$$

2. Untuk aliran berlawanan (*counter current*)

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \left(\frac{\Delta t_h}{\Delta t_c} \right)} \quad (L.33)$$

Untuk masing-masing *exchanger* mempunyai koreksi LMTD (*Ft*) yang dapat dicari melalui grafik *LMTD correction factors (Standard of TEMA)* tergantung jumlah *pass shell* dan *tube*. *Ft* dicari berdasarkan harga *R* dan *S* (Kern, 1983).

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (L.34)$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} \quad (L.35)$$

Setelah diperoleh nilai *Ft* dan LMTD, maka dilanjutkan dengan mencari CMTD dengan menggunakan persamaan sebagai berikut Kern (1983):

$$CMTD = F_t \times LMTD \quad (L.36)$$

- Perhitungan Temperatur Kalorik (*Caloric Temperature*)

Caloric temperature adalah suhu rata-rata yang digunakan untuk menentukan sifat fisik fluida yang mengalir, baik melalui *shell* maupun melalui *tube*. Untuk perhitungannya dapat digunakan rumus sebagai berikut (Kern, 1983).

1. Temperatur kalorik untuk fluida panas

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) \quad (L.37)$$

2. Temperatur kalorik untuk fluida dingin

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1) \quad (L.38)$$

Harga F_c dicari menggunakan grafik *The caloric temperature factor F_c* pada D.Q Kern berdasarkan hubungan antara K_c serta $\Delta t_c/\Delta t_h$. Sedangkan untuk mencari harga K_c diperoleh dari hubungan antara $^\circ\text{API}$ dan $(T_1 - T_2)$ masih dalam grafik yang sama.

- Penentuan Sifat Fisik Fluida

1. Viskositas Gas Campuran
2. *Thermal Conductivity of Mixture Gas*

Thermal conductivity atau konduktivitas panas adalah besaran yang menyatakan kemampuan suatu fluida atau bahan untuk menghantarkan panas. Persamaan berikut digunakan untuk menghitung konduktivitas termal (Sinnott, 2005).

$$K_i = \left(C_p + \frac{10,4}{MW} \right) \quad (L.39)$$

$$k_m = k_1 X_1 + k_2 X_2 \quad (L.40)$$

3. *Spesific Heat Capacity of Mixture Gas*

Spesific heat capacity adalah jumlah kalor yang diperlukan untuk menaikkan suhu suatu zat dengan temperatur tertentu. Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut (Ganapathy, 1991).

$$C_{pm} = \frac{\sum C_{pi} \cdot MW_i \cdot y_i}{MW_i \cdot y_i} \quad (L.41)$$

- Penentuan Dimensi dengan *Trial* Nilai U_d

Data awal yang diperlukan untuk menghitung ukuran adalah nilai U_d . Nilai U_d pada biasanya ditentukan menurut fluida proses. Nilai U_d akan di-trial hingga besarnya nilai R_d dan U_d memenuhi syarat. Perhitungan dimensi dilakukan dalam beberapa tahap, yaitu perhitungan luas permukaan perpindahan panas, pemilihan *tube*, koreksi dimensi dan U_d .

- Perhitungan Luas Permukaan Transfer Panas Asumsi (A_o)

Perhitungan A_o dilakukan untuk menentukan dimensi HE. Langkah perhitungan ini membutuhkan trial and error yang kaitannya dengan ukuran *tube* dan panjang *tube*, sehingga nilai U_d koreksi $< U_d$ asumsi. Untuk menghitung luas permukaan perpindahan panas dan jumlah *tube*, dapat digunakan persamaan berikut ini:

$$A_o = \frac{Q_{tube}}{U_{D \text{ (asumsi)}} \times \text{CMTD}} \quad (L.41)$$

$$N_t = \frac{A_o}{L_t \times a''} \quad (L.42)$$

- Perhitungan U_d Koreksi

Setelah melakukan trial and error pada dimensi *tube*, selanjutnya dilakukan perhitungan U_d terkoreksi dengan data jumlah *tube* terkoreksi. Berikut ini adalah persamaan yang digunakan untuk mencari luas permukaan perpindahan panas terkoreksi dan jumlah *tube* terkoreksi:

$$A = \frac{Q_{tube}}{U_D (\text{terkoreksi}) \times \text{CMTD}} \quad (\text{L.43})$$

$$N_t = \frac{A}{L_t \times a''} \quad (\text{L.44})$$

- Perhitungan Koefisien Panas pada Bagian *Tube* (h_i)

Berikut langkah-langkah yang digunakan untuk menghitung koefisien perpindahan panas pada bagian *tube*:

- Perhitungan Flow Area pada *Tube*

Perhitungan flow area pada bagian *tube* menggunakan rumus berikut (Kern, 1983).

$$A_t = \frac{N_t \times a''}{144 \times n} \quad (\text{L.45})$$

- Perhitungan Kecepatan Aliran Massa pada *Tube*

Perhitungan kecepatan alir massa pada *tube* dapat dituliskan sebagai berikut (Kern, 1983).

$$G_t = \frac{W_t}{A_t} \quad (\text{L.46})$$

- Perhitungan Bilangan Reynold

Bilangan Reynold untuk bagian *tube* dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut (Kern, 1983).

$$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu} \quad (\text{L.47})$$

- Perhitungan Bilangan Prandtl

Untuk bagian *tube*, perhitungan bilangan Prandtl dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut (Sinnott, 2005).

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{k} \quad (\text{L.48})$$

- Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas pada Bagian dalam *Tube* (h_i)

Rumus yang digunakan untuk menghitung temperatur dinding *tube* adalah sebagai berikut (Kern, 1983).

$$\frac{1}{U_t} = JH \times \frac{1}{D} \times [Pr]^{1/3} \quad (\text{L.49})$$

JH dicari pada grafik *Tube side heat transfer curve* berdasarkan nilai Re_t dan L/D (perbandingan panjang *tube* dengan diameter dalam *tube*).

- **Perhitungan Koefisien Panas pada Bagian *Shell* (h_o)**

- Perhitungan *Flow Area* pada *Shell*

Kecepatan aliran massa dari zat berubah secara terus-menerus sepanjang melalui *Baffle*. Panjang *flow area* diambil sama dengan jarak *Baffle* (B). Sehingga perhitungan *flow area* pada bagian *shell* menggunakan rumus berikut (Kern, 1983).

$$A_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times Pt} \quad (L.50)$$

- Perhitungan Kecepatan Aliran Massa

Perhitungan kecepatan alir massa pada *shell* adalah (Kern, 1983).

$$G_s = \frac{W_s}{A_s} \quad (L.51)$$

- Perhitungan Bilangan Reynold

Bilangan Reynold untuk bagian *shell* dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut (Kern, 1983).

- Bagian *Shell*

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (L.52)$$

D_e dicari melalui grafik *shell side heat transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles* atau lampiran 16 berdasarkan harga Pt , OD_t dan tipe susunan *tube*.

- Perhitungan Bilangan Prandtl

Untuk bagian *shell*, perhitungan bilangan Prandtl dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut (Sinnott, 2005).

$$Pr = \frac{C_p \times \mu_s}{k} \quad (L.53)$$

- Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas pada *Shell* (h_o)

Koefisien perpindahan panas dapat dihitung pada kondisi diluar *tube* (h_o/ϕ_s) dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut (Kern, 1983).

$$\frac{h_o}{\phi_s} = JH \times \frac{k}{D_e} \times [Pr]^{-\frac{1}{3}}$$

JH dapat dicari dari grafik *Shell side heat transfer curve for bundles baffles with 25% cut segmental baffles* berdasarkan harga Re_s .

- **Perhitungan Temperatur pada Dinding Tube**

Rumus yang digunakan untuk menghitung temperatur dinding *shell* adalah sebagai berikut (Kern, 1983)

$$T_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_o}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} \times (T_c - t_c) \quad (L.55)$$

Nilai $\frac{h_o}{\phi_t}$ dapat dicari dengan menggunakan rumus sebagai berikut (Kern, 1983).

$$\frac{h_o}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD} \quad (L.56)$$

- **Perhitungan Ratio Viskositas Fluida**

Untuk bagian *shell* dan *tube*, ratio viskositas fluida bagian luar dan dalam

tube dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut (Kern, 1983).

Bagian *Shell*

$$\phi_s = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} \quad (L.57)$$

Bagian *tube*

$$\phi_t = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} \quad (L.58)$$

- **Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas Terkoreksi**

Perhitungan koefisien perpindahan panas terkoreksi dapat dihitung dengan menggunakan rumus sebagai berikut (Kern, 1983).

Lapisan film dinding luar *tube*

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s \text{ (Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \quad (L.59)$$

Lapisan film dinding dalam *tube*

$$h_i = \frac{h_i}{\phi_t} \times \phi_t \text{ (Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \quad (L.60)$$

Lapisan film dinding *tube* (semua dinding)

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} \quad (L.61)$$

- **Perhitungan Clean Overall Heat Transfer Coefficient (Uc)**

Clean overall heat transfer coefficient merupakan hantaran perpindahan panas keseluruhan pada saat *tube* dalam keadaan bersih. Nilai UC harus lebih besar daripada nilai UD. Nilai UC dapat dihitung dengan menggunakan rumus berikut ini (Kern, 1983).

$$UC = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \text{ (Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \quad (L.62)$$

- **Perhitungan Koefisien Design Overall (Ud)**

Koefisien *design overall* merupakan hantaran perpindahan panas dalam keadaan kotor. Harga Ud akan semakin menurun disebabkan meningkatnya endapan. Nilai Ud dapat dihitung dengan menggunakan rumus sebagai berikut ini (Kern, 1983).

$$U_d = \frac{Q}{A \times LMTD} \text{ (Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)} \quad (\text{L.63})$$

- **Perhitungan Fouling Factor / Dirt Factor (Rd)**

Apabila suatu alat penukar panas atau reboiler sudah lama digunakan, lama-kelamaan akan terbentuk endapan baik di bagian dalam maupun di luar *tube*. Hal tersebut yang disebut dirt factor sebagai tahanan transfer panas, sehingga dirt factor tersebut dapat diartikan sebagai hambatan panas akibat adanya endapan atau pengotoran pada dinding perpindahan panas. Nilai Rd dapat dihitung dengan menggunakan rumus berikut (Kern, 1983).

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \quad (\text{L.64})$$

- **Perhitungan Pressure Drop (ΔP)**

Perhitungan *pressure drop* dapat dihitung dengan rumus berikut ini (Kern, 1983).

4. Bagian *Shell*

$$\square P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s} \quad (\text{L.65})$$

Bagian *Tube*

Pressure drop pada bagian *tube* disebabkan oleh dua faktor yaitu panjang *tube* dan return pressure *loss* yang dipengaruhi oleh kecepatan fluida. Syarat pressure drop pada *tube* terpenuhi jika nilainya kurang dari atau sama dengan 10 psi. Perhitungan berikut yang digunakan untuk menghitung penurunan tekanan pada *tube* (Kern, 1983).

$$\square P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t} \quad (\text{L.66})$$

Mengingat bahwa fluida itu mengalami belokan pada saat melewati pass-nya, maka akan terdapat kerugian hambatan penurunan tekanan yang dinyatakan dengan Pr (return *loss*). Maka ΔPr dirumuskan sebagai berikut (Kern, 1983).

$$\square P_t = \frac{4n}{S} \times \left(\frac{V^2}{2g} \times \frac{65,5}{144} \right) \quad (\text{L.67})$$

Contoh Perhitungan:

Pada unit *methanol synthesis* dan *product upgrading* terdapat beberapa *heat exchanger*, berikut contoh perhitungan *heat exchanger* (E-401):

Kondisi Operasi:

Fluida Dingin (*Shell*) = *Crude Methanol*

Mass Flow = 157717,112 kg/h

= 347706,73 lb/h

*T*_{masuk} = 60,00 °C

= 140,00 °F

*T*_{keluar} = 88,54 °C

= 191,38 °F

ΔT = 51,38 °F

P = 1,6 atm

Densitas = 674,706 kg/m³

C_p = 0,41 Btu/lb. °F

$\Delta P_{\max}$ = 10 psi (Kern, 1983)

Fouling factor (*R_d*) = 0,0010 h.ft².F/Btu

Fluida Panas (*Tube*) = *Steam*

Mass Flow = 55000,00 kg/h

= 121254,24 lb/h

*T*_{masuk} = 223,00 °C

= 433,40 °F

*T*_{keluar} = 150,00 °C

= 302,00 °F

ΔT = 131,40 °F

C_p = 0,462 Btu/lb. °F

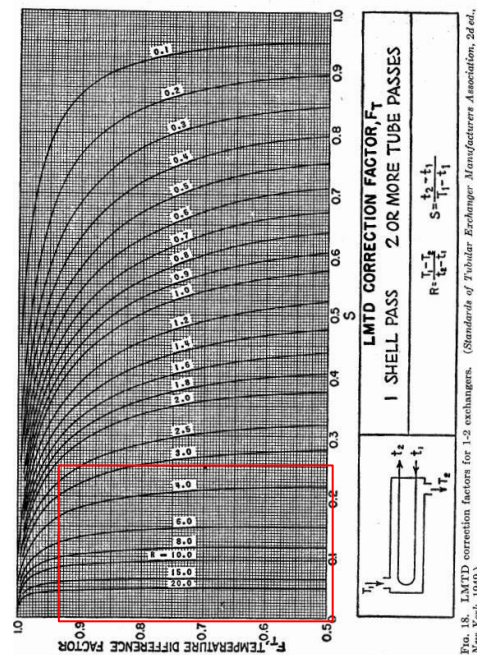
P = 2 atm

- **Beban Panas (*Heat Duty*)**

Q = 121254,24 lb/h × 0,462 Btu/lb. °F × 131,40 °F

= 7.360.236,85 Btu/h

Q = *Q_h* = *Q_c*



(Sumber: Kern, 1983)

- **Log Mean Temperature Different (LMTD)**

$$LMTD = \frac{(433,40-191,38)-(302,00-140,00)}{\ln \frac{(433,40-191,38)}{(302,00-140,00)}} = 199,34 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{433,40-191,38}{302,00-140,00} = 2,56$$

$$S = \frac{302,00-140,00}{433,40-191,38} = 0,18$$

$$F_T = 0,98$$

$$CMTD = 0,98 \times 199,34 \text{ }^{\circ}\text{F} = 195,35 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

- **Sifat Fisik Fluida**

Didapat dari simulasi properties Aspen Hysys:

Viskositas Gas Campuran = 0,0259 cP

K = 0,0946 W/m.K

- **Dimensi dengan Trial Nilai Ud**

Luas Permukaan Transfer Panas Asumsi (A_o)

UDasumsi = 20 Btu/h.ft².°F

$$A_o = \frac{7.360.236,85 \text{ Btu/h}}{20 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F} \times 195,35 \text{ }^{\circ}\text{F}} = 1883,82 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi Tube

d_o	1,25	in
	0,104	ft
BWG	9	

d _i	0,954	in
	0,08	ft
a't	0,714	in ² /tube
a _o	0,3271	ft ² /lin.ft
L _t	32	ft
t _{tabel}	0,148	in

$$N_t = \frac{1883,82 \text{ ft}^2}{\pi \times 32 \text{ ft} \times 0,104 \text{ ft}} = 179 \text{ tubes}$$

Iterasi:		
Pitch Type	<i>Square Pitch</i>	
Pitch Size	1,56	in
n _t	2	passes
Shell Diameter (D _s)	29,00	in

- Koefisien Panas pada Bagian *Tube* (h_i)

- Perhitungan Flow Area pada *Tube* (Kern, 1983).

$$A_t = \frac{176 \text{ tubes} \times 0,714 \text{ in}^2/\text{tube}}{144 \times 2} = 0,4438 \text{ ft}^2$$

- Perhitungan Kecepatan Aliran Massa pada *Tube* (Kern, 1983).

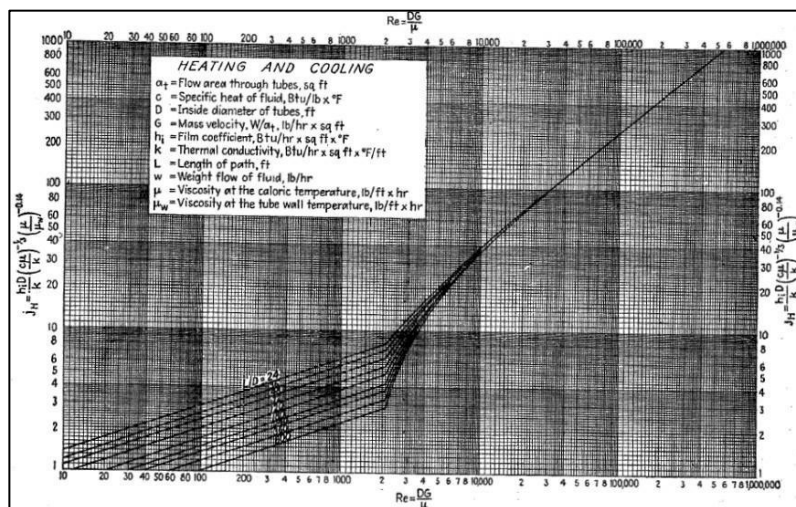
$$G_t = \frac{121254,24 \text{ lb/h}}{0,4438 \text{ ft}^2} = 273236,12 \text{ lb/h.ft}^2$$

- Perhitungan Bilangan Reynold (Kern, 1983).

$$Re_t = 221142,66$$

- Perhitungan Bilangan Prandtl (Sinnott, 2005).

$$Pr = \left(\frac{0,462 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F} \times 0,0259 \text{ cP}}{0,0946 \text{ W/m.K}} \right) = 0,43$$



(Sumber: Kern, 1983)

$$JH = 310$$

- Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas pada Bagian dalam *Tube* (h_i) (Kern, 1983).

$$\frac{h_i}{\text{ft}} = 310 \times \frac{0,0946 \text{ W/m.K}}{0,104 \text{ ft}} \times [0,43]^{\frac{1}{3}} = 376,52 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- **Perhitungan Koefisien Panas pada Bagian *Shell* (h_o)**

Baffle = Cut Segmental Baffle 25%

Baffle Spacing (B) = $0,5 \times 29 \text{ in} = 14,5 \text{ in}$

$n_b = 27$ baffles

$C = 1,56 \text{ in} - 1,25 \text{ in} = 0,3125 \text{ in} \sim 0,0260 \text{ ft}$

- Perhitungan *Flow Area* pada *Shell* (Kern, 1983).

$$A_s = 0,5840 \text{ ft}^2$$

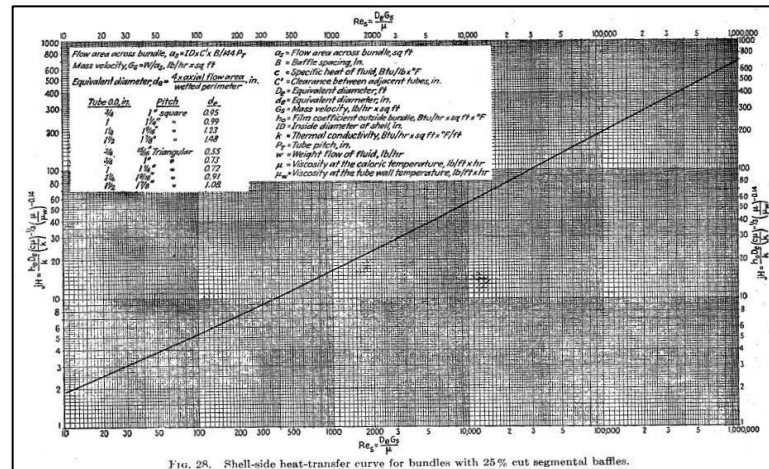
- Perhitungan Kecepatan Aliran Massa di *shell* (Kern, 1983).

$$G_s = \frac{347.706,73 \text{ lb/h}}{0,5840 \text{ ft}^2} = 595.359,93 \text{ lb/h.ft}^2$$

- Perhitungan Bilangan Reynold (Kern, 1983).

$$Re_s = \frac{0,1030 \text{ ft} \times 595.359,93 \text{ lb/h.ft}^2}{0,0627 \text{ lb/ft.h}} = 979.261,5$$

- Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas pada *Shell* (h_o) (Kern, 1983).



(Sumber: Kern, 1983)

$$JH = 430$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 430 \times \frac{0,0547 \text{ Btu/h.ft}^2(\text{F/ft})}{0,1030 \text{ ft}} \times \left(\frac{0,0627 \text{ lb/ft.h} \times 0,412 \text{ Btu/lb/F}^{\frac{1}{2}}}{0,0547 \text{ Btu/h.ft}^2(\text{F/ft})} \right)^3 = 177,63 \text{ Btu/h.f}^{\frac{1}{2}} \text{ .F}$$

- Overall Heat Transfer Coefficient

$$\frac{1}{U_{o,cal}} = 0,0446 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

$$U_{o,cal} = \frac{1}{0,0446 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}} = 22,44 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

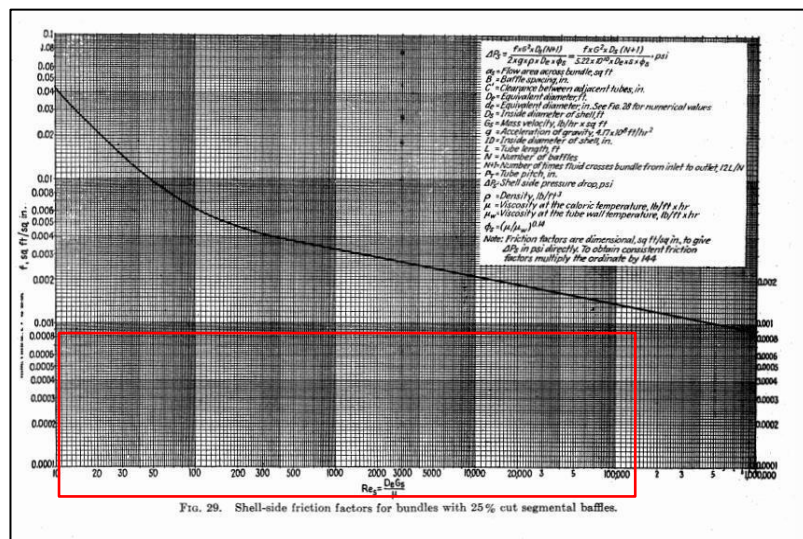
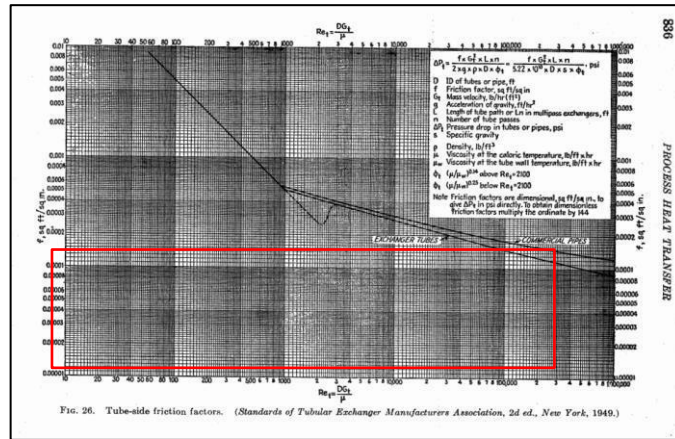
$$\%U_{o,cal} = \frac{22,44 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} - 20}{20} \times 100 = 12,18\% \text{ (Memenuhi)} \sim \text{Range } 0\text{-}30\%$$

$$A_{koreksi} = 179 \text{ tubes} \times 32 \text{ ft} \times 0,3271 \text{ ft}^2/\text{lin.ft} = 1873,628 \text{ ft}^2$$

$$U_{o,cal} = \frac{7.360.236,85 \text{ Btu/h}}{1873,628 \text{ ft}^2 \times 195,35 \text{ F}} = 20,11 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\%U_o, \text{ cal} = \frac{20,11 \text{ Btu/h.ft}^2\text{.F} - 20}{20} \times 100 = 0,54\% \text{ (Memenuhi)} \sim \text{Range } 0 \text{ } 30\%$$

- Perhitungan *Pressure Drop* (ΔP) (Kern, 1983).



(Sumber: Kern, 1983)

$$\text{Friction Factor tube} = 0,00014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\text{Friction Factor shell} =$$

9. Bagian Shell

$$\square P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s} = 4,06 \text{ psi}$$

10. Bagian Tube

$$\square P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n_p}{7,5 \times 10^{12} \times D \times s \times \phi_t} = 1,2 \text{ psi}$$

Lampiran 9. Perhitungan Desain *Air-Cooled Heat Exchanger*

- Menentukan Beban Panas dari Peralatan

Beban dari *Finfan Condenser* atau *Cooler* ditentukan oleh berapa panas yang harus dilepaskan oleh *Finfan* terhadap fluida yang memasukinya.

$$Q = m \times \Delta H \quad (\text{L.68})$$

- Menentukan *Overall Transfer Coefficient* (U_x)

Memperkirakan *overall transfer coefficient* (U_x) menggunakan GPSA *Typical Overall Heat-Transfer Coefficients for Air Coolers*. Pemilihan nilai U_x bergantung pada jenis *finfan* yang akan digunakan, sebagai *cooler* atau *condenser*, dan parameter pendukung lainnya.

- Menghitung Perkiraan Kenaikan Temperatur Udara

Kenaikan temperatur udara pendingin yang meninggalkan *Finfan* dapat dihitung dengan persamaan berikut (GPSA, 2004):

$$\Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right) \quad (\text{L.69})$$

- Menghitung Luas Permukaan *Tube* yang Dibutuhkan

Luas area *tube* dengan basis permukaan *tube* bagian luar dihitung dengan persamaan berikut (GPSA, 2004):

- Menghitung CMTD dan Luas Permukaan *Tube* yang Dibutuhkan

Langkah perhitungan LMTD, CMTD, dan luas area *tube* dengan basis permukaan *tube* dihitung sama seperti tahapan perhitungan di *Heat Exchanger* (L.32-L.36) dan (L.42) (GPSA, 2004).

- Menghitung Luas Permukaan Menggunakan Faktor APSF

Menghitung *face area* menggunakan faktor APSF. Faktor APSF dari fig 10-11 *fintube data for 1-in. OD Tubes* (GPSA, 2004).

Fintube Data for 1-in. OD Tubes

Fin Height by Fins/inch	½ in. by 9		⅝ in. by 10		
APF, sq ft/ft	3.80		5.58		
AR, sq ft/sq ft	14.5		21.4		
Tube Pitch	2 in. Δ	2¼ in. Δ	2¼ in. Δ	2⅜ in. Δ	2½ in. Δ
APSF (3 rows)	68.4	60.6	89.1	84.8	80.4
(4 rows)	91.2	80.8	118.8	113.0	107.2
(5 rows)	114.0	101.0	148.5	141.3	134.0
(6 rows)	136.8	121.2	178.2	169.6	160.8
Notes: APF is total external area/ft of fintube in sq ft/ft. AR is the area ratio of fintube compared to the exterior area of 1 in. OD bare tube which has 0.262 sq ft/ft. APSF is the external area in sq ft/sq ft of bundle face area.					

$$F_a = \frac{Ax}{APSF} \quad (L.70)$$

– **Menghitung Lebar Dengan Mengasumsikan Panjang Tube**

Perhitungan lebar *fan* yang dilakukan dengan asumsi panjang *tube* adalah sebagai berikut (GPSA, 2004):

$$\text{Lebar (Width)} = \frac{Fa}{L} \quad (L.71)$$

– **Menghitung Jumlah Tube Menggunakan Faktor APF**

Menghitung jumlah *tube* menggunakan faktor APF dengan diperoleh dari fig 10-11 *Fintube Data for 1-in. OD Tubes* (GPSA, 2004):

$$Nt = \frac{Ax}{(APF)(L)} \quad (L.72)$$

– **Menghitung Kecepatan Massa Bagian Tube**

Dalam menghitung kecepatan massa bagian *tube* hal pertama yang harus dilakukan adalah mengasumsikan jumlah *pass* dan mengetahui A_t dari fig. 9-25 *Characteristic of Tubing*. Selanjutnya dihitung kecepatan massa bagian *tubeside*, yaitu (GPSA, 2004):

$$Gt = \frac{(144)(Wt)(Np)}{(3600)(Nt)(At)} \quad (L.73)$$

– **Menghitung Reynold Number** (GPSA, 2004).

$$N_R = \frac{(Di)(Gt)}{\mu} \quad (L.74)$$

– **Menghitung Pressure drop**

Menghitung *Pressure drop* digunakan persamaan sebagai berikut dengan menggunakan fig.10-14 *Pressure drop for Fluids Flowing Inside Tubes*, fig. 10-15 *J Factor Correlation to Calculate Inside Film Coefficient*, h dan fig. 10-19 *Correction Factor for Fluid Viscosity Within the Tubes* (GPSA, 2004):

$$\Delta Pt = \frac{fYLNp}{\phi} + BNp \quad (L.75)$$

– **Menghitung Koefisien Film Bagian Tube**

Menghitung koefisien film bagian *tube* menggunakan persamaan berikut dengan menggunakan Fig. 10-13 *Physical Property Factor for Hydrocarbon Liquids* dan fig. 10-15 *J Factor Correlation to Calculate Inside Film Coefficient*, (GPSA, 2004):

$$h_t = \frac{jk \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi}{Di} \quad (L.76)$$

– **Menghitung Jumlah Udara**

Menghitung jumlah udara digunakan persamaan berikut (GPSA, 2004):

$$W_a = \frac{Q}{(Cp_{udara})(\Delta ta)} \quad (L.77)$$

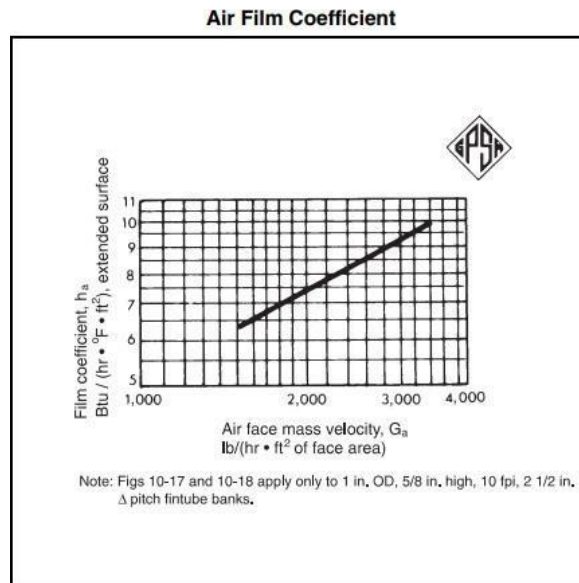
– **Menghitung Kecepatan Massa Pada Permukaan Udara**

Perhitungan *air face mass velocity* menggunakan persamaan sebagai berikut (GPSA, 2004):

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} \quad (L.78)$$

– **Menghitung Koefisien Film Bagian Udara (h_a)**

Mengetahui *koefisien film* bagian udara dilihat dari fig. 10-17 *Air Film Coefficient* (GPSA, 2004).



– **Menghitung Overall Transfer Coefficient**

Menghitung *overall transfer coefficient* dihitung dahulu nilai (A_x/A_i) menggunakan persamaan berikut (GPSA, 2004).

$$\frac{A_x}{A_i} = \frac{(AR)(Do)}{Di} \quad (L.79)$$

Setelah nilai (A_x/A_i) didapat barulah nilai *overall transfer coefficient* bisa dihitung sesuai persamaan berikut (GPSA, 2004):

$$\frac{1}{U_x} = \left[\frac{1}{ht} \right] \left[\frac{A_x}{A_i} \right] + r_{dt} \left[\frac{A_x}{A_i} \right] + r_{mx} + \frac{1}{h_a} \quad (L.80)$$

Jika U_x perhitungan sama atau sedikit lebih besar dari U_x asumsi pada, dan perhitungan *Pressure drop* dibawah ketentuan maka perhitungan diterima.

– **Menghitung Luas Permukaan *Fan Minimum***

Untuk menghitung luas area minimum *fan* digunakan persamaan berikut:

$$\frac{fan\ area}{No.fan} = FAPF = \frac{(0,4)\ (Fa)}{No.fan} \quad (L.81)$$

– **Menghitung Diameter *Fan***

Menghitung diameter *fan* digunakan persamaan berikut:

$$Diameter\ fan = \left(\frac{4 \times FAPF}{\pi} \right)^{0,5} \quad (L.82)$$

– **Menghitung *Pressure drop* Bagian Udara**

Perhitungan *delta pressure* pada sisi tekanan udara digunakan persamaan berikut dengan menggunakan fig. 10-16 *Air-Density Ratio Chart* (GPSA, 2004):

$$\Delta P_a = \frac{(Fp)\ (N)}{D_R} \quad (L.83)$$

– **Volume Udara Nyata Menggunakan *DR* Udara Pada *Inlet Fan***

Menghitung volume udara nyata digunakan persamaan berikut:

$$ACFM = \frac{Wa}{(D_R)(60)(0,0749)} \quad (L.84)$$

– **Tekanan Total *Fan* Menggunakan *DR* Udara Pada Permukaan *Fan***

Perhitungan tekanan total *fan* digunakan persamaan berikut (GPSA, 2004):

$$PF = \Delta P_a + \left[\frac{ACFM}{\pi D^2 / 4} \right]^2 (D_R) \quad (L.85)$$

– **Menghitung *Brake Horse Power (BHP)* Per *Fan***

Perhitungan BHP per *fan* digunakan persamaan berikut dengan desain

Efisiensi *fan* diasumsikan 70% (GPSA, 2004)

$$Bhp = \frac{\frac{ACFM}{\pi D^2 / 4} (PF)}{(6356)(eff)} \quad (L.86)$$

Contoh Perhitungan:

Pada unit *methanol synthesis* dan *product upgrading* terdapat beberapa *air-cooler heat exchanger*, berikut contoh perhitungan *air cooler* (AC-403):

Kondisi Operasi:

Fluida Panas (<i>Tube</i>)	= <i>Product Methanol</i>
<i>Mass Flow</i>	= 158820,43 kg/h = 350139,12 lb/h
Q	= 8.036.256,53 Btu/h
Tmasuk	= 64,57 °C = 148,22 °F
Tkeluar	= 50 °C = 122,00 °F
ΔT	= 51,38 °F
P	= 1 atm
Densitas	= 60,97 lb/ft ³
Cp	= 1,25 Btu/lb. °F
$\Delta P_{\max}$	= 10 psi (Kern, 1983)
<i>Fouling factor</i> (Rd)	= 0,0010 h.ft ² .F/Btu
μ	= 0,0112 cP
k	= 0,0209 Btu/[(jam.ft ² .°F)/ft]

Fluida Dingin (<i>Shell</i>)	= <i>Udara</i>
Tmasuk	= 30,00 °C = 86,00 °F
Tkeluar	= 150,00 °C = 302,00 °F
ΔT	= 131,40 °F
Cp	= 0,25 Btu/lb. °F
P	= 1 atm

Tipe fan	= <i>Forced Draft</i>
Jumlah fan (Nf)	= 2
Fintube (Do)	= 1 in
(Di)	= 0,670 in
Tinggi fan (h.f)	= 0,625 in
Tube thickness	= 0,165 in
Tube pitch	= 2,5 in
Tube BWG	= 8
Internal Area	= 0,3526 in ²

Bundle Layout

Tube Passes = 2 passes

Lajur tube/baris) = 4 rows

Length tube = 14 ft

- **Beban Panas dari Peralatan**

$$Q = 686.805,7808 \text{ lb/h} \times 1,252 \text{ Btu/lb.F} = 8.036.256,53 \text{ Btu/h}$$

- **Overall Transfer Coefficient (U_x)**

$$U_x = 2,1 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

- **Perkiraan Kenaikan Temperatur Udara**

$$\Delta t_a = \left(\frac{2,1 + 1}{10} \right) \left(\frac{64,57 \text{ °C} + 50 \text{ °C}}{2} - t_1 \right) = 19,29 \text{ °F}$$

- **CMTD dan Luas Permukaan *Tube* yang Dibutuhkan (GPSA, 2004).**

$$\text{LMTD} = 36 \text{ °F}$$

$$\text{CMTD} = 39,36 \text{ °F}$$

- **Luas Permukaan *Tube* yang Dibutuhkan (GPSA, 2004):**

$$A_x = \frac{8.036.256,53 \text{ Btu/h}}{(2,1) \times (39,36 \text{ °F})} = 97.213,96 \text{ ft}^2$$

- **Luas Permukaan Menggunakan Faktor APSF (GPSA, 2004).**

Fintube Data for 1-in. OD Tubes					
Fin Height by Fins/inch	½ in. by 9		⅝ in. by 10		
APF, sq ft/ft	3.80		5.58		
AR, sq ft/sq ft	14.5		21.4		
Tube Pitch	2 in. Δ	2¼ in. Δ	2½ in. Δ	2⅝ in. Δ	2½ in. Δ
APSF (3 rows)	68.4	60.6	89.1	84.8	80.4
(4 rows)	91.2	80.8	118.8	113.0	107.2
(5 rows)	114.0	101.0	148.5	141.3	134.0
(6 rows)	136.8	121.2	178.2	169.6	160.8
Notes: APF is total external area/ft of fintube in sq ft/ft. AR is the area ratio of fintube compared to the exterior area of 1 in. OD bare tube which has 0.262 sq ft/ft. APSF is the external area in sq ft/sq ft of bundle face area.					

$$F_a = \frac{97.213,96 \text{ ft}^2}{107,2} = 906,85 \text{ ft}^2$$

- **Lebar Dengan Mengasumsikan Panjang *Tube* (GPSA, 2004):**

$$\text{Lebar (Width)} = \frac{906,85 \text{ ft}^2}{14 \text{ ft}} = 64,77 \text{ ft} \sim 65,00 \text{ ft}$$

- **Jumlah *Tube* Menggunakan Faktor APF (GPSA, 2004):**

$$N_t = \frac{906,85 \text{ ft}^2}{(5,58 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}})(14 \text{ ft})} = 248,88 \text{ tubes} \sim 249,00 \text{ tubes}$$

- **Kecepatan Massa Bagian Tube** (GPSA, 2004):

$$G_t = \frac{(144)(350139,12 \text{ lb/h})(2)}{(3600)(249)(0,3526 \text{ in}^2)} = 319,04 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}$$

- **Reynold Number** (GPSA, 2004).

$$D_i = 0,670 \text{ in}$$

$$N_R = \frac{(0,670 \text{ in})(319,04 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s})}{0,0112 \text{ cP}} = 19085,6$$

- **Pressure drop** (GPSA, 2004):

$$f = 0,0002$$

$$\Delta P_t = \frac{f Y L N p}{\phi} + B N p = 1,08 \text{ psi}$$

- **Koefisien Film Bagian Tube** (GPSA, 2004):

$$h_t = \frac{j k \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi}{D_i} = 111,94 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

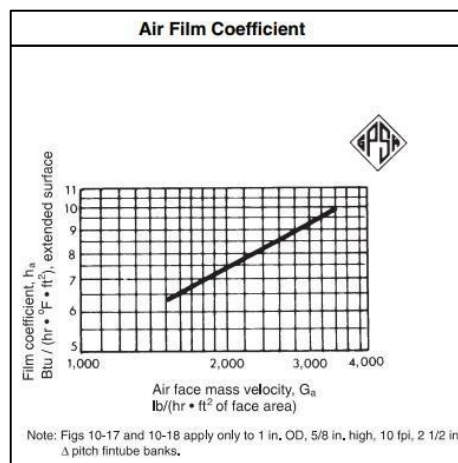
- **Jumlah Udara** (GPSA, 2004):

$$W_a = \frac{350139,12 \text{ lb/h} (0,25)}{\text{Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F} (19,29 ^\circ\text{F})} = 1.666.533,94 \text{ lb/h}$$

- **Kecepatan Massa Pada Permukaan Udara** (GPSA, 2004):

$$G_a = \frac{1.666.533,94 \text{ lb/h}}{906,85 \text{ ft}^2} = 1831,36 \text{ lb/h.ft}^2$$

- **Koefisien Film Bagian Udara (h_a)** (GPSA, 2004)



- **Overall Transfer Coefficient** (GPSA, 2004).

$$AR = 21,4 \text{ ft}^2/\text{ft}^2$$

$$\frac{A_x}{A_i} = \frac{(21,4 \frac{ft^2}{in})(1 in)}{0,67 in} = 31,94$$

$$\frac{1}{U_x} = [\frac{1}{ht}] [\frac{A_x}{A_i}] + r_{dt} [\frac{A_x}{A_i}] + r_{mx} + \frac{1}{ha} = 0,45$$

$$U_x = 2,22 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

– **Luas Permukaan *Fan Minimum***

$$FAPF = \frac{(0,4) (906,85 \text{ ft}^2)}{2} = 182 \text{ ft}^2$$

– **Diameter *Fan***

$$\text{Diameter fan} = \left(\frac{4 \times 182 \text{ ft}^2}{\pi} \right)^{0,5} = 15,22 \text{ ft}$$

– ***Pressure drop* Bagian Udara (GPSA, 2004):**

$$F_p = 0,06 \text{ inH}_2\text{O/row of tubes}$$

$$D_R = 0,86$$

$$\Delta P_a = \frac{(0,06) (4)}{0,86} = 0,28 \text{ inH}_2\text{O}$$

– **Volume Udara Nyata Menggunakan D_R Udara Pada *Inlet Fan***

$$\begin{aligned} \text{ACFM} &= \frac{1.666.533,94 \text{ lb/h}}{(0,86)(60)(0,0749)} = 431203,86 \text{ Total} \\ &= 215601,93 \text{ per fan} \end{aligned}$$

– **Tekanan Total *Fan* Menggunakan D_R Udara Pada Permukaan *Fan* (GPSA, 2004):**

$$PF = 0,28 \text{ inH}_2\text{O} + \left[\frac{215601,93}{4005 \left(\frac{\pi \times 15,22^2}{4} \right)} \right]^2 (0,86) = 0,35 \text{ inH}_2\text{O}$$

– ***Brake Horse Power (BHP) Per Fan* (GPSA, 2004)**

$$\text{Bhp} = \frac{(215601,93) (0,35 \text{ inH}_2\text{O})}{(6356)(0,7)} = 18,70 \text{ hp}$$

Lampiran 10. Perhitungan Desain Reaktor

– Kesetimbangan Reaksi

Untuk menentukan besarnya konversi reaktan menjadi produk sangat diperlukan kesetimbangan reaksi melalui beberapa eksperimen atau referensi. Pada reaktor *Methanol Synthesis*, dihasilkan konversi sebesar 98,5-99% (Turton, 2012).

– Tekanan Parsial Komponen

Menentukan tekanan parsial komponen dengan menggunakan hukum Dalton:

$$P_i = Y_i \times P_t \quad (\text{L.87})$$

– Overall Reaction Rate

Persamaan laju reaksi pembentukan metanol (Turton, 2009):

$$-r_{\text{methanol}} = K \exp\left(-\frac{E_0}{R.T}\right) P \quad (\text{L.88})$$

$$0 \quad R.T \quad \text{methanol}$$

– Volume Reaktor

Persamaan untuk mencari volume reaktor (Turton, 2009), (Khan, 2015):

$$\text{Volume Reaktor} = \frac{\text{Volume of catalyst}}{1 - \text{Porositas katalis bed}} \quad (\text{L.89})$$

$$\text{Porosity of Catalyst Bed} = \frac{\text{Volume void}}{\text{Total bed volume}} = \text{Void fraction} = \phi \quad (\text{L.90})$$

– Dimensi Reaktor

Berikut ini merupakan tahapan untuk mencari dimensi reaktor:

1. Asumsi *tube* sizing sesuai dengan yang ada di pasaran atau rekomendasi.

2. Perhitungan luas area dan volume bagian dalam *tube* (Khan, 2015):

$$\text{Inner Cross - Sectional Area of One Tube} = \frac{\pi \cdot ID_t^2}{4} \quad (\text{L.91})$$

$$\text{Inner Volume of One Tube} = \text{Length of Tube} \times \text{Area of One Tube} \quad (\text{L.92})$$

3. Perhitungan jumlah *tubes* (Khan, 2015):

$$N_t = \frac{\text{Volume Reaktor Inner}}{\text{Volume of One Tube}} \quad (\text{L.93})$$

4. Perhitungan luas permukaan area pada *tube* (Khan, 2015):

$$\text{Surface Area Available for One Tube} = \pi \cdot L_t \cdot OD_t \quad (\text{L.94})$$

5. Perhitungan terhadap total luas area *tube* (Khan, 2015):

$$\text{Outer Area of Tubes (At)} = \frac{\pi \cdot L_t \cdot OD_t^2}{4} \quad (\text{L.95})$$

6. Perhitungan *shell sizing*, Berikut persamaan yang akan digunakan :

- Perhitungan panjang *shell* (Ls):

$$Length\ of\ Shell = L_t + (0,2 \times L_t) \quad (L.96)$$

- *Bundle* diameter merupakan diameter dari *bundle tube* yang dibutuhkan, Berikut perhitungannya (Sinnott, 2005):

$$D_b = OD_t \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n1} \quad (L.97)$$

Tabel L.4 Konstanta untuk Bundle Diameter

<i>Triangular Pitch, pt = 1,25 x ODt</i>					
No. Passes	1	2	4	6	8
K1	0,319	0,249	0,175	0,0743	0,0365
n1	2,142	2,207	2,285	2,499	2,675
<i>Square Pitch, pt = 1,25 x Odt</i>					
No. Passes	1	2	4	6	8
K1	0,215	0,156	0,158	0,0402	0,0331
n1	2,207	2,291	2,263	2,617	2,643

Sumber: Sinnott, R. K., 2005

- Perhitungan diameter bagian dalam shell (Khan, 2015):

$$Shell\ Diameter\ (ID_s) = D_b + Clearance \quad (L.98)$$

- Perhitungan luas area bagian shell (Khan, 2015) :

$$Area\ of\ Shell\ (A_s) = \frac{\pi \cdot ID_s^2}{4} \quad (L.99)$$

- Membandingkan nilai total luas area tube (A_t) dengan luas area bagian *shell* (A_s), di mana ($A_s > A_t$) yang menunjukkan bahwa *shell* dapat menampung jumlah *tube* yang ada di dalamnya.

– Perhitungan Kebutuhan *Cooling Water*

Kebutuhan air pendingin dihitung dari panas yang dihasilkan reaksi di dalam reaktor (*Heat of reaction*). Perhitungan panas hasil reaksi dan kebutuhan air pendingin di dalam *fixed bed multitube reactor*:

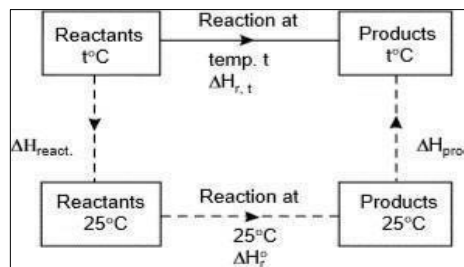
1. Perhitungan Nilai Panas Hasil Reaksi (Sinnott, 2005):

$$\square H^{\circ}_r, 298K = \square \square H^{\circ}_f, product - \square \square H^{\circ}_f, reactants \quad (L.100)$$

2. Persamaan *heat capacity* senyawa, Konstanta ini memiliki nilai yang berbeda untuk tiap senyawa dan nilainya dapat dilihat pada buku Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design, Volume 6 pada Appendix C. (Sinnott, 2005):

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (L.101)$$

3. Perhitungan $\Delta H_{reaktan}$ dan ΔH_{produk} :



Ilustrasi ΔH_r pada suhu t (Sinnott, R.K., 2005)

Gambar di atas menggambarkan bahwa nilai panas reaksi pembentukan standar dapat dikonversi menjadi nilai panas reaksi pada temperatur t dengan membuat suatu neraca panas melalui *hypothetical process*, dimana awalnya reaktan dibawa pada temperatur standar ($\Delta H_{react.}$) dari temperatur reaksi, kemudian terjadi reaksi pada temperatur standar tersebut dan menghasilkan produk (ΔH°_r), lalu produk dibawa kepada temperatur reaksi ($\Delta H_{prod.}$)

4. Perhitungan $\Delta H_{reaktan}$ dan ΔH_{produk} hasil reaksi pada temperatur t (Sinnott, 2005):

$$\Delta H_{r, t} = \Delta H^{\circ}_r + \Delta H_{prod.} - \Delta H_{react.} \quad (L.102)$$

5. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Panas yang dilepaskan sebagai hasil dari reaksi merupakan nilai panas yang harus diturunkan oleh air pendingin, sehingga dapat disebut sebagai beban panas. Dengan mengetahui nilai beban panas, maka kebutuhan air pendingin dapat dihitung.

Contoh Perhitungan:

Berikut contoh perhitungan dari reaktor *synthesis methanol* (R-301) dengan menggunakan persamaan diatas.

Dengan spesifikasi katalis dapat dilihat pada tabel 2.4.

Kondisi Operasi Reaktor:

P = 50 bar
 T = 260 °C
 Flowrate = 281592,958 kg/h
 = 24246,371 kmol/h
 = 19731,868 m³/h
 R = 8314,34 m³.Pa/kmol.K

Perhitungan stoikiometri reaksi pembentukan syngas jadi metanol terdapat pada neraca massa reaktor (R-301):

- Tekanan parsial

Komponen	n (kmol/jam)	Xi	Xi/mr	Yi	Pi (kPa)
CH3OH	4984,843	0,349	0,011	0,056	36,095
CO	3238,615	0,227	0,008	0,042	31,583
H2	4862,732	0,341	0,170	0,877	2,256
CH4	978,941	0,069	0,004	0,022	18,047
CO2	84,614	0,006	0,000	0,001	49,630
H2S	0,005	0,000	0,000	0,000	38,351
H2O	126,921	0,009	0,000	0,003	20,303
TOTAL	14276,671	1,000	0,194	1,000	227,847

- Overall Reaction Rate

Variable	Unit	A_i^*	B_i^*
k_{MeOH}	mol kg _{cat} ⁻¹ s ⁻¹ bar ⁻²	1.07	36 696
k_{RWGS}	mol kg _{cat} ⁻¹ s ⁻¹ bar ⁻¹	1.22×10^{10}	-94 765
K_a	—	3453.38	-
K_b	bar ^{-0.5}	0.499	17 197
K_c	bar ⁻¹	6.62×10^{-11}	124 119

(Sumber: Lucking, 2017)

$$r_{\text{MeOH}} = k_{\text{MeOH}} \frac{(p_{\text{CO}_2} p_{\text{H}_2}) - (1/K_{p\text{MeOH}})(p_{\text{CH}_3\text{OH}} p_{\text{H}_2\text{O}}/p_{\text{H}_2^2})}{(1 + K_a(p_{\text{H}_2\text{O}}/p_{\text{H}_2}) + K_b\sqrt{p_{\text{H}_2}} + K_c p_{\text{H}_2\text{O}})^3}$$

(Sumber: Lucking, 2017)

K _p MeOH	= 4212,596
K _a	= 3453,38
K _b	= 24,15
K _c	= 957,18
-r	= 0,008189107 mol/kg cat. Sec
Density	= 1190 kg/m ³
r _{methanol}	= 9,7450 mol/m ³ cat. Sec
Void	= 0,258
Konversi	= 60%
Volume Katalis	= 55,955 m ³ cat

– Volume Reaktor

$$\text{Volume Reaktor} = \frac{55,955 \text{ m}^3 \text{ cat}}{1-0,285} = 78,259 \text{ m}^3$$

$$\text{Overdesign Vol (110\%)} = 86,086 \text{ m}^3$$

$$Q_{\text{in}} = \frac{(19731,868 \text{ m}^3/\text{h} \times 110\%)}{3600} = 6,029 \text{ m}^3/\text{s}$$

– Dimensi Reaktor

$$\text{Diameter} = \left(\frac{86,086 \text{ m}^3}{\pi} \right)^{1/3} = 3,01 \text{ m}$$

$$H_{\text{bed}} = 3,01 \text{ m} \times 3,5 = 10,5 \text{ m}$$

$$H_{\text{reaktor}} = 10,5 \text{ m} + 3 \text{ ft} = 11,465 \text{ m}$$

$$L/D = 3,8$$

Perhitungan jumlah *tubes* (Khan, 2015):

$$\text{Vol tube} = 0,0397 \text{ m}^3/\text{tube}$$

$$N_t = \frac{55,95 \text{ m}^3 \text{ cat}}{0,0397} = 704 \text{ tubes}$$

- *Bundle* diameter merupakan diameter dari *bundle tube* yang dibutuhkan, Berikut perhitungannya (Sinnott, 2005):

$$K_t = 0,215$$

$$n = 2,207$$

$$D_b = O D_t \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n1} = 1,49 \text{ m}$$

- Perhitungan diameter bagian dalam shell (Khan, 2015):

$$\text{Shell Diameter (ID}_s\text{)} = 1,49 \text{ m} + 0,97 \text{ m}$$

$L_{shell} = 10 \text{ m}$

$L/D_{shell} = 4,0 \text{ m}$

- **Perhitungan Kebutuhan *Cooling Water*** (Sinnott, 2005):

$\Delta H^{\circ}_r, 298\text{K} = \square\square\square\square\square\square\square$

$\text{kJ/mol } Q_{\text{reaction}} = -$

$47.137.519 \text{ kJ/h}$

Massa air yang dibutuhkan = $13.038,119 \text{ kg/h}$

Vol air = $13,0318 \text{ m}^3/\text{h}$

Lampiran 11. Perhitungan Desain Kolom Distilasi

– Konstanta Keseimbangan

Konstanta keseimbangan yaitu perbandingan antara fraksi cair dengan fraksi uap pada suhu dan tekanan tertentu (McCabe, 1993).

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad (L.103)$$

$$y_i = \frac{P_i}{P} \quad (L.104)$$

$$K_i = \frac{X_i P_i'}{P x_i} = \frac{P_i'}{P} \quad (L.105)$$

– Relative Volatility

Relative Volatility yaitu perbandingan antara nilai konstanta keseimbangan satu komponen dengan komponen lainnya (McCabe, 1993):

$$\alpha_{a-b} = \frac{K_a}{K_b} \quad (L.106)$$

– Bubble Point

Titik didih terjadi bila tekanan uap sama dengan tekanan sekeliling (sistem) (McCabe, 1993):

$$1 = \sum K_i \times X_i \quad (L.107)$$

– Dew Point

Titik embun yaitu suhu ketika tetesan pertama terbentuk dari pendinginan uap campuran pada tekanan tetap (McCabe, 1993)

$$1 = \sum \frac{Y_i}{K_i} \quad (L.108)$$

– Distribusi Komponen

Distribusi komponen *feed* yang akan menjadi produk *top* dan *bottom* dapat diperkirakan dengan menggunakan nilai rata-rata volatilitas relatif (α) pada kondisi umpan masuk dan menggunakan metode 'Hengstebecks'. Metode yang digunakan adalah sebagai berikut:

- Tentukan fraksi mol komponen kunci berat (HK) dan komponen kunci ringan (LK) berdasarkan spesifikasi produk yang diinginkan.
- Tentukan nilai $\log \alpha_{ik}$ dengan rumus : $\log \alpha_{ik} = \log \frac{K_i}{K_{HK}}$
- Hitung nilai : $(\log \frac{LKD}{LKB})$ dan $(\log \frac{HKD}{HKB})$
- Buat grafik $(\log \frac{ID}{IB})$ versus $\log \alpha_{ik}$ dengan menggambarkan nilai $(\log \frac{LKD}{LKB})$ dan $(\log \frac{HKD}{HKB})$ sebagai komponen $(\log \frac{ID}{IB})$ dan nilai $\log \log \alpha_{ik} = \log \frac{K_i}{K_{HK}}$ sebagai komponen $\log \alpha_{ik}$

- Dengan menggambarkan nilai $\log \alpha_{ik}$ dari masing-masing komponen, maka akan diperoleh fraksi mol komponen produk atas dan produk bawah kolom.

– **Kondisi Operasi Top Kolom**

Kondisi operasi *top* kolom ditentukan dengan dasar *dew point* dari *top* produk. Temperatur *outlet* di kondensor ditentukan berdasarkan temperatur target pada separator. Menggunakan bantuan bilangan *Antoine* maka tekanan di kondensor bisa kita tentukan.

– **Kondisi Operasi Bottom Kolom**

Kondisi operasi *bottom* ditentukan dengan asumsi *delta pressure* yang ada di Kolom Distilasi, selanjutnya tekanan di *bottom* dihitung berdasarkan tekanan *top* kolom ditambah *delta pressure*. Temperatur *bottom* kolom dihitung dengan bantuan bilangan Antoine dengan dasar titik didih produk bawah.

– **Kondisi Thermal**

$$q = \frac{H_v - H_f}{H_v - H_l} \quad (L.109)$$

– **Menghitung Refluks Minimum dan Refluks Operasi**

Untuk menghitung refluks minimum digunakan konstanta *Underwood* yang diperoleh dari hasil *trial and error*. Setelah konstanta *Underwood* diperoleh barulah refluks minimum dapat dihitung (Van Winkle, 1967).

$$1 - q = \sum \frac{X_{if} \alpha_{avg}}{\alpha_{avg} - \theta} \quad (L.110)$$

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{\min} + 1 = \sum \frac{X_{iD} \alpha_{avg}}{\alpha_{avg} - \theta} \quad (L.111)$$

Refluks operasi dihitung dengan cara mengalikan antara refluks minimum dengan refluks rasio.

– **Menghitung Jumlah Tray Minimum**

Jumlah *tray* minimum dapat dicari dengan menggunakan rumus Fenske sebagai berikut (Van Winkle, 1967):

$$N_m = \frac{\log\left[\left(\frac{X_{ik}}{X_{hk}}\right)_D \times \left(\frac{X_{hk}}{X_{ik}}\right)_B\right]}{\log(\alpha_{ik})_{avg}} \quad (L.112)$$

– **Menentukan Tray Aktual**

Penentuan jumlah *tray* ideal dapat dicari dengan metode yang diungkapkan oleh Gilliland tentang *theoretical to real trays* dengan parameter R operasi dan R minimum diplotkan ke dalam grafik berikut (Van Winkle, 1967).

$$\frac{R_{ops} - R_{min}}{R_{ops} + 1} \quad (L.113)$$

– **Menentukan Lokasi Umpan Masuk**

Feed masuk ke dalam kolom pada daerah *flash zone*. Dalam menentukan lokasi masuknya umpan kedalam kolom fraksinasi digunakan persamaan “*Kirkbride*”(van winkle, 1967:293).₂

$$\log \frac{X_p}{X_F} = 0,206 \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)^{X_{LK}} \right] \quad (L.114)$$

– **Pemilihan Jenis Tray**

Pemilihan jenis *tray* memiliki berbagai pertimbangan baik dari sisi kemampuan, ketahanan dan juga harga. Tabel L.5 berikut ini memperlihatkan pertimbangan–pertimbangan dalam memilih jenis *tray*:

Tabel L.5 Karakteristik Tray

<i>Parameter</i>	<i>Sieve Tray</i>	<i>Bubble Cap Tray</i>	<i>Valve Tray</i>
<i>Efficiency</i>	<i>High</i>	<i>High</i>	<i>High</i>
<i>Flexibility</i>	<i>Reasonable</i>	<i>Reasonable</i>	<i>High</i>
<i>Capacity</i>	<i>High</i>	<i>Low</i>	<i>High</i>
<i>Pressure drop</i>	<i>Relatively low</i>	<i>High</i>	<i>Limited</i>
<i>Maintenance Cost</i>	<i>Low</i>	<i>High</i>	<i>High</i>
<i>Capital Cost</i>	<i>Low</i>	<i>3 x Sieve Tray</i>	<i>20% x Sieve Tray</i>

– **Tinggi Kolom**

Perhitungan tinggi kolom distilasi (GPSA, 2004) :

$$H_c = (N_{act} - 1) H_s + \Delta H \quad (L.109)$$

– **Diameter Kolom**

Dalam perhitungan diameter kolom, harus berdasarkan atas *supervicial tower velocity*. Perhitungan *Supervicial tower velocity* (Nelson, 1936) :

$$Supervicial\ velocity = \frac{W}{A} = K \sqrt{\rho_v (\rho_i - \rho_v)} \quad (L.110)$$

Perhitungan diameter kolom (Nelson, 1936) :

$$A = \frac{Q}{V} \quad (L.111)$$

$$D = \sqrt{\frac{A}{\pi/4}} \text{ atau } A = \frac{\pi D^2}{4} \quad (L.112)$$

– **Tebal Plat Dinding Kolom**

Perhitungan tebal plat dinding kolom menggunakan *standart code* ASME Section-VIII division-1 *Rules For Construction of Pressure Separator*, 2004:

1. Tebal Dinding, Faktor Angin, dan Berat Kolom

Ketebalan kolom dihitung dengan mempertimbangkan kecepatan angin untuk sisi *windward*, (ASME, 2004):

$$t = \frac{2P_w h^2}{\pi D' S} - \frac{W}{\pi D_m S} + \frac{PD_m}{4S} \quad (\text{L.113})$$

$$P_w = \sqrt{2/2g} \times \rho \text{ udara} \quad (\text{L.114})$$

2. Tebal *Pressure Separator*

Berikut persamaan untuk mencari tebal *shell* (Megyesy, 2001):

$$t = \frac{PR}{SE-0,6P} + CA, \text{ in} \quad (\text{L.115})$$

Berikut persamaan untuk mencari tebal *head* (Megyesy, 2001):

$$t = \frac{PR}{2SE-0,6P} + CA, \text{ in} \quad (\text{L.116})$$

– Suhu dan Tekanan menggunakan Antoine

Persamaan antoine dapat digunakan untuk memperhitungkan Temperature dan pressure suatu komponen dengan persamaan dibawah ini (Winkle, Mathew Van, 1967):

$$\text{Log}P^o = A - \frac{B}{C + T} \quad (\text{L.117})$$

$$P^o = 10^{(A - \frac{B}{C + T})} \quad (\text{L.118})$$

$$T = \frac{B}{A - \text{Log}P^o} - C \quad (\text{L.119})$$

Di mana setiap komponen memiliki nilai konstanta antoine berupa A, B, dan C pada range suhu tertentu. Konstanta antoine ada bermacam-macam dan memiliki ketentuan satuan tekanan dan suhu. Sedangkan untuk mengetahui temperatur campuran multikomponen gunakan persamaan berikut (Winkle, Mathew Van, 1967):

$$T_0 = \sum_k X_k T_k^{sat} \quad (\text{L.120})$$

Contoh Perhitungan:

Berikut contoh perhitungan dari reaktor *synthesis methanol* (R-301) dengan menggunakan persamaan diatas.

Dengan spesifikasi katalis dapat dilihat pada tabel 2.4.

Kondisi Operasi Kolom:

Pfeed	= 1,786 bar
	= 1140,003 mmHg
Pbottom	= 1,62 bar
Ptop	= 1,15 bar
Tfeed	= 88,08 °C
Tbottom	= 96,40 °C
Ttop	= 79,70 °C
Flowrate	= 159507,9524 kg/h
	= 351654,8402 lb/h
R	= 8314,34 m ₃ .Pa/kmol.K

□ Konstanta Kesetimbangan

Komponen	X _D	X _B	α _{avg.}
H ₂ O = HK	0,000176	0,988464	1,000000
CH ₃ OH = LK	0,969537	0,011536	3,700358

– Distribusi Komponen

Distribusi komponen *feed* yang akan menjadi produk *top* dan *bottom* dapat diperkirakan dengan menggunakan nilai rata-rata volatilitas relatif (□) pada kondisi umpan masuk dan menggunakan metode ‘*Hengstebecks*’. Persamaan ini telah dihitung pada neraca massa kolom distilasi.

– Kondisi Thermal

$$H_v = 195 \text{ Btu/lb}$$

$$H_l = 220 \text{ Btu/lb}$$

$$H_f = 202,5 \text{ Btu/lb}$$

$$q = \frac{H_v - H_f}{H_v - H_l} = 0,3$$

– Menghitung Refluks Minimum dan Refluks Operasi (Van Winkle, 1967).

$$\theta = 1,0617$$

$$1 - q = \sum \frac{X_{if} \alpha_{avg}}{\alpha_{avg} - \theta} = 0,7$$

$$R_{\min} + 1 = 1,36$$

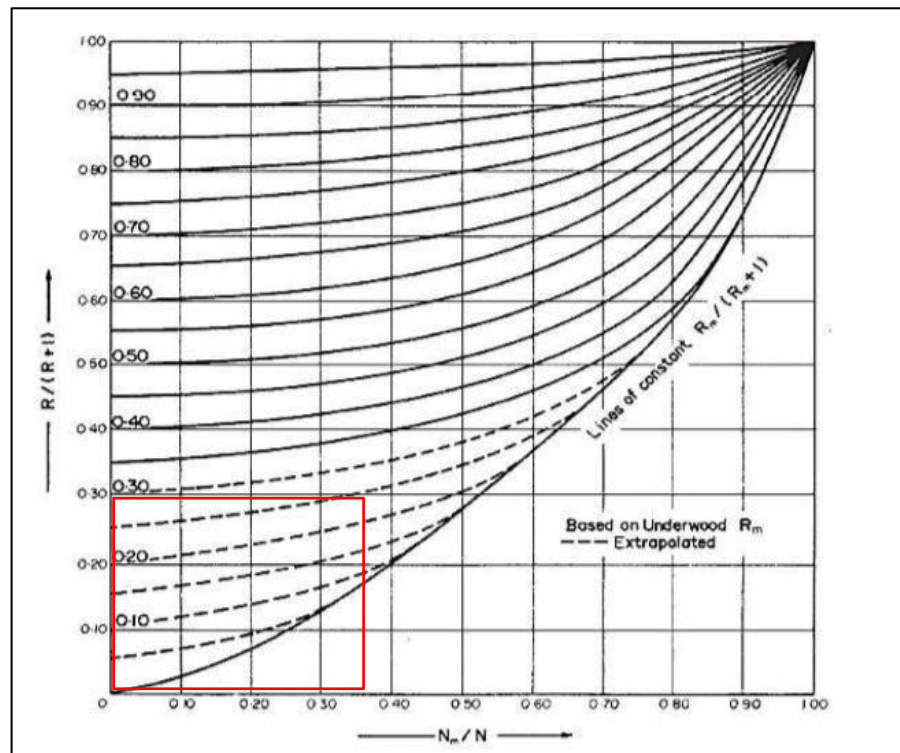
$$R_{\min} = 0,36 \text{ (Skala } R_{\min} = 1,2 - 1,5)$$

$$R_{\text{op}} = 0,44$$

- **Menghitung Jumlah Tray Minimum** (Van Winkle, 1967):

$$N_m = \frac{\log[(\frac{X_{ik}}{X_{hk}})_D \times (\frac{X_{hk}}{X_{ik}})_B]}{\log[(\frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{hk}})_{\text{avg}}]} = 9,99 \text{ stages} \sim 10 \text{ stages}$$

- **Menentukan Tray Aktual**



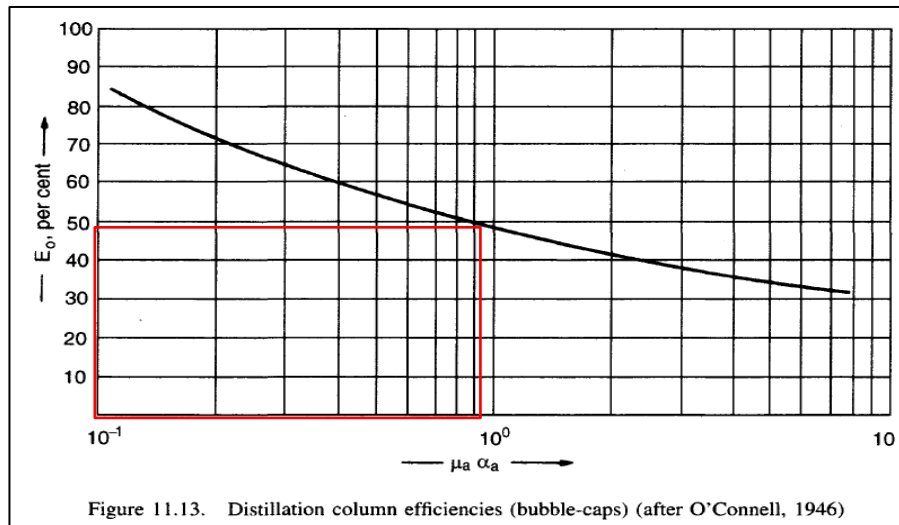
(Sumber: Van Winkle, 1967)

$$\frac{R}{R+1} = 0,3$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,27$$

$$\frac{R_{m+1}}{R_{m+1}} = 0,8$$

$$N_t = \frac{10}{0,8} = 12,5 \text{ stages} \sim 13 \text{ stages}$$



(Sumber: Van Winkle, 1967)

$$\mu_a, F = 16077,31 \mu P$$

$$= 1,6077 \text{ mNs/m}^2$$

$$\alpha_a (\text{LK}) = 3,7002$$

$$\alpha_a (\text{LK}) \cdot \mu_a, F = 5,95$$

$$E_o = 49\%$$

$$N_{act} = \frac{12,5-1-1}{49\%} = 21,43 \text{ trays} \sim 22 \text{ trays}$$

Jenis tray yang dipilih adalah *sieve tray* karena memiliki efisiensi yang tinggi dan cocok untuk kapasitas tinggi dengan *pressure drop* yang rendah.

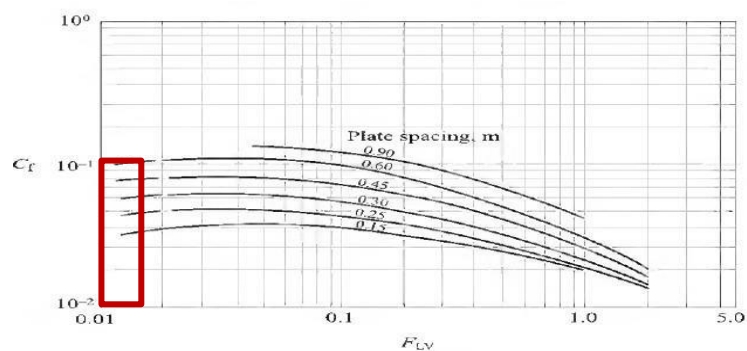
– **Menentukan Lokasi Umpan Masuk** (Van Winkle, 1967).

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)_F \left(\frac{X_{LK_B}}{X_{HK_D}} \right)^2 \right]$$

$N_e + N_s = 24$ stages (N_t telah ditambah dengan reboiler dan kondensor)

$N_s = \text{Below} \sim 2$ stages

$N_e = \text{Above} \sim 22$ stages



Tray Spacing = 24 Inc

Feed masuk pada *tray* kedua dari bawah.

– **Tinggi Kolom** (GPSA, 2004) :

$$H_c = (N_{act} - 1) H_s + \Delta H = 17,36 \text{ m}$$

– **Diameter Kolom** (Nelson, 1936) :

$$D = \sqrt{\frac{A}{\pi/4}} = 5 \text{ m}$$

Lampiran 12. Perhitungan Desain Kompresor

– Menentukan Kapasitas Kompresor

Menurut Giampaolo (2010), untuk menentukan jumlah *stage* pada kompresor dibutuhkan data *overall compression ratio* (CR) yang dinyatakan pada persamaan di bawah ini.

$$\text{Overall Compression Ratio (CR)} = \frac{P_d}{P_s} \quad (\text{L.121})$$

Selanjutnya, untuk menentukan jumlah *stage* dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut (Bloch, 2006).

$$r_s = \sqrt[s]{\text{CR}} \quad (\text{L.122})$$

Jumlah *stage* yang sesuai memiliki ketentuan besar r_s berada dalam *range* 1,3-3,9. Jika memiliki hasil lebih dari 4,0, maka akan berdampak pada material kompresor itu sendiri.

• Faktor Kompresibilitas (Z)

Persamaan untuk mencari faktor kompresibilitas adalah dengan menghitung nilai *reduced temperature* dan *reduced pressure*. Menurut Bloch (2006), Persamaan yang digunakan untuk menghitung *reduced pressure* adalah sebagai berikut.

$$P_r = \frac{P_s}{P_{c_{mix}}} \quad (\text{L.123})$$

Dengan sumber yang sama (Bloch, 2006), untuk mencari *reduced temperature* dapat menggunakan persamaan berikut:

$$T_r = \frac{T_s}{T_{w_{mix}}} \quad (\text{L.124})$$

Selanjutnya nilai Z dapat ditentukan dengan menggunakan grafik *Generalized Compressibility Factor* (Z) menurut Branan (2002).

• Specific Gravity (SG)

SG_{Feed} yang masuk kompresor dapat dihitung menggunakan data berat molekul campuran dari *feed* dan berat molekul udara. Berikut ini adalah rumus untuk menghitung SG_{feed} (Brown, 1997).

$$SG_{feed} = \frac{BM_{campuran}}{BM_{udara}} \quad (\text{L.124})$$

• Kapasitas Kompresor Sebenarnya (QICFM)

Menurut *Engineering Data Book* (2004), berikut ini adalah rumus yang digunakan untuk menghitung kapasitas yang sebenarnya:

$$QICFM = \frac{m \times 53,35 \times T_1 \times Z_1}{144 \times P_1 \times SG} \quad (\text{L.126})$$

- **Kapasitas Kompresor Standar (QSCFM)**

Nilai kapasitas standar digunakan dalam menghitung nilai diameter ekonomis perpipaan kompresor. Berikut ini merupakan rumus yang digunakan untuk menghitung nilai kapasitas standar (*Gas Processors Suppliers Association*, 2004).

$$Q_{SCFM} = Q_{ICFM} \times \frac{T_{std}}{P_{std}} \times \frac{P_1}{T_1} \quad (L.127)$$

- **Kriteria Pemilihan Tipe Kompresor**

Pemilihan tipe kompresor dapat ditentukan dengan mempertimbangkan beberapa parameter operasi. Pemilihan kompresor berdasarkan flow rate fluida:

1. Berdasarkan Brown (1997), tipe kompresor dapat ditentukan dengan mencocokkan data laju alir (CFM) dengan data rasio tekanan (CR). Letak titik pertemuan dari kedua data tersebut berada dalam tipe kompresor yang sesuai.
2. Berdasarkan Branan (2002), tipe kompresor dapat ditentukan dengan mencocokkan data laju alir *suction* dengan data tekanan *discharge*. Letak titik pertemuan dari kedua data tersebut berada dalam tipe kompresor yang sesuai.
3. Berdasarkan *Engineering Data Book* (2004), tipe kompresor dapat ditentukan dengan mencocokkan data laju alir *suction* dengan data tekanan *discharge*. Letak titik pertemuan dari kedua data tersebut berada dalam tipe kompresor yang sesuai.

- **Menghitung Daya Kompresor**

Daya kompresor adalah kerja kompresor setiap satuan waktu. Menurut Bloch (1994), daya dalam kompresor didefinisikan dalam 3 jenis, antara lain:

1. *Adiabatic horsepower*, yaitu daya teoritis yang dibutuhkan untuk mengalirkan gas tanpa adanya perpindahan panas selama kompresi.
2. *Isothermal horsepower*, yaitu daya teoritis yang dibutuhkan untuk mengalirkan gas tanpa adanya perubahan temperatur pada gas selama kompresi.
3. *Indicated horsepower*, yaitu daya aktual yang dibutuhkan untuk mengalirkan gas, dengan mempertimbangkan adanya *losses* pada silinder kompresor (namun mengabaikan *losses* di bagian lainnya seperti *frame*, *gear*, maupun alat transmisi daya lainnya)

Berikut ini merupakan rumus yang digunakan dalam menghitung daya kompresor menurut (*Engineering Data Book*, 2004).

$$BHP/stage = 3,03 \cdot Z_{avg} \cdot [Q_g \cdot T_s / E] \cdot (k / (k-1)) \cdot \frac{P_L}{T_L} \left(\frac{P^{k-1}}{P_s} \right) \quad (L.128)$$

Untuk mengetahui nilai k , dibutuhkan data panas jenis dari masing-masing

komponen dalam gas. Berikut merupakan persamaan menghitung nilai k (*Engineering Data Book*, 2004).

$$k = \frac{C_p}{C_v} = \frac{MC_p}{MC_v} = \frac{MC_p}{MC_p - 1,986} \quad (\text{L.129})$$

Sedangkan untuk efisiensi mekanik kompresor, dapat dilihat pada grafik menurut Branan (2002).

- **Menghitung Kecepatan Alir Gas**

Kecepatan alir gas dapat dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut (Branan, 2002).

$$v = \frac{0,06 \times M \times T \times Z}{P \times D \times \ln^2} \quad (\text{L.130})$$

Contoh Perhitungan :

Berikut contoh perhitungan desain kompresor (COM-301) pada unit *product upgrading* untuk mengalirkan bottom produk kolom distilasi.

□ Menentukan Kapasitas Kompresor

Menentukan jumlah *stage* kompresor

$$\text{Overall Compression Ratio (CR)} = \frac{51,71}{21,41} = 2,4$$

$$r_s = \sqrt[2]{2,4}$$

Faktor Kompresibilitas (Z)

$$P_r = \frac{21,41}{20,83} = 1,03$$

$$T_r = \frac{392,27}{69,77} = 5,62$$

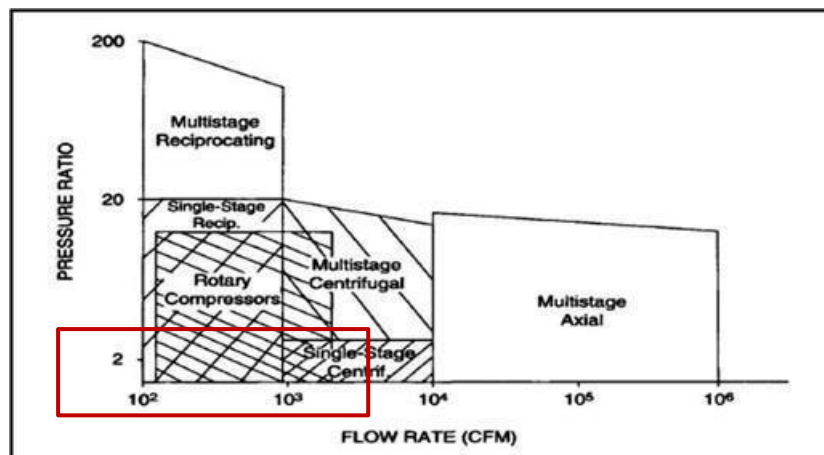
$$SG_{feed} = \frac{536}{28,96}$$

$$QICFM = \frac{7194,07 \times 10,73 \times 707,67 \times 1,01}{536 \times 314,70 \times 1,01} = 323,53 \text{ ICFM}$$

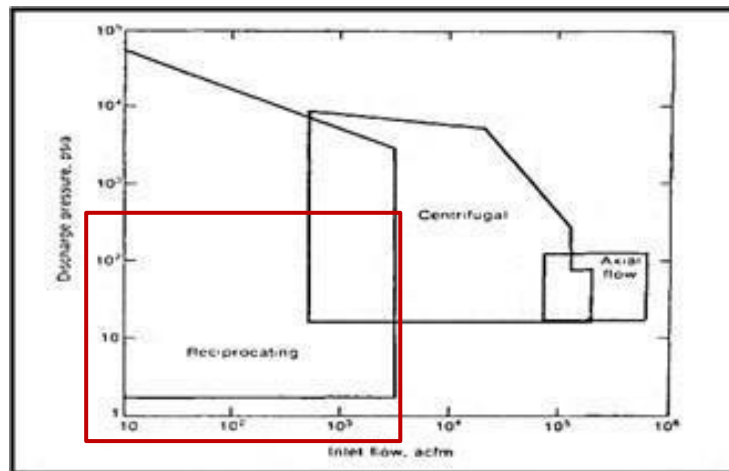
$$Q_{SCFM} = 323,53 \times \frac{707,67}{314,70} \times \frac{1,01}{1,01} = 5094,43 \text{ SCFM}$$

□ Kriteria Pemilihan Tipe Kompresor

Pemilihan Kompresor berdasarkan Flow Rate Fluida:

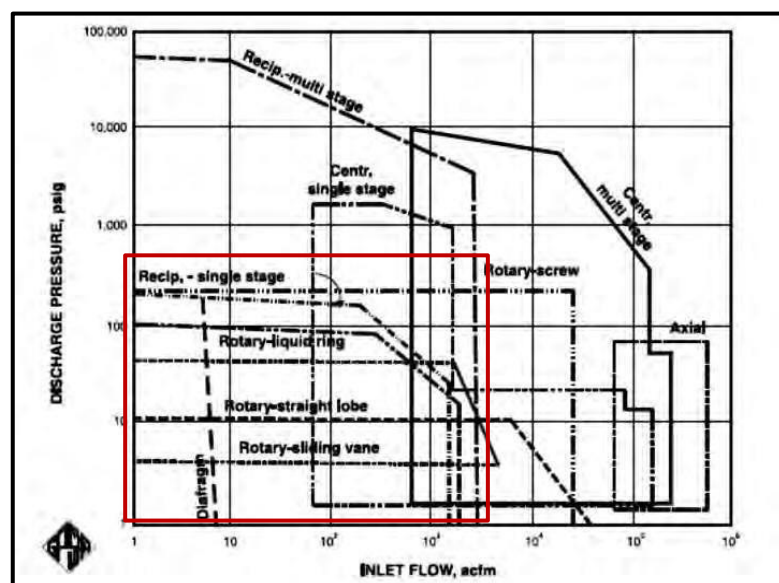


(Sumber: Brown, R. N., 1997)



(Sumber: Branan, C. R., 2002)

Pemilihan Kompresor berdasarkan Tekanan *Discharge*



(Sumber: Engineering Data Book, 2004)

Pemilihan Kompresor berdasarkan Tekanan Discharge

□ Menghitung Daya Kompresor

$$GHP = \frac{w_{His}}{nis \cdot 33000} = \frac{7194,07 \times 2059,82}{79,88\% \times 33000} = 562,15 \text{ hp}$$

$$BHP / CHP = GHP/nis = 562,15/0,98 = 574,73 \text{ hp}$$

□ Menghitung Kecepatan Alir Gas

$$v = \frac{0,06 \times 7335,98 \times 706,09 \times 1,01}{314,70 \times 26,742^2} = 1,39 \text{ ft/s}$$

sehingga diijinkan untuk menggunakan pipa dengan ketebalan 12.5% lebih besar dari desain. Sehingga dapat dirumuskan sebagai berikut (Antaki, 2005):

$$t_{\text{ordered}} = 1.125 \times (t_{\text{min}} + CA) \quad (\text{L.134})$$

- **Perhitungan Kecepatan Fluida**

Untuk dapat memeriksa kecukupan pemilihan diameter pipa maka dilakukan perhitungan kecepatan fluida sisi *suction* dan *discharge* dengan persamaan (Karrasik, 1985)

$$V_s = \frac{4.Q}{\pi.d_s^2} \text{ dan } V_t = \frac{4.Q}{\pi.d_d^2} \quad (\text{L.135})$$

- **Perhitungan Head Pompa**

Setelah didapatkan kapasitas pompa langkah selanjutnya adalah perhitungan *Head*. *Head* adalah *energy* setiap satuan berat yang dinyatakan dalam unit satuan panjang. *Head* total system adalah selisih antara *head* sisi tekanan dengan *head* sisi isap. Rumus menghitung *head total system* menurut Sularso & Tahara (1983):

$$H = H_d - H_s \quad (\text{L.136})$$

- **Perhitungan Head di Sisi Suction**

Menurut Sularso & Tahara (1983) perhitungan *head* di sisi *suction* dilaksanakan dengan menggunakan rumus dibawah ini :

$$H_s = \frac{P_s}{\gamma} = \left(\frac{P_s}{\gamma} + Z_s - h_{ls} - \frac{V_s^2}{2g} \right) \quad (\text{L.137})$$

Untuk mendapatkan kecepatan aliran di sisi *suction* digunakan persamaan sebagai berikut (Sularso & Tahara, 1983):

$$V_s = \frac{Q}{A_s} \quad (\text{L.138})$$

Sehingga persamaan untuk menentukan *reynold number* adalah sebagai berikut (Sularso & Tahara, 1983)

$$R_n = \frac{V_s \cdot ID}{\nu} \quad (\text{L.139})$$

Setelah didapatkan data *Reynold Number* kemudian dicari data *relative roughness* (ϵ/D). Setelah didapatkan data *relative roughness*, kemudian dicari harga kerugian gesek (λ) dengan berdasarkan perhitungan *relative roughness* dan *reynold number*.

Kemudian untuk mencari nilai *head loss* pada pipa digunakan persamaan sebagai berikut (Sularso & Tahara, 1983):

$$h_{lp} = \frac{L}{D} \times \frac{V^2}{2g} \quad (\text{L.140})$$

Untuk mencari *head loss* pada *fitting* dan *valve* digunakan *ressistance coefficients for valves and fittings*. Koefisien tersebut berbeda untuk tiap jenis *fitting* atau *valve* dengan diameter yang berbeda. Persamaan yang digunakan adalah (Sularso & Tahara, 1983):

$$h_{lf} = n \cdot K \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (L.141)$$

Untuk perhitungan *head loss* pada peralatan harus diketahui maksimal penurunan tekanan (ΔP) yang terjadi pada peralatan tersebut. Kemudian diubah menjadi *head loss* dengan menggunakan persamaan (Sularso & Tahara, 1983):

$$h_{le,m} = n \cdot \frac{\Delta P}{\gamma} \quad (L.142)$$

Kemudian dihitung *head loss* total dengan menambahkan semua *head loss* dengan persamaan (Sularso & Tahara, 1983):

$$h_l = h_{lp} + h_{lf} + h_{le} \quad (L.143)$$

Setelah didapatkan *head suction* kemudian dapat dicari tekanan *suction* (P_s) dengan menggunakan persamaan (Sularso & Tahara, 1983):

$$H_s = \frac{P_s}{\gamma} \quad (L.144)$$

Persamaan tersebut diturunkan menjadi (Sularso & Tahara, 1983):

$$P_s = H_s \times \gamma \quad (L.145)$$

- **Perhitungan *Head* di Sisi *Discharge***

Cara perhitungan *head* di sisi *discharge* sama dengan perhitungan *head* di sisi *suction*. Kemudian setelah *head* di sisi *discharge* didapat kemudian dihitung *head* pompa dengan menggunakan persamaan *head total system*.

- **Menentukan Efisiensi Keseluruhan (*Overall Efficiency*)**

Efisiensi keseluruhan pompa meliputi efisiensi volumetrik, efisiensi hidrolik, dan efisiensi mekanik. Efisiensi dihitung secara keseluruhan (*overall*). Persamaan untuk menghitung faktor efisiensi (A) sebagai fungsi $Q_{sl} =$ kapasitas (dm^3/det) serta nilai $n =$ putaran per menit (rpm), Tabel L.6 berikut menunjukkan nilai efisiensi untuk pompa *single stage*.

Tabel L.6 Nilai Efisiensi untuk Pompa Single Stage

$A = \sqrt[3]{\frac{Q_{sl} \cdot n}{1000}}$	<i>Single Stage</i>						
	5	10	15	20	30	40	50
η_{op}	0,60	0,68	0,725	0,75	0,77	0,80	0,82

(Sumber : Sularso & Tahara, 1983)

Sedangkan Tabel L.7 di bawah ini menunjukkan nilai efisiensi untuk pompa *multi stage*.

Tabel L.7 Nilai Efisiensi untuk Pompa Multi Stage

$A = \sqrt[3]{\frac{Q_{sl} \cdot n}{1000}}$	<i>Multi Stage</i>							
	5	7.5	10	12.5	15	25	35	50

η_{op}	0,60	0,68	0,725	0,75	0,77	0,80	0,82	0,84
-------------	------	------	-------	------	------	------	------	------

(Sumber : Sularso & Tahara, 1983)

- **Perhitungan Daya**

Daya adalah kerja poros pompa setiap satuan waktu. Daya dibagi menjadi tiga, yaitu:

Daya cairan (Nh)

Daya cairan adalah daya yang diterima atau daya yang diberikan *impeller* pada cairan. Berikut ini adalah persamaan untuk menghitung daya cairan (Sularso & Tahara, 1983):

$$N_h = \frac{Q \times H \times \gamma}{75} \quad (L.146)$$

Daya pompa (Np)

Daya pompa adalah daya poros pompa atau daya yang diberikan pada *impeller*. Berikut adalah persamaan untuk menghitung daya pompa (Sularso & Tahara, 1983):

$$N_p = N_h / \eta_{op} = (Q \times H \times \gamma) / (75 \times \eta_{op}) \quad (L.147)$$

Daya penggerak (Nd)

Daya penggerak adalah daya poros dibagi dengan efisiensi transmisi. Daya penggerak dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut (Sularso & Tahara, 1983):

$$N_d = \frac{N_p}{\eta_{trans}} = \frac{Q \times H \times \gamma}{75 \times \eta_{op} \times \eta_{trans}} \quad (L.148)$$

- **Perhitungan NPSHa**

Nilai dari *Net Positive Suction Head Available* (NPSHa) menyangkut bagaimana pompa dapat bekerja tanpa terjadi kavitasi. Nilai dari NPSHa ini akan dijadikan sebagai bahan pembandingan dengan NPSHr yang merupakan data dari penyedia pompa. Nilai dari NPSHa harus lebih besar dari NPSHr untuk menjamin pompa bekerja dengan baik. Selisih antara keduanya berdasarkan GPSA adalah minimal kurang lebih 2 – 3 ft Berikut ini adalah persamaan untuk menghitung NPSHa (Sularso & Tahara, 1983):

$$NPSHa = \frac{P_s - P_v}{\gamma} \quad (L.149)$$

Contoh Perhitungan :

Berikut contoh perhitungan desain pipa (P-401) pada unit *product upgrading* untuk mengalirkan bottom produk kolom distilasi.

- Perhitungan Diameter Ekonomis Pipa

$$D = 0,276 \times Q^{0,479} \times SG^{0,142} \times \mu^{0,027}$$
$$= 0,276 \times 13,20^{0,479} \times 0,9009^{0,142} \times 0,3289^{0,027} = 0,91 \text{ inch}$$

- Perhitungan Tebal Dinding Pipa

$$T_{\min} = \frac{PD}{2(SE+PY)}$$
$$= \frac{31,30 \times 2,375}{2(20000 \times 1,00 + 31,30 \times 0,40)} = 0,128 \text{ inch}$$

- Perhitungan Kecepatan Fluida

$$V_s = \frac{4.Q}{\pi.d_s^2} \text{ dan } V_t = \frac{4.Q}{\pi.d_d^2}$$
$$V_s = \frac{4.105,90}{\pi.2,067^2} \text{ dan } V_t = \frac{4.105,90}{\pi.2,47^2}$$

- Perhitungan Head Pompa

$$H = H_d - H_s$$

$$H_d = \left(\frac{P_{cd}}{\gamma} + Z_d + H_{ld} + \frac{V_d^2}{2g} \right)$$
$$= \left(\frac{202,65}{7282,11} + 20,29 + 10,14 + \frac{0,27^2}{2 \times 9,80} \right)$$
$$= 58,26 \text{ m}$$

$$H_s = \left(\frac{P_{cs}}{\gamma} + Z_s + H_{ls} + \frac{V_s^2}{2g} \right)$$
$$= \left(\frac{162,12}{7282,11} + 7,60 + 0,22 + \frac{0,38^2}{2 \times 9,80} \right)$$
$$= 29,63 \text{ m}$$

$$H = 58,26 - 29,63$$

$$= 28,63 \text{ m}$$

- Perhitungan Daya

Daya cairan (Nh)

$$N_h = \frac{Q \times H \times \gamma}{75}$$
$$= \frac{0,001 \times 28,63 \times 743,07}{75}$$
$$= 0,24 \text{ hp}$$

Daya pompa (Np)

$$\begin{aligned}
 N_p &= N_h / \eta_{\text{op}} = (Q \times H \times \gamma) / (75 \times \eta_{\text{op}}) \\
 &= 0,24 / 70\% \\
 &= 0,34 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_d &= \frac{N_p}{\eta_{\text{trans}}} = \frac{Q \times H \times \gamma}{75 \times \eta_{\text{op}} \times \eta_{\text{trans}}} \\
 &= 0,34 / 95\% = 0,36 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

- Perhitungan NPSH

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH}_a &= \frac{P_s - P_v}{\gamma} \\
 &= \frac{215,79 - 115,11}{7282,11} \\
 &= 1,38 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH}_r &= 10 \times \left(\frac{N \times Q}{S} \right)^{4/3} \\
 &= 10 \times \left(\frac{975 \times 0,001}{800} \right)^{4/3} \\
 &= 0,04 \text{ m}
 \end{aligned}$$