



**PRA PERANCANGAN PABRIK METANOL DARI GAS ALAM
MENGUNAKAN PROSES LURGI**

SKRIPSI

Oleh

Mohammad Nazarudin Ali

NIM. 181910401004

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS JEMBER**

2023



**PRA PERANCANGAN PABRIK METANOL DARI GAS ALAM
MENGUNAKAN PROSES LURGI**

Skripsi

Diajukan guna melengkapi tugas akhir dan memenuhi salah satu syarat untuk menyelesaikan Program Studi Teknik Kimia (S1)

Oleh:

Mohammad Nazarudin Ali	181910401004
Saidzatul Istiqomah	181910401009
Rizza Risdina Dewi	181910401027

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS JEMBER**

2023

PERSEMBAHAN

Dengan menyebut nama Tuhan Yang Maha Esa, tugas akhir berjudul “Pra Perancangan Pabrik Metanol dari Gas Alam Menggunakan Proses Lurgi”, dengan penuh kerendahan hati kami persembahkan sebagai wujud terima kasih kepada:

1. Kedua orang tua dan seluruh keluarga kami bertiga yang selalu mendukung dan mendoakan.
2. Bapak Ir. Boy Arief Fachri, S.T., M.T., Ph.D., IPM. Selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Jember, serta selaku dosen penguji anggota.
3. Bapak Dr. M. Maktum Muharja Al Fajri, S.T. selaku dosen pembimbing utama.
4. Ibu Ir. Meta Fitri Rizkiana, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing anggota.
5. Ibu Zuhriah Mumtazah S. Si., M. Si. selaku dosen penguji utama.
6. Ibu Ir. Dtta Kharisma Yolanda Putri S.T., M.T. selaku dosen penguji anggota.
7. Seluruh jajaran dosen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Jember.
8. Seluruh teman teman dari kami bertiga.
9. Prodi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Jember.

MOTO

Hoping for the best, prepared for the worst, and unsurprised by anything in between¹



¹ Maya Angelou. 2009. *I Know Why the Caged Bird Sings*. New York: Ballantine Books Publisher
DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Mohammad Nazarudin Ali

NIM : 181910401004

Nama : Saidzatul Istiqomah

NIM : 181910401009

Nama : Rizza Risdiana Dewi

NIM : 181910401027

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa karya ilmiah yang berjudul **“Pra Perancangan Pabrik Metanol dari Gas Alam Menggunakan Proses Lurgi”** adalah benar-benar hasil karya sendiri, kecuali kutipan yang sudah kami sebutkan sumbernya, belum pernah diajukan pada institusi mana pun, dan bukan karya jiplakan. Kami bertanggung jawab atas keabsahan dan kebenaran isinya sesuai dengan sikap ilmiah yang harus dijunjung tinggi.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya, tanpa ada tekanan dan paksaan dari pihak mana pun serta bersedia mendapat sanksi akademik jika ternyata di kemudian hari pernyataan ini tidak benar.

Jember, 14 Februari 2023

Yang menyatakan,



Mohammad Nazarudin Ali
NIM 181910401004



Saidzatul Istiqomah
NIM 181910401009



Rizza Risdiana Dewi
NIM 181910401027



SKRIPSI

**PRA PERANCANGAN PABRIK METANOL DARI GAS ALAM
MENGUNAKAN PROSES LURGI**

Oleh

Mohammad Nazarudin Ali NIM 181910401004

Saidzatul Istiqomah NIM 181910401009

Rizza Risdiana Dewi NIM 181910401027

Pembimbing:

Dosen Pembimbing Utama : Dr. M. Maktum Muharja Al Fajri, S.T.

Dosen Pembimbing Anggota : Ir. Meta Fitri Rizkiana, S.T., M.Sc.

PENGESAHAN

Laporan Tugas Akhir berjudul "Pra Perancangan Pabrik Metanol dari Gas Alam Menggunakan Proses Lurgi" karya Mohammad Nazarudin Ali, Saidzatul Istiqomah, dan Rizza Risdiana Dewi. Program Studi S1 Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Jember telah disetujui pada:

Hari, tanggal : Senin, 21 Februari 2023

Tempat : Fakultas Teknik Universitas Jember.

Dosen Pembimbing Utama

Dosen Pembimbing Anggota



Dr. M. Maktum Muharja Al Fajri, S.T.

Ir. Meta Fitri Rizkiana, S. T., M. Sc.

NRP. 760019059

NRP. 760017111

Dosen Penguji Utama

Dosen Penguji Anggota



Zuhriah Mumtazah, S. Si., M. Si.

Ir. Ditta Kharisma Yolanda Putri, S. T., M. T.

NIP. 199311022022032014

NIP. 199412212019032018

Mengesahkan,

Dekan Fakultas Teknik Universitas Jember



Dr. Ir. Triwahju Hardianto, S. T., M. T.

NIP. 197009261997021001

RINGKASAN

Tugas Akhir Pra Perancangan Pabrik Metanol dari Gas Alam Menggunakan Proses Lurgi: Mohammad Nazarudin Ali, Saidzatul Istiqomah, dan Rizza Risdiana Dewi; 181910401004, 181910401009, dan 181910401027; Jurusan Teknik Mesin Program Studi Strata 1 Teknik Kimia Universitas Jember.

Pabrik Metanol dengan bahan baku berupa gas alam dirancang dengan kapasitas sebesar 91.400 ton/tahun. Pabrik ini berlokasi di Kecamatan Malo Kabupaten Bojonegoro. Dalam kapasitas perjamnya dapat menghasilkan 11.540,4 kg/jam produk metanol dengan *feed* gas alam yang dibutuhkan sebesar 104554 kg gas alam. Proses produksi terbagi menjadi 4 tahapan yaitu *primary reformer*, *secondary reformer*, sintesis metanol, dan proses pemurnian *raw methanol*. Proses awal dimulai dengan *reforming* bahan baku gas alam menjadi syngas yang terbagi menjadi dua proses yakni *primary reformer* dan *secondary reformer*. Syngas yang dihasilkan kemudian dikonversi menjadi metanol dengan bantuan katalis $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ yang terjadi di Reaktor metanol berjenis *fixed bed multitubular*. *Raw methanol* yang dihasilkan kemudian dimurnikan dengan menggunakan kolom distilasi dari kandungan syngas dan air yang masih tersisa hingga menghasilkan *pure methanol* dengan kemurnian 99%. Adapun total karyawan yang dibutuhkan untuk menjankan pabrik metanol ini berjumlah 189 orang. Perhitungan evaluasi ekonomi *Annual cash flow* (ACF) yang dihasilkan oleh pabrik metanol ini sebesar US\$17.737.081 (49,14%). Laju pengembalian modal atau *pay out time* (POT) selama 2.53 tahun. Persentase *break even point* (BEP) yang didapat sebesar 45,09%. Berdasarkan evaluasi ekonomi tersebut, pabrik metanol dengan kapasitas 91.400 ton/tahun layak untuk didirikan.

PRAKATA

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul **“Pra Perancangan Pabrik Metanol Dari Gas Alam Menggunakan Proses Lurgi”** ini tepat pada waktunya dan dalam keadaan sehat wal afiat. Adapun tujuan dari penyusunan tugas akhir ini adalah untuk memenuhi syarat lulus Strata Satu (S1) Program Studi Teknik Kimia, Jurusan Teknik Mesin, Fakultas Teknik, Universitas Jember.

Penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membagi sebagian pengetahuannya sehingga penyusun dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Ucapan terima kasih ditujukan kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa atas Rahmat dan Hidayah-Nya.
2. Kedua Orang Tua yang selalu memberikan dorongan, semangat, dan doa.
3. Bapak Ir. Boy Arief Fachri, S.T., M.T., Ph.D., IPM., selaku ketua Program Studi S1 Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Jember.
4. Bapak Dr. M. Maktum Muharja Al Fajri, S.T. selaku dosen pembimbing utama.
5. Ibu Ir. Meta Fitri Rizkiana, S.T., M.Sc. selaku dosen pembimbing anggota.
6. Ibu Zuhriah Mumtazah S. Si., M. Si. selaku dosen penguji utama.
7. Ibu Ir. Ditta Kharisma Yolanda Putri S.T., M.T. selaku dosen penguji anggota.
8. Rekan seangkatan Program Studi S1 Teknik Kimia.
9. Semua pihak yang telah terlibat dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Penyusun menyadari bahwa tugas akhir ini jauh dari kata sempurna. Oleh karena itu, dibutuhkan kritik dan saran dari pembaca untuk membangun tugas akhir ini agar lebih baik lagi.

Jember, 14 Februari 2023

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN SAMPUL	i
HALAMAN JUDUL	ii
PERSEMBAHAN.....	iii
MOTO.....	iv
PERNYATAAN	v
PEMBIMBING	vii
PERSETUJUAN PEMBIMBING.....	Error! Bookmark not defined.
RINGKASAN.....	ix
PRAKATA.....	x
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
DAFTAR TABEL.....	xviii
BAB 1. PENDAHULUAN	ii
1.1 Latar Belakang	ii
1.2 Teknologi Produksi.....	4
1.2.1 Macam – Macam Proses Pembuatan Metanol	5
1.2.2 Uraian Singkat Proses Produksi Metanol.....	11
1.3 Tinjauan Pasar.....	13
1.4 Penentuan Lokasi	16
1.4.1 Letak dari Sumber Bahan Baku	17
1.4.2 Kekuatan Tanah	18
1.4.3 Transportasi.....	18
1.4.4 Sosial Ekonomi	18
1.4.5 Kebutuhan air.....	19
1.4.6 Hukum dan Perpajakan yang Berlaku.....	19
1.4.7 Kondisi Iklim dan Cuaca.....	20
1.5 Kapasitas	20
BAB 2. URAIAN PROSES	24
2.1 Penomoran Alat	24
2.2 Uraian Proses Produksi	26
2.2.1 <i>Reforming</i>	26
2.2.2 Sintesis metanol	29
2.2.3 Pemurnian Metanol.....	31

BAB 3. SPESIFIKASI BAHAN.....	33
3.1 Spesifikasi Bahan Baku	33
3.1.1 Gas alam.....	33
3.1.1.1 Metana (CH ₄)	33
3.1.1.2 Etana (C ₂ H ₆).....	34
3.1.1.3 Propana (C ₃ H ₈).....	35
3.1.1.4 Butana (C ₄ H ₁₀)	36
3.1.1.5 Pentana (C ₅ H ₁₂).....	37
3.1.1.6 Heksana (C ₆ H ₁₄).....	38
3.1.1.7 Heptana (C ₇ H ₁₆)	39
3.1.1.8 Karbon dioksida (CO ₂).....	40
3.1.1.9 Nitrogen (N ₂).....	41
3.1.1.10 Karbon Monoksida (CO)	42
3.1.1.11 Hidrogen (H ₂).....	43
3.2 Spesifikasi bahan pendukung.....	43
3.2.1 Katalis NiO Pada Proses <i>Reforming</i>	43
3.2.2 Katalis CuO/ZnO/Al ₂ O ₃ Pada Proses Sintesis Metanol	45
3.2.3 Oksigen (O ₂) Pada Proses <i>Secondary Reformer</i>	46
3.3 Spesifikasi Produk	47
3.3.1 Metanol (CH ₃ OH).....	47
3.3.2 Air (H ₂ O).....	48
BAB 4. DIAGRAM ALIR.....	49
4.1 <i>Block Flow Diagram</i> (BFD) Pabrik Metanol.....	49
4.1.1 Diagram Alir Kualitatif.....	51
BAB 5. NERACA MASSA	55
5.1 <i>Mixing Point</i>	56
5.2 <i>Primary Reformer</i>	57
5.3 <i>Secondary Reformer</i>	58
5.4 Separator I.....	59
5.5 Reaktor Metanol.....	61
5.6 Separator II.....	62
5.7 Distilasi I.....	63

5.8 Distilasi II.....	65
BAB 6. NERACA PANAS.....	67
6.1 Kompresor Gas Alam <i>Reforming</i> (G-112).....	67
6.2 Kompresor Gas Alam <i>Furnace</i> (G-115).....	68
6.3 <i>Primary Reforming Preheater</i> (E-113).....	68
6.4 Reaktor <i>Primary Reformer</i> (R-110).....	69
6.5 Reaktor <i>Secondary Reformer</i> (R-120).....	69
6.6 Evaporator Oksigen (V-123).....	70
6.7 Pemanas Oksigen (E-124).....	70
6.8 <i>Waste Heat Boiler</i> (E-125).....	71
6.9 Pendingin Gas Sintesis (E-126).....	71
6.10 Separator I (F-127).....	72
6.11 Kompresor Gas Sintesis (G-128).....	73
6.12 Reaktor <i>Feed Heater</i> (E-219).....	73
6.13 Reaktor Metanol (R-210).....	74
6.14 Produk <i>Expander</i> (G-211).....	74
6.15 Produk <i>Cooler</i> (E-213).....	75
6.16 Separator II (F-214).....	75
6.17 <i>Distillation Feed Preheater Coloumn</i> (E-216).....	76
6.18 Distilasi I (D-310).....	76
6.19 Distilasi II (D-320).....	78
6.20 Pendingin Produk Metanol (E-324).....	79
BAB 7. SPESIFIKASI ALAT.....	80
7.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gas Alam <i>Reforming</i>	80
7.2 Spesifikasi Kompresor Gas Alam <i>Reforming</i>	80
7.3 Spesifikasi Reaktor <i>Primary Preheater</i>	81
7.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gas Alam <i>Furnace</i>	81
7.5 Spesifikasi Kompresor Gas Alam <i>Furnace</i>	82
7.6 Spesifikasi Reaktor <i>Primary Reforming</i>	82
7.7 Spesifikasi Reaktor <i>Secondary Reforming</i>	83
7.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Oksigen.....	83
7.9 Spesifikasi Pompa Gas Okisgen.....	84
7.10 Spesifikasi Evaporator Oksigen.....	84
7.11 Spesifikasi Pemanas Oksigen.....	85

7.12 Spesifikasi <i>Waste Heat Boiler</i>	86
7.13 Spesifikasi Pendingin Gas Sintesis	86
7.14 Spesifikasi Separator 1	87
7.15 Spesifikasi Kompresor Gas Sintesis	88
7.16 Spesifikasi Reaktor <i>Feed Heater</i>	88
7.17 Spesifikasi Reaktor Metanol (R-210)	89
7.18 Produk <i>Expander</i> (G-211).....	89
7.19 Product <i>Cooler</i> (E-213).....	90
7.20 Spesifikasi Separator II (F-214).....	91
7.21 Spesifikasi Pompa Kolom Distilasi (L-215)	92
7.22 Spesifikasi <i>Distillation Feed Preheater Coloumn</i> (E-216).....	92
7.23 Spesifikasi Kolom Distilasi I (D-310)	94
7.24 Spesifikasi Reboiler Kolom Distilasi I (E-311)	95
7.25 Spesifikasi Kondensor Kolom Distilasi I (E-312)	96
7.26 Spesifikasi Akumulator Distilat Kolom Distilasi I (F-313)	97
7.27 Spesifikasi Pompa Kondensor Kolom Distilasi I (L-314)	97
7.28 Spesifikasi Kolom Distilasi II (D-320)	98
7.29 Spesifikasi Kondensor Kolom Distilasi II (E-321)	99
7.30 Spesifikasi Akumulator Kolom Distilasi II (F-322).....	100
7.31 Spesifikasi Pompa Kolom Distilasi II (L-323).....	100
7.32 Spesifikasi Pendingin Produk Metanol (E-324).....	101
7.33 Spesifikasi Reboiler Kolom Distilasi II (E-325).....	102
7.34 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol (F-326).....	103
BAB 8. UTILITAS	104
8.1 Unit Pengolahan dan Pengadaan Air	104
8.1.1 Penentuan Sumber Air	104
8.1.2 Kebutuhan Air Pendingin.....	105
8.1.3 Kebutuhan Air Umpan Boiler.....	106
8.1.4 Kebutuhan Air Sanitasi atau Air Bersih	108
8.1.5 Pengolahan Air.....	109
8.2 Unit Pengadaan <i>Steam</i>	113
8.3 Unit Pengadaan Energi Listrik	115
8.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar	119
8.5 Unit Pengolahan Limbah	120

BAB 9. MANAJEMEN PABRIK.....	121
9.1 Bentuk Perusahaan.....	122
9.2 Struktur Organisasi	126
9.3 Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab	130
9.3.1 Pemegang Saham	130
9.3.2 Dewan Komisaris.....	130
9.3.3 Fungsionaris Perusahaan.....	130
9.3.4 Kepala Bagian dan Kepala Seksi	132
9.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	135
9.5 Pembagian Waktu Kerja	136
9.6 Jumlah Tenaga Kerja dan Gaji Pegawai	138
9.6.1 Jumlah Karyawan <i>Shift</i>	138
9.6.2 Jumlah Karyawan <i>Non-Shift</i>	139
9.7 Jaminan Kerja	140
9.8 Tata Letak	141
9.9 Area Pendukung.....	146
BAB 10. EVALUASI EKONOMI DAN FAKTOR KESELAMATAN	147
10.1 Evaluasi Ekonomi	147
10.1.1 <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	153
10.1.2 <i>Total Production Cost (TPC)</i>	154
10.1.3 Keuntungan (Profitabilitas).....	155
10.1.4 Lama Waktu Pengembalian Modal.....	156
10.1.5 Total Modal Akhir	157
10.1.6 Laju Pengembalian Modal	159
10.1.7 <i>Break Event Point (BEP)</i>	161
10.2.1 Faktor Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3).....	163
10.2.2 Faktor Bahaya	165
10.2.3 Alat Pelindung Diri (APD)	167
10.2.4 Instrumentasi.....	167
10.2.5 Pertimbangan Aspek Keamanan Pabrik (<i>Safety</i>)	169
10.2.6 Pertimbangan Aspek Kesehatan dan Keselamatan Kerja (<i>Health</i>).....	181
10.2.7 Pertimbangan Aspek Lingkungan (<i>Environment</i>).....	185
BAB 11. PENUTUP	189
11.1 Kesimpulan	189

DAFTAR PUSTAKA	190
APPENDIKS A – NERACA MASSA.....	194
APPENDIKS B – NERACA PANAS	240
APPENDIKS C – SPESIFIKASI ALAT.....	400
APPENDIKS D – EKONOMI TEKNIK.....	514



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Reaktor dengan karakteristik Quench	6
Gambar 1. 2 Reaktor dengan karakteristik Tubular Ishotermal	7
Gambar 1. 3 Reaktor dengan karakteristik Annular gas	8
Gambar 1. 4 Reaktor dengan karakteristik Adiabatik Radial	8
Gambar 1. 5 Pasar metanol, % volume berdas turunan	14
Gambar 1. 6 Pasar metanol berdasarkan tingkat pertumbuhan	15
Gambar 1. 7 Lokasi pendirian Pabrik Metanol	17
Gambar 1. 8 Lokasi aliran sungai sekitar pabrik	19
Gambar 2. 1 Diagram alir proses sederhana produksi metanol	29
Gambar 3. 1 Struktur molekul metana (CH ₄)	33
Gambar 3. 2 Struktur molekul etana (C ₂ H ₆)	34
Gambar 3. 3 Struktur molekul propana (C ₃ H ₈)	35
Gambar 3. 4 Struktur molekul butana (C ₄ H ₁₀)	36
Gambar 3. 5 Struktur molekul pentana (C ₅ H ₁₂)	37
Gambar 3. 6 Struktur molekul heksana (C ₆ H ₁₄)	38
Gambar 3. 7 Struktur molekul heptana (C ₇ H ₁₆)	39
Gambar 3. 8 Struktur molekul karbon dioksida (CO ₂)	40
Gambar 3. 9 Struktur molekul nitrogen (N ₂)	41
Gambar 3. 10 Struktur molekul karbon monoksida (CO)	42
Gambar 3. 11 Gambar Struktur Molekul (H ₂)	43
Gambar 3. 12 Katalis NiO	44
Gambar 3. 13 Katalis CuO/ZnO/ Al ₂ O ₃	45
Gambar 3. 14 Struktur molekul oksigen (O ₂)	46
Gambar 3. 15 Struktur molekul metanol (CH ₃ OH)	47
Gambar 3. 16 Struktur molekul air (H ₂ O)	48
Gambar 4. 1 <i>Block flow</i> diagram (BFD) pabrik metanol dari gas alam	50
Gambar 4. 2 Diagram alir kualitatif proses pengolahan gas alam menjadi	52
Gambar 4. 3 <i>Process flow</i> diagram (PFD) pabrik metanol dari gas alam	54
Gambar 8. 1 Block Flow Diagram Unit Utilitas Pengolahan Air	110
Gambar 9. 1 Struktur organisasi pabrik metanol	129
Gambar 9. 2 Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i> 1 bulan	137
Gambar 9. 3 Tata letak pabrik metanol	143
Gambar 9. 4 Layout Unit Produksi Metanol	145
Gambar 10. 1 Grafik Break Even Point (BEP)	162

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Teknologi Proses Sintesis Metanol.....	9
Tabel 1. 2 Target Pemasaran Indonesia	16
Tabel 1. 3 Data <i>Supply</i> dan <i>Demand</i> Metanol Di Indonesia.....	16
Tabel 1. 4 Data produksi, impor, ekspor, dan konsumsi metanol	20
Tabel 1. 5 Data persentase laju pertumbuhan dan ketersediaan metanol	21
Tabel 1. 6 Daftar produsen metanol dunia	22
Tabel 2. 1 Keterangan kode huruf.....	24
Tabel 2. 2 Keterangan kode angka.....	24
Tabel 2. 3 Daftar nama alat	25
Tabel 3. 1 Spesifikasi metana (CH ₄).....	34
Tabel 3. 2 Spesifikasi etana (C ₂ H ₆).....	35
Tabel 3. 3 Spesifikasi propana (C ₃ H ₈).....	36
Tabel 3. 4 Spesifikasi butana (C ₄ H ₁₀).....	37
Tabel 3. 5 Spesifikasi pentana (C ₅ H ₁₂).....	38
Tabel 3. 6 Spesifikasi heksana (C ₆ H ₁₄).....	39
Tabel 3. 7 Spesifikasi heptana (C ₇ H ₁₆).....	40
Tabel 3. 8 Spesifikasi karbon dioksida (CO ₂).....	41
Tabel 3. 9 Spesifikasi nitrogen (N ₂).....	42
Tabel 3. 10 Spesifikasi karbon monoksida (CO).....	42
Tabel 3. 11 Tabel spesifikasi Hidrogen (H ₂).....	43
Tabel 3. 12 Spesifikasi katalis NiO.....	44
Tabel 3. 13 Spesifikasi katalis CuO/ZnO/Al ₂ O ₃	45
Tabel 3. 14 Tabel Spesifikasi Oksigen (O ₂).....	46
Tabel 3. 15 Spesifikasi metanol (CH ₃ OH).....	47
Tabel 3. 16 Spesifikasi air (H ₂ O).....	48
Tabel 5. 1 Komposisi feed gas alam	55
Tabel 5. 2 Neraca massa mixing point	56
Tabel 5. 3 Neraca massa primary reformer.....	57
Tabel 5. 4 Neraca massa secondary reformer	58
Tabel 5. 5 Neraca massa separator I.....	59
Tabel 5. 6 Neraca massa reaktor metanol	61
Tabel 5. 7 Neraca massa separator II	62
Tabel 5. 8 Neraca massa distilasi I.....	64
Tabel 5. 9 Neraca massa distilasi II	65
Tabel 6. 1 Neraca energi kompresor gas alam reforming	67
Tabel 6. 2 Neraca panas kompresor gas alam furnace	68
Tabel 6. 3 Neraca panas primary reforming preheater.....	68
Tabel 6. 4 Neraca panas reaktor primary reformer	69
Tabel 6. 5 Neraca panas reaktor secondary reformer.....	69
Tabel 6. 6 Neraca panas evaporator oksigen.....	70

Tabel 6. 7 Neraca panas pemanas oksigen.....	71
Tabel 6. 8 Neraca panas waste heat boiler	71
Tabel 6. 9 Neraca panas pendingin gas sintesis	72
Tabel 6. 10 Neraca panas separator I	72
Tabel 6. 11 Neraca panas kompresor gas sintesis	73
Tabel 6. 12 Neraca panas reaktor feed heater	73
Tabel 6. 13 Neraca panas reaktor metanol	74
Tabel 6. 14 Neraca panas produk expander	74
Tabel 6. 15 Neraca panas produk cooler	75
Tabel 6. 16 Neraca panas separator II.....	75
Tabel 6. 17 Neraca panas distillation feed preheater coloumn	76
Tabel 6. 18 Neraca panas kondensor distilasi I.....	77
Tabel 6. 19 Neraca panas reboiler ditilasi I.....	77
Tabel 6. 20 Tabel neraca panas kondensor distilasi II	78
Tabel 6. 21 Neraca panas reboiler distilasi II.....	79
Tabel 6. 22 Neraca panas pendingin produk metanol.....	79
Tabel 7. 1 Spesifikasi tangki penyimpanan gas alam reforming	80
Tabel 7. 2 Spesifikasi Kompresor gas alam reforming	80
Tabel 7. 3 Spesifikasi primary preheater.....	81
Tabel 7. 4 Spesifikasi penyimpanan gas alam furnace	81
Tabel 7. 5 Spesifikasi kompresor gas alam furnace.....	82
Tabel 7. 6 Spesifikasi reaktor primary reforming	82
Tabel 7. 7 Spesifikasi reaktor secondary reforming.....	83
Tabel 7. 8 Speifikasi tangki penyimpanan oksigen.....	83
Tabel 7. 9 Spesifikasi Pompa Gas Oksigen	84
Tabel 7. 10 Spesifikasi evaporator oksigen.....	84
Tabel 7. 11 Spesifikasi pemanas oksigen.....	85
Tabel 7. 12 Spesifikasi waste heat boiler	86
Tabel 7. 13 Spesifikasi pendingin gas sintesis	86
Tabel 7. 14 Spesifikasi separator I	87
Tabel 7. 15 Spesifikasi kompresor gas sintesis.....	88
Tabel 7. 16 Spesifikasi reaktor feed heater	88
Tabel 7. 17 Spesifikasi reaktor metanol	89
Tabel 7. 18 Spesifikasi produk <i>expander</i>	89
Tabel 7. 19 Spesifikasi produk <i>cooler</i>	90
Tabel 7. 20 Spesifikasi separator II.....	91
Tabel 7. 21 Spesifikasi pompa kolom distilasi	92
Tabel 7. 22 Spesifikasi <i>distillation feed preheater coloumn</i>	92
Tabel 7. 23 Spesifikasi kolom distilasi I	94
Tabel 7. 24 Spesifikasi reboiler kolom distilasi I	95
Tabel 7. 25 Spesifikasi kondensor kolom distilasi I	96
Tabel 7. 26 Spesifikasi akumulator distilat kolom distilasi I.....	97
Tabel 7. 27 Spesifikasi pompa kondensor kolom distilasi I.....	97

Tabel 7. 28 Spesifikasi kolom distilasi II.....	98
Tabel 7. 29 Spesifikasi kondensor kolom distilasi II.....	99
Tabel 7. 30 Spesifikasi akumulator kolom distilasi.....	100
Tabel 7. 31 Spesifikasi pompa kolom distilasi II.....	100
Tabel 7. 32 Spesifikasi pendingin produk metanol.....	101
Tabel 7. 33 Spesifikasi reboiler kolom distilasi II.....	102
Tabel 7. 34 Spesifikasi tangki penyimpanan metanol.....	103
Tabel 8. 1 Kebutuhan air pendingin.....	105
Tabel 8. 2 Persyaratan air pendingin.....	106
Tabel 8. 3 Kebutuhan air umpan boiler.....	106
Tabel 8. 4 Persyaratan air umpan boiler (Boiler feed water).....	107
Tabel 8. 5 Tabel kebutuhan air sanitasi.....	109
Tabel 8. 6 Total kebutuhan <i>steam</i>	113
Tabel 8. 7 Kondisi dan data perhitungan boiler.....	114
Tabel 8. 8 Total kebutuhan listrik pada pabrik.....	115
Tabel 8. 9 Kebutuhan listrik peralatan proses.....	115
Tabel 8. 10 Total lumen tiap area.....	116
Tabel 8. 11 Daya yang diperlukan untuk system lampu.....	117
Tabel 8. 12 Kondisi data perhitungan genset diesel.....	119
Tabel 8. 13 Data jenis bahan bakar yang digunakan.....	119
Tabel 9. 1 Komparasi beberapa bentuk usaha.....	123
Tabel 9. 2 Pembagian jam kerja.....	137
Tabel 9. 3 Pembagian <i>shift</i>	137
Tabel 9. 4 Gaji karyawan pabrik metanol.....	139
Tabel 9. 5 Rincian luas setiap area pabrik.....	144
Tabel 10. 1 Istilah dan definisi perhitungan evaluasi ekonomi.....	148
Tabel 10. 2 Penentuan Total Capital Investment (TCI).....	153
Tabel 10. 3 Penentuan Total Production Cost (TPC).....	154
Tabel 10. 4 Lama pengembalian modal.....	157
Tabel 10. 5 Parameter kelayakan pendirian pabrik Metanol.....	162
Tabel 10.6 Daftar instrumen beserta fungsinya.....	168
Tabel 10.7 Identifikasi <i>hazard</i> bahan baku dan bahan penunjang.....	170
Tabel 10. 8 Identifikasi <i>Hazard</i> proses dan peralatan Proses dan Utilitas.....	175
Tabel 10. 9 Identifikasi <i>Hazard</i> Tata Letak dan Lokasi Pabrik.....	179
Tabel 10. 10 Identifikasi <i>Hazard</i> Paparan Bahan Kimia.....	182
Tabel 10. 11 Identifikasi <i>Hazard</i> Paparan Fisis.....	184
Tabel 10. 12 Identifikasi <i>Hazard</i> Limbah Padat.....	186
Tabel 10. 13 Identifikasi <i>Hazard</i> Limbah Cair.....	187
Tabel 10. 14 Identifikasi <i>Hazard</i> Limbah Gas.....	188

BAB 1. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri di era globalisasi perdagangan bebas saat ini, mengharuskan semua negara mengarah pada industrialisasi. Industri kimia di Indonesia juga telah terbukti menjanjikan sebagai akibat dari pertumbuhan industri manufaktur dan gaya hidup konsumeris yang kencang (Steven, 2022), hal ini dikarenakan sektor industri dasar dan kimia telah berhasil mencatat pertumbuhan sebesar 17,08% *year-to-date* (ytd) (Octovian & Winarsa, 2021). Akan tetapi Indonesia masih mengalami ketergantungan terhadap impor produk industri kimia luar negeri yang menyebabkan kurangnya pengeluaran devisa negara, sehingga perlu adanya perhatian khusus terhadap beberapa industri kimia, diantaranya adalah metanol. Metil alkohol atau metanol merupakan bahan kimia dasar hasil produk hulu petrokimia yang banyak digunakan sebagai *intermediate chemical* atau bahan baku antara untuk kepentingan pembuatan berbagai bahan baku di industri, seperti industri *Dimethyl Ether* (DME), *Methyl tertier Butyl Ether* (MTBE), asam asetat, *polyvinyl*, *rubber*, *polyester*, formaldehid, farmasi, resin sintesis dan masih banyak lagi (Swain *et al.*, 2011). Metanol telah banyak digunakan di berbagai industri sebagai pelarut, bahan baku industri turunan metanol, sebagai *antifreeze* dan *gas hydrate inhibitor* pada industri migas.

Penggunaan metanol terbesar di Indonesia, sebanyak 80% adalah industri formaldehida. Formaldehida digunakan dalam berbagai industri untuk membuat desinfektan, obat, dan masih banyak lagi. Sedangkan industri lainnya adalah sektor MTO (*Metanol to Olefin*) dan MTP (*Metanol to Propylene*). Dalam skala yang lebih kecil metanol digunakan sebagai *Methyl tertier butyl ether* (MTBE), yang berfungsi sebagai agen anti-*knocking*, zat aditif migas, pengolahan air untuk denitrifikasi dan sebagai gel dalam elektroforesis.

Saat ini juga sedang dikembangkan lagi teknologi untuk menghasilkan B40 dari metanol di Indonesia, untuk mendukung program pemerintah yaitu Program Mandatori B40 yang akan dilaksanakan pada tahun 2022. Program B40 dapat meningkatkan potensi aspek pasar metanol sebagai bahan baku biodiesel baru, sehingga dapat diprediksi kebutuhan metanol semakin meningkat.

Penjualan metanol secara global terus mengalami peningkatan hingga diprediksi akan mencapai 131 milyar USD pada tahun 2026 (Kim & Han, 2020). Hal ini tidak terlepas dari penggunaan metanol yang terus menjangkau banyak sektor (Dermawan *et al.*, 2022). Berdasarkan data (Badan Pusat Statistika, 2021), impor metanol terus mengalami peningkatan mencapai 840.408 ton per tahun 2020. Kebutuhan metanol di Indonesia hingga 2020 hanya terpenuhi oleh satu produsen metanol yakni PT. Kaltim Metanol Industri (KMI) dengan kapasitas produksi 660.000 MTPY yang menghasilkan *pure metanol grade AA* (minimal kemurnian 99,85%). Sebanyak 37,5% produk metanol yang dihasilkan PT. Kaltim Metanol Industri (KMI) merupakan komoditi ekspor, sedangkan sisanya sebanyak 62.5% digunakan untuk memenuhi kebutuhan metanol di Indonesia. Perhitungan produksi diatas berdasarkan kapasitas PT. Kaltim Metanol Industri (KMI), sedangkan data konsumsi didapatkan dari impor dan produksi dikurangi dengan ekspor. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik, kebutuhan impor metanol meningkat selama 2016-2020, dan ekspor berkurang. Pertambahan pertumbuhan kebutuhan metanol terlihat secara besar dari tahun 2017 ke tahun 2018, yaitu dari 350 KTPY menjadi 699 KTPY. Produksi dalam negeri tidak menunjukkan adanya produksi baru atau tambahan selama 5 tahun terakhir, sehingga menjadi salah satu faktor yang mendukung potensi penghasilan dari metanol.

Pada umumnya metanol dapat diproduksi dengan hidrogenasi karbonmonoksida ataupun karbondioksida dengan bantuan katalis. Gas CO dan H₂ dapat dihasilkan dari proses *reforming* gas alam. Gas alam seperti juga minyak bumi merupakan hidrokarbon (C_nH_{2n+2}) yang terdiri dari campuran beberapa macam gas hidrokarbon yang mudah terbakar dan non-hidrokarbon seperti nitrogen, helium, karbon dioksida (CO₂), *hydrogen sulfide* (H₂S), dan air serta merkuri dalam jumlah kecil. Komponen utama dalam gas alam adalah metana

(CH₄) yang merupakan molekul hidrokarbon dengan rantai terpendek dan teringan. Selain itu, gas alam juga mengandung molekul – molekul hidrokarbon yang lebih berat, seperti etana (C₂H₆), propana (C₃H₈) dan butana (C₄H₁₀). Gas alam juga merupakan sumber utama gas helium. Komposisi gas alam bervariasi sesuai dengan sumber gasnya. Salah satu provinsi penghasil gas alam adalah Jawa Timur. Pengembangan industri hilir petrokimia yang terintegrasi di kawasan industri di daerah perbatasan Jawa Timur dan Jawa Tengah, khususnya Bojonegoro masih sangat berpeluang karena termasuk ke dalam daerah produksi gas alam (region III). Bahan baku gas alam diperoleh dari *Field* Jambaran-Tiung Biru yang dikelola oleh Pertamina EP Cepu dengan kapasitas 192 MMSCFD (BPH Migas, 2021).

Metanol juga diproyeksikan sebagai bahan bakar alternatif masa depan karena memiliki bilangan oktan yang tinggi dengan pembakaran yang lebih sempurna sehingga gas karbon monoksida sebagai hasil samping reaksi utama yang dihasilkan semakin sedikit. Selain dapat digunakan sebagai bahan bakar langsung metanol dapat dikonversikan menjadi etilen atau propilen pada proses *Methyl-to-Olefins* (MTO) yang dapat menghasilkan *hydrocarbon fuels* (Nonam Park *et al.*, 2014). Pendirian pabrik metanol merupakan hal yang sangat menjanjikan dengan alasan:

1. Kebutuhan metanol yang sangat besar
2. Harga produk yang menarik
3. Harga bahan baku yang murah

Berdasarkan latar belakang diatas, maka pendirian pabrik metanol sangat berpeluang besar untuk didirikan di masa mendatang, sehingga dapat berdampak positif bagi pertumbuhan industri dan ekonomi dalam negeri dengan berkurangnya pengeluaran negara.

1.2 Teknologi Produksi

Dewasa ini, produk metanol berbasis gas alam diproses dengan menggunakan teknologi yang sudah terbukti dan digunakan oleh beberapa perusahaan. Terdapat beberapa proses pembuatan metanol yang memanfaatkan hidrokarbon sebagai bahan baku utama. Secara umum teknologi pembuatan metanol terdiri dari tiga proses sebagai berikut:

1. *Synthesis gas preparation*
2. *Methanol synthesis*
3. *Methanol purification*

Ketika proses merancang pabrik metanol, maka perlu pertimbangan secara terpisah untuk memilih setiap prosesnya sehingga dapat menghasilkan produk yang optimal. Salah satunya terkait biaya modal dan efisiensi proses yang merupakan persyaratan mendasar dalam pemilihan teknologi yang digunakan. Proses *synthesis gas preparation* biasanya dapat menghabiskan sekitar 60% dari biaya produksi secara keseluruhan dan membutuhkan konsumsi energi yang cukup banyak pada proses ini. Oleh sebab itu pemilihan teknologi untuk proses *reforming* sangatlah penting, terlepas dari lokasi pabrik (Aasberg-petersen *et al.*, 2008)

Synthesis Gas (Syngas) merupakan produk dari proses pencampuran hidrogen dan karbon monoksida (CO) dengan jumlah rasio yang berbeda dan dapat dihasilkan dari bahan baku hidrokarbon apapun. Syngas juga dapat diproduksi dari berbagai macam bahan baku yang meliputi gas alam, nafta, minyak residu, biomassa dan batubara.

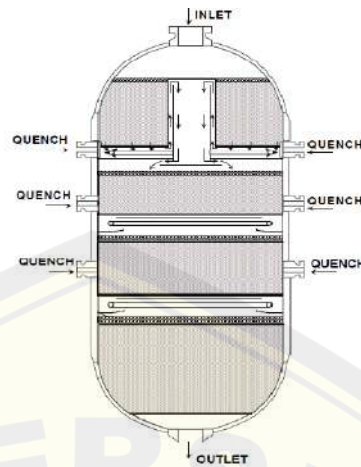
1.2.1 Macam – Macam Proses Pembuatan Metanol

Terdapat beberapa teknologi proses yang dapat digunakan untuk memproduksi metanol.

1. Proses Sintesis Metanol Metode ICI

Proses ICI mulai dikembangkan pada tahun 1960an oleh perusahaan pengembangan proses *Imperial Industries, Ltd.* Proses sintesis ICI memanfaatkan katalis berbasis Cu dengan tekanan yang rendah. Penggunaan katalis Cu sudah dikembangkan pada tahun 1920an, akan tetapi penggunaan katalis tersebut belum digunakan dalam proses sintesis metanol pada saat itu. Hal tersebut dikarenakan katalis berbasis Cu berpotensi teracuni jika terdapat senyawa sulfur pada umpan reaktor sehingga proses sintesis metanol tekanan rendah dengan katalis berbasis Cu dapat dikembangkan saat tersedia teknologi pemisahan sulfur dari syngas.

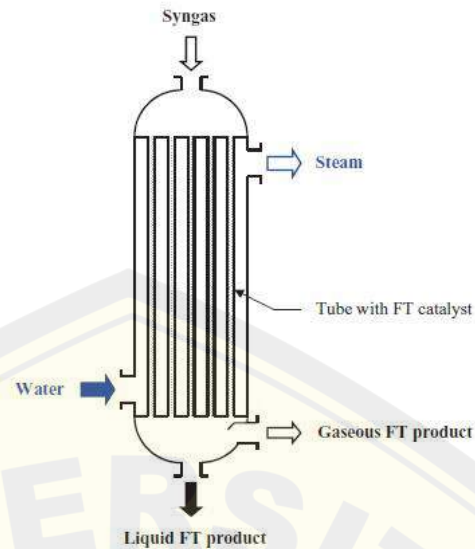
Proses ini menggunakan umpan syngas yang mengandung karbon monoksida, karbon dioksida, hidrogen, dan metana. Untuk mengatur rasio CO atau H₂ digunakan *shift-converter*. Umpan kemudian dinaikkan tekanannya hingga 50 atm pada kompresor jenis sentrifugal, kemudian diumpankan ke dalam reaktor jenis *quench* pada suhu operasi 270 °C. *Quench converter* berupa *single bed* yang mengandung katalis pendukung yang bersifat *inert*. Hasil reaksi berupa *crude methanol* yang masih mengandung air, dimetil eter, ester, besi karbonil, dan alkohol lain, kemudian didinginkan dan dipisahkan dengan proses distilasi. Karena dianggap kurang menguntungkan, ICI mengganti jenis reaktor yang digunakan dari *quench reactor* menjadi *Tube* berpendingin dengan prinsip yang sama dengan sintesis metanol lurgi (Arthur, 2010).



Gambar 1. 1 Reaktor dengan karakteristik *Quench*

2. Proses Sintesis Metanol Metode Lurgi

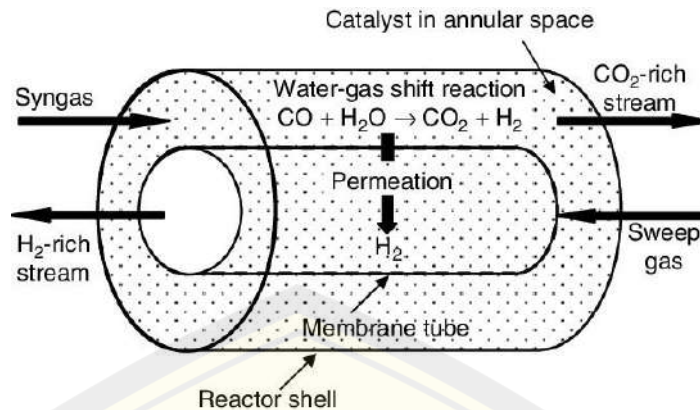
Proses ini dikembangkan oleh *Lurgi Corporation* dengan tujuan mensintesis metanol dari reaktor dengan kondisi operasi pada suhu 250-260 °C dan tekanan 50-60 bar (Palma *et al.*, 2018). Pada proses ini menggunakan reaktor jenis *shell and Tube* dengan katalis yang diisi dalam tiap-tiap *Tube*. Penghilangan panas reaksi memanfaatkan air pendingin yang disirkulasikan pada bagian sisi *shell*, sehingga dalam proses tersebut akan dihasilkan uap panas yang dapat dimanfaatkan pada proses lain. Bahan baku untuk produksi syngas dapat berupa bahan gas hidrokarbon seperti metana serta hidrokarbon cair seperti nafta. Produksi syngas dapat dilakukan dengan 2 cara yaitu *steam reforming* dan oksidasi parsial. Pada *steam reforming* menggunakan suhu 850-860 °C. Outputnya langsung dikompresi hingga 50-80 bar sebelum dimasukkan ke dalam reaktor. Cara lain, yaitu bahan dimasukkan ke dalam *furnace* bersama dengan oksigen dan *steam* pada suhu 1400-1450 °C dengan tekanan operasi pada 55-60 bar dan tidak memerlukan kompresi lebih lanjut.



Gambar 1. 2 Reaktor dengan karakteristik *Tubular Ishotermal*

3. Proses Sintesis Metanol Metode *Mitsubishi Gas Chemical* (MGC)

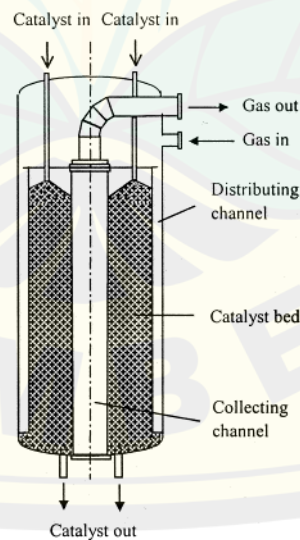
Pada proses sintesis metanol dengan teknologi (*Mitsubishi Gas Chemical*) MGC, digunakan katalis berbasis tembaga (Cu) dengan kondisi operasi reaktor pada kisaran suhu 200–280 °C dan kisaran tekanan 50–150 atm. Perusahaan Jepang pada awalnya ini menggunakan tekanan 150 atm, lalu dikembangkan dengan tekanan kurang dari 100 atm. Reaktor yang digunakan pada proses (*Mitsubishi Gas Chemical*) MGC adalah reaktor jenis *double-walled Tubes* dimana pada bagian anulusnya diisi dengan katalis. Kemudian syngas dialirkan ke bagian dalam pipa, sedangkan pipa bagian luar dialiri oleh air pendingin (Ullmann,2005). Proses (*Mitsubishi Gas Chemical*) MGC menggunakan hidrokarbon sebagai umpan yang telah dihilangkan kandungan sulfurnya sebelum masuk ke *steam reformer* dengan kondisi operasi suhu sebesar 500 °C. Output dari *steam reformer* bersuhu 800-850 °C dengan kandungan karbon monoksida, karbon dioksida, dan hidrogen. Syngas yang dihasilkan kemudian dinaikkan tekanannya dengan menggunakan kompresor sentrifugal dan dicampur dengan arus *recycle* untuk selanjutnya diumpankan ke dalam reaktor (Arthur, 2010).



Gambar 1. 3 Reaktor dengan karakteristik Annular gas

4. Proses Sintesis Metanol Metode Kellog

Pada proses sintesis metanol Kellog, dikenalkan oleh M.W. Kellog Co. dengan jenis reaksi sintesis yang sangat berbeda, dan menggunakan reaktor tipe adiabatik. Reaktor dengan bentuk bulat dan didalamnya berisi tumpukan katalis berjenis tembaga yang beroperasi pada rentang suhu 200-280 °C serta tekanan 100-150 atm. Gas sintesis mengalir melalui beberapa *bed* reaktor yang tersusun aksial berseri. Panas reaksi yang dihasilkan dikontrol dengan *intermediate coolers*, yang mana proses ini merupakan kebalikan dari proses ICI (Ullmann,2005).



Gambar 1. 4 Reaktor dengan karakteristik Adiabatik Radial

Berikut merupakan ringkasan proses sintesis metanol yang dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Teknologi proses sintesis metanol

No.	Parameter	ICI	Lurgi	Mitsubishi	Kellog
1.	Kondisi:				
	- Tekanan (bar)	50 – 100	50 – 80	50 – 80	50 – 150
	- Suhu (°C)	220 – 280	200 – 260	240 – 260	200 - 280
2.	Katalis:				
	- Yield, kg/L.h	Rendah	Medium – tinggi	Tinggi	Tinggi
	- Lifetime, tahun	3	5	-	-
3.	Reaktor		<i>Tubular</i>	<i>Annular</i>	<i>Adiabatic</i>
	- Karakterisasi	<i>Quench</i>	<i>Ishothermal</i>	<i>gas/liquid HE</i>	<i>Radial</i>
	- Jumlah reaktor	1	1	1	3 – 4
	- Pendinginan	<i>Cold Quench</i>	<i>BFW</i>	<i>Water & Gas</i>	<i>Stage Cooling</i>
	- H x D (meter)	0,8 (bed) x 6	5 x 6	10 x 0,085	Sphares, $D=3-5$
	- Katalis loading	Mudah	Sulit	Sulit	Mudah

4.	Kelebihan	Sering digunakan	Efisiensi termal yang tinggi dan selektivitas tinggi, suhu lebih stabil	Profil suhunya ideal, katalis yang dibutuhkan lebih sedikit	Kecepatan dan kapasitas produksinya tinggi
5.	Kekurangan	Efisiensi termal rendah, ada <i>bypass</i> katalis	Kapasitas produksi tidak lebih terlalu besar	Rumit dan mahal operasi dan reaktornya	Tingginya kondisi operasi dan arus produknya

Dari berbagai proses di atas, dipilih proses sintesis metanol menggunakan metode Lurgi dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Perpindahan Panas Baik

Reaktor yang digunakan bertipe *fixed bed* multitubular, adanya *Tube* pada reaktor jenis ini akan memperluas bidang kontak antara reaktan dan media pendinginnya. Semakin luas bidang perpindahan panasnya, semakin besar nilai kecepatan perpindahan panasnya juga. Reaksi sintesis metanol dianggap sebagai reaksi eksotermis, sehingga perpindahan panas yang cepat diperlukan untuk mengontrol suhu reaksi sintesis metanol dengan baik.

2. Fabrikasi Reaktor

Relatif sederhana reaktor yang digunakan pada proses ini mirip dengan *heat exchanger* (HE) bertipe *multiTube*, yang dianggap sebagai alat yang umum digunakan di pabrik kimia. Adanya perkembangan teknologi pembuatan *heat exchanger* (HE) yang semakin maju, pembuatan reaktor dengan jenis ini relatif mudah dilakukan.

3. Kondisi Operasi Termasuk Kategori Medium

Penggunaan jenis reaktor dan katalis pada proses Lurgi ini, menggunakan kondisi operasi yang tidak terlalu ekstrim yakni, dengan nilai ($P < 100 \text{ atm}$, $T < 300 \text{ }^\circ\text{C}$). Kondisi operasi proses Lurgi, maka tebal alat yang dipakai cukup wajar, sehingga harga material reaktor relatif murah. Selain itu, kondisi operasi yang semakin rendah, berdampak pada *hazard* bawaan dari proses yang akan semakin rendah.

1.2.2 Uraian Singkat Proses Produksi Metanol

Pada proses awal bahan baku berupa gas alam akan dialirkan masuk ke dalam Kompresor gas alam. Gas alam selanjutnya dicampur dengan *saturated steam* dari *Process Steam*. Campuran gas alam dan *steam* kemudian dipanaskan dengan menggunakan *Primary Reforming Preheater* dengan menggunakan media pemanas keluaran dari *Secondary Reformer*. Reaksi pertama merupakan reaksi utama dalam *reformer* yang bersifat endotermik dan membutuhkan suplai panas dalam jumlah besar yang diperoleh dari pembakaran *Fuel NG*. Reaksi kedua adalah reaksi pergeseran CO (*Water Shift Gas Conversion*) yang bersifat eksotermik atau melepas panas.

Syngas yang keluar dari *Primary Reformer* untuk selanjutnya dimasukkan ke *Secondary Reformer*. Proses pada *Secondary Reformer* ini juga terjadi penambahan oksigen yang berasal dari penyimpanan oksigen, dan diuapkan terlebih dahulu di evaporator oksigen dengan menggunakan pemanas *steam* yang berasal dari *Waste Heat Boiler*, selanjutnya aliran oksigen dipanaskan di Pemanas Oksigen. *Steam* yang keluar dari *Secondary Reformer* selanjutnya digunakan untuk memanaskan aliran *feed* yang akan dimasukkan ke *Primary Reformer* melalui *Primary Reformer Preheater*. Syngas yang keluar setelah itu didinginkan lagi di Pendingin Gas Sintetis dengan bantuan pendingin *cooling water* untuk kemudian dimasukkan ke Separator I.

Aliran syngas kemudian dipanaskan di *Reactor Feed Heater* dengan penambahan *steam* untuk mencapai kondisi operasi yang diinginkan, untuk selanjutnya syngas dimasukkan ke dalam Reaktor Sintesis Metanol. Reaktor ini berupa *multi tubular fixed bed reaktor* menggunakan katalis berbasis tembaga, di

mana pada umumnya digunakan katalis $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$. Produk yang masih berupa gas kemudian diekspansikan di *Product Expander* dan *Product Expansion Valve*. Aliran produk yang keluar akan didinginkan terlebih dahulu di *Product Cooler* dengan penambahan *cooling water*, kemudian produk dialirkan menuju Separator II. *Raw methanol* yang keluar akan dialirkan ke Kolom Distilasi I dengan bantuan Pompa kolom distilasi dengan tujuan untuk memurnikan kandungan *raw methanol* dari kandungan syngas yang masih tersisa. Hasil atas berupa syngas yang dialirkan menuju Kondensor kemudian dialirkan ke flare stack. Hasil produk bawah Kolom Distilasi I akan dialirkan menuju ke Kolom Distilasi II untuk memurnikan metanol dari kandungan air. Produk atas berupa distilat metanol akan dialirkan menuju Tangki Penyimpanan Metanol, dan produk bawah menuju *waste water*.

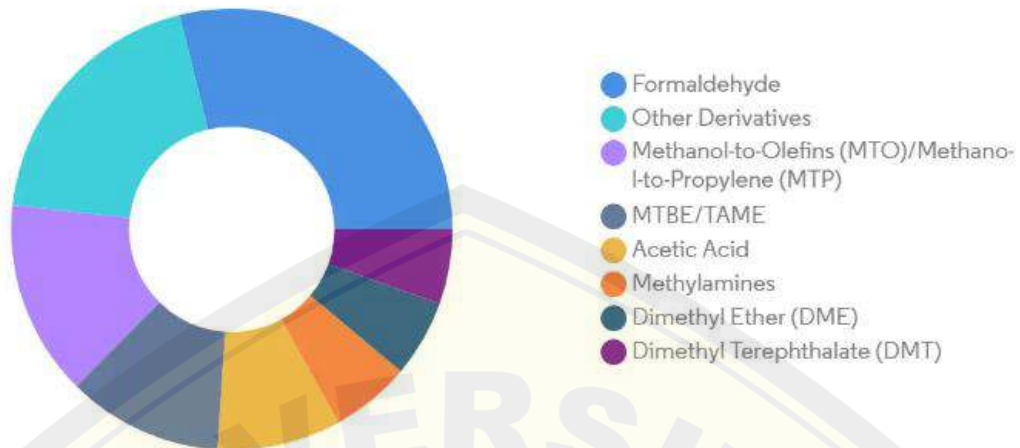


1.3 Tinjauan Pasar

Pasar produk metanol selama periode perkiraan 2022-2027 didaftarkan melalui *Compounded Annual Growth Rate* (CAGR) lebih dari 4,87%. Industri petrokimia merupakan kunci dalam beberapa kegiatan produksi termasuk produk metanol yang dapat terpengaruh. Faktor yang mendorong produksi metanol sangat meningkat karena adanya permintaan bahan bakar berbasis metanol yang meningkat pula. Keunggulan dari metanol digunakan sebagai bahan bakar karena untuk mengurangi karbon monoksida, nitrogen oksida, dan emisi hidrokarbon. Pasar dari penggunaan metanol sebagai bahan baku yang terbesar dimanfaatkan untuk produksi Formaldehida yang diperkirakan akan meningkat karena tingginya pengaplikasian metanol pada sektor konstruksi, otomotif, dan perawatan pribadi. Asia-pasifik mendominasi pasar dunia dengan konsumsi terbesar di negara China dan India (Mordor Intelligence, 2022).

Metanol biasanya dikenal juga sebagai metil alkohol, spiritus kayu, atau alkohol kayu. Metanol merupakan bentuk sederhana dari rangkaian panjang senyawa organik yang disebut alkohol. Gas karbon monoksida dan hidrogen saat direaksikan menghasilkan metanol dengan bantuan katalis. Metanol berdasarkan turunannya dapat menghasilkan formaldehida, metanol-ke-ofelin atau metanol-ke-propilena, metil tert-butyl eter atau amil metil eter tersier, dimetil tereflatat, asam asetat, dimetil eter, metil metakrilat, metilamin, dan turunan lainnya (Mordor Intelligence, 2022).

Methanol Market, Volume (%), by Derivatives, Global, 2020



Gambar 1. 5 Pasar metanol, % volume berdas turunan
(Sumber: Mordor Intelligence, 2022)

Pengguna metanol didominasi dari Asia Pasifik dinegara Cina, India, dan Jepang karena pesatnya pertumbuhan industri kimia dan peningkatan bahan bakar berbasis metanol. Dibawah program ekonomi metanol oleh NITI Aayog, kapasitas produksi metanol diharapkan meningkat hingga 20 ton per tahun pada tahun 2026, menggunakan batubara abu tinggi India, gas alam, dan biomassa (Mordor Intelligence, 2022).



Gambar 1. 6 Pasar metanol berdasarkan tingkat pertumbuhan menurut wilayah
(Sumber: Mordor Intelligence, 2022)

Industri metanol dianggap sebagai salah satu sektor industri yang sangat dibutuhkan untuk perkembangan industri petrokimia. Tahun 2020 Indonesia membutuhkan metanol sekitar 1,2 juta ton. Selain itu metanol juga merupakan bahan baku atau bahan penolong pada industri lain seperti, industri tekstil, plastik, resin sintetis, farmasi, insektida, *plywood*, bahan campuran dalam pembuatan biodiesel dan dapat diolah lebih lanjut menjadi Dimetil Eter (DME) yang dapat dimanfaatkan untuk bahan bakar (Kemetrian Perindustrian, 2022).

Adapun lokasi pemasaran produk metanol ini akan di pasarkan untuk pemenuhan kebutuhan dalam negeri yakni ke beberapa industri yang tertera pada Tabel 1.2 berikut:

Tabel 1. 2 Target pemasaran Indonesia

No.	Nama Perusahaan	Kapasitan
1.	PT Arjuna Utama Kimia (Surabaya)	218.500
2.	PT Pamolite Adhesive Industri (Probolinggo)	36.000
3.	PT Argha Karya Prima Industri (Bogor)	132.500
5.	PT Dover Chemical (Cilegon)	116.000
6.	PT INDOPICRI (Gresik)	9.000
7.	PT Indopherin Jaya (Probolinggo)	14.500

(Sumber: Kementerian Perindustrian, 2021)

Data dari Badan Pusat Statistika (BPS) dalam 5 tahun terakhir, kebutuhan metanol di Indonesia dipenuhi oleh PT. Kaltim Metanol Industri dengan kapasitas sebesar 660.000 . Data Badan Pusat Statistika (BPS) mencakup data produksi, ekspor, impor dan konsumsi. Berikut data *supply and demand* metanol di Indonesia yang ditunjukkan pada Tabel 1.3.

Tabel 1. 3 Data *supply* dan *demand* metanol di Indonesia

Tahun	Produksi (Kiloton)	Impor (Kiloton)	Ekspor (Kiloton)	Konsumsi (Kiloton)
2016	660.000	436.988	384.934	712.054
2017	660.000	350.026	335.008	675.018
2018	660.000	699.946	307.366	1.052.580
2019	660.000	773.651	292.694	1.140.957
2020	660.000	840.408	246.269	1.254.139

Sumber : (Badan Pusat Statistika, 2021)

1.4 Penentuan Lokasi

Terdapat beberapa faktor yang mendukung kesuksesan sebuah pabrik industri. Faktor yang sangat berperan salah satunya adalah penentuan lokasi geografis dari sebuah pabrik. Lokasi pabrik Metanol akan dibangun di Kecamatan Malo Kabupaten Bojonegoro, Jawa Timur dengan total luas sebesar 30 ha. Secara Administratif Kabupaten Bojonegoro memiliki batas wilayah sebagai berikut :

Utara : Kabupaten Tuban
Selatan : Kabupaten Madiun, Nganjuk dan Jombang
Timur : Kabupaten Lamongan
Barat : Kabupaten Ngawi

Berikut adalah gambar peta lokasi pembangunan pabrik metanol:



Gambar 1. 7 Lokasi pendirian pabrik metanol

Titik koordinat pusat pada luas lahan utama sebesar 30 ha adalah $7^{\circ}07'35''S$ $111^{\circ}41'47''E$. Titik koordinat tersebut didapatkan dari aplikasi *google earth*. Tujuan penentuan lokasi suatu pabrik adalah untuk membantu pabrik beroperasi atau berproduksi dengan lancar, efektif dan efisien. Hal ini berarti dalam menentukan lokasi pabrik perlu diperhatikan faktor-faktor yang mempengaruhi besarnya biaya produksi dan biaya distribusi dari produk yang akan di hasilkan. Adapun dasar utama pemilihan lokasi pabrik menurut Peters et al., (2003) diantaranya sebagai berikut:

1.4.1 Letak dari Sumber Bahan Baku

Suatu pabrik didirikan dekat dengan sumber bahan mentahnya untuk tetap menjamin tersedianya bahan-bahan ini sehingga kontinuitas pabrik tetap terjamin. Setelah menganalisa komposisi gas dari data gas yang telah ditemukan di beberapa

daerah Indonesia, maka dapat ditentukan lokasi pembangunan Pabrik Metanol, yaitu di daerah Kabupaten Bojonegoro, Jawa Timur. Sangat memungkinkan untuk membangun Pabrik Metanol di daerah tersebut karena berdekatan dengan penyedia bahan baku gas alam yaitu *field* Jambaran-Tiung Biru yang berada di daerah Bojonegoro, Jawa Timur dan dikelola oleh Pertamina EP Cepu (PEPC) dengan kapasitas 192 MMSCFD. Hal ini merupakan peluang yang sangat bagus untuk mendirikan pabrik Metanol di Kabupaten Bojonegoro (B. S. dkk Pratama, 2018).

1.4.2 Kekuatan Tanah

Bentuk permukaan tanah sebagian besar daratannya landai atau dataran rendah dan sebagian berbukit-bukit yang masih merupakan hutan.

1.4.3 Transportasi

Kabupaten Bojonegoro merupakan daerah yang letaknya cukup strategis berada pada jalur antar provinsi sehingga fasilitas transportasi yang tersedia di daerah ini sudah memadai. Transportasi darat, yang tersedia sangat membantu kegiatan industri baik untuk penyediaan bahan baku maupun untuk pemasaran produk. Faktor yang mempengaruhi transportasi adalah pengangkutan bahan baku, bahan bakar, bahan pendukung, dan distribusi produk yang dihasilkan. Proses pengangkutan bahan – bahan pendukung akan mempermudah proses produksi, dan dapat dicapai dengan memilih lokasi yang mudah dijangkau oleh kendaraan besar, seperti dekat dengan jalan raya atau jalan utama. Panjang jalan menurut tingkat kewenangan Pemerintahan Kabupaten Bojonegoro adalah 743,469 km (Badan Pusat Statistik, 2020).

1.4.4 Sosial Ekonomi

Masyarakat Kabupaten Bojonegoro memiliki tingkat pendidikan 30% dari total jumlah penduduk 1.341.259 jiwa (BPS Kota Bojonegoro, 2022). Dari data masyarakat yang memiliki pendidikan dapat dikatakan bahwa masyarakat sekitar pabrik dapat menerima adanya pembangunan pabrik, serta diharapkan adanya pabrik ini dapat meningkatkan sosial ekonomi masyarakat sekitar pabrik. Sikap dan tanggapan dari masyarakat diperkirakan mendukung pendirian pabrik karena dapat menyerap tenaga kerja sehingga dapat meningkatkan ekonomi masyarakat, serta

tidak mengganggu keselamatan serta keamanan masyarakat di sekitarnya. Adapun Upah Minimum Kabupaten atau Kota (UMK) Bojonegoro pada tahun 2022 sesuai surat keputusan Gubernur Jatim nomor 188/803/KPTS/013/2021 ialah sebesar Rp 2.066.781,80.

1.4.5 Kebutuhan air

Air dari sungai Bengawan Solo yang cukup melimpah sehingga dapat digunakan untuk proses produksi. Selain itu juga terdapat sumber air tanah yang cukup besar sebagai air umpan boiler dan keperluan lainnya.



Gambar 1. 8 Lokasi aliran sungai sekitar pabrik

1.4.6 Hukum dan Perpajakan yang Berlaku

Hukum yang berlaku adalah segala bentuk peraturan yang harus dipatuhi oleh perusahaan dalam membangun pabrik di area tertentu. Pemerintah Kabupaten Bojonegoro telah mengatur tentang perizinan pendirian industri di Kota Bojonegoro yang diatur pada Peraturan Bupati Nomor 59 tahun 2021. Perpajakan adalah insentif bagi pemerintah atas keuntungan yang didapatkan dari proses produksi. Pajak merupakan hal penting demi menjamin infrastruktur negara yang dapat digunakan untuk memberikan kemudahan mobilisasi produk kepada konsumen. Adapun perpajakan mengenai metanol terdapat pada keputusan Menteri Keuangan

542/KMK.01/1994 bahwa dalam rangka menjamin tersedianya bahan baku metanol untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri.

1.4.7 Kondisi Iklim dan Cuaca

Iklim dan cuaca pada sebuah lokasi dapat berpengaruh pada proses produksi dan distribusinya baik dari sisi bahan baku maupun produknya. Penentuan produksi suatu produk tentu perlu memperhatikan pengaruh iklim dan cuaca terhadap bahan baku dan hasil produksi. Tipe iklim di wilayah Kabupaten Bojonegoro adalah beriklim tropis, dengan suhu rata-rata 27,8 °C, suhu udara berkisar antara 24,2 °C – 31,4 °C dan hanya mengenal dua musim yaitu musim kemarau dan musim penghujan, curah hujan baik langsung maupun tak langsung akan mempengaruhi jenis dan pola identitas penggunaan tanah serta tersedianya air pengairan.

1.5 Kapasitas

Kapasitas produksi pabrik merupakan komponen penting yang harus diperhitungkan dalam merancang suatu pabrik. Penentuan kapasitas produksi dilakukan dengan mempertimbangkan permintaan pasar yaitu mandatori dari pemerintah untuk kebutuhan metanol secara nasional, selain itu penentuan kapasitas produksi ditetapkan berdasarkan ketersediaan bahan baku utama berupa gas alam (Ridmaningrum, 2020). Kebutuhan metanol di Indonesia dipenuhi dari kegiatan produksi PT. Kaltim Metanol Indonesia dan impor dari luar negeri. Berikut merupakan data produksi, impor, ekspor, dan konsumsi metanol pada tahun 2016-2020 di Indonesia yang tertera pada Tabel 1.4:

Tabel 1. 4 Data produksi, impor, ekspor, dan konsumsi metanol pada tahun 2016-2020 di Indonesia

Tahun	Produksi (Ton)	Impor (Ton)	Ekspor (Ton)	Konsumsi (Ton)
2016	660.000	436.988	384.934	712.054
2017	660.000	350.026	335.008	675.018
2018	660.000	699.946	307.366	1.052.580

2019	660.000	773.651	292.694	1.140.957
2020	660.000	840.408	246.269	1.254.139
Rata-rata	660.000	620.204	313.254	966.950

Sumber : (Badan Pusat Statistika, 2021)

Dengan analisa data di atas, persentase laju pertumbuhan ketersediaan metanol nasional dapat di hitung menggunakan persamaan timmerhaus, sehingga didapat nilai laju pertumbuhan yang tertera pada Tabel 1.5.

$$i = \frac{\sum n^i}{n}$$

Tabel 1. 5 Data persentase laju pertumbuhan dan ketersediaan metanol di Indonesia

Tahun	Produksi	Impor	Ekspor	Konsumsi
2016-2017	0	-0.199	-0.1297	-0.052013
2017-2018	0	0.999697	-0.08251	0.5593362
2018-2019	0	0.105301	-0.04773	0.0839623
2019-2020	0	0.086288	-0.15861	0.0991992
Rata-rata	0	0.248071	-0.10464	0.1726212

Dari data pada Tabel 1.4 dan Tabel 1.5 diatas, maka nilai produksi, konsumsi, impor dan ekspor pada tahun 2026 dapat diprediksikan dengan persamaan berikut :

$$M = P (1 - i)^n$$

Dengan:

M: Jumlah produk pada akhir tahun (ton/th)

P: Jumlah produk pada tahun pertama (ton)

i: Pertumbuhan rata-rata per tahun (%)

n: Selisih tahun yang diperhitungkan

Setelah didapatkan nilai persamaan di atas, kemudian dilakukan perhitungan nilai kebutuhan metanol di Indonesia yang dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut:

$$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$$

$$M_3 = (M_4 + M_5) - (M_1 + M_2)$$

Dengan :

M_1 : Nilai impor tahun 2026

M_2 : Produksi pabrik dalam negeri

M_3 : Kapasitas pabrik yang akan didirikan (ton/th)

M_4 : Nilai ekspor tahun 2026 (ton)

M_5 : Nilai konsumsi tahun 2026 (ton)

Pabrik metanol akan bekerja secara kontinu selama 330 hari dalam waktu 1 tahun, dengan kapasitas pabrik metanol sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pabrik tahun 2026} &= (M_4 + M_5) - (M_1 + M_2) \\ &= (445.886,36 + 3.707.546,28) - (2.636.040,2 + \\ &\quad 660.000) \\ &= 4.153.432,64 \text{ ton} - 3.296.040,16 \text{ ton} \\ &= 91.400 \text{ ton/th} \end{aligned}$$

Tabel 1. 6 Daftar produsen metanol dunia

No	Nama Pabrik	Negara	Kapasitas
1.	Coastal Chemical, Cheyenne	USA	75.000
2.	Air Product, Pensacola	USA	180.000
3.	BASF	Jerman	480.000
4.	Methanex, Kitimat	Canada	510.000
5.	Clear lake Methanol	USA	600.000
6.	Mider-Helm Methanol	Jerman	660.000
7.	PT Kaltim Methanol Industri	Indonesia	660.000
8.	Lyondell, Channelview	USA	750.000
9.	Beaumont Methanol, Beaumont	USA	840.000

Sumber : (www.epa.gov)

Berdasarkan perhitungan kapasitas pabrik tahun 2026, serta kapasitas produksi minimal agar dapat menghasilkan keuntungan adalah sebesar 75.000, maka diasumsikan pabrik metanol ini akan berdiri tahun 2026 untuk menekan 20% dari kebutuhan impor tahun 2026.



BAB 2. URAIAN PROSES

2.1 Penomoran Alat

Keterangan kode huruf berdasarkan Ulrich (1984), keterangan kode angka, dan daftar nama alat yang terdapat pada PFD secara berurutan terdapat pada Tabel 2.1; Tabel 2.2; Tabel 2.3.

Tabel 2. 1 Keterangan kode huruf

Huruf	Keterangan
D	Bejana proses (Menara distilasi)
E	<i>Heat Exchanger (Cooler, Kondensor, Heater, Reboiler)</i>
F	Bejana Penyimpanan (Tangki penyimpanan, Akumulator)
G	Penggerak gas (Kipas, Kompresor, Pompa vakum, Ejektor vakum)
K	Instrumen (Katup kontrol, Pemancar, Indikator, Perekam, Penganalisis)
L	Pompa
Q	<i>Furnace</i>
R	Reaktor
V	<i>Vaporizer</i> dan Evaporator

Tabel 2. 2 Keterangan kode angka

Angka	Keterangan
Pertama	Urutan proses utama (<i>Reforming</i> , Sintesis Metanol, Distilasi)
Kedua	Proses turunan (Proses yang terdapat pada setiap proses utama)
Ketiga	Jenis alat penunjang yang terdapat lebih dari satu dalam satu proses

Tabel 2. 3 Daftar nama alat

NO	KODE	Nama Alat
1	F-111	Tangki Penyimpanan Gas Alam <i>Reforming</i>
2	G-112	Kompresor Gas Alam <i>Reforming</i>
3	E-113	<i>Primary Reforming Preheater</i>
4	F-114	Tangki Penyimpanan Gas Alam <i>Furnace</i>
5	G-115	Kompresor Gas Alam <i>Furnace</i>
6	K-116	<i>Valve Gas Alam</i>
7	Q-117	<i>Furnace Primary Reformer</i>
8	R-110	Reaktor <i>Primary Reformer</i>
9	R-120	Reaktor <i>Secondary Reformer</i>
10	F-121	Tangki Penyimpanan Oksigen
11	L-122	Pompa Oksigen
12	V-123	Evaporator Oksigen
13	E-124	Pemanas Oksigen
14	E-125	<i>Waste Heat Boiler</i>
15	E-126	Pendingin Gas Sintesis
16	F-127	Separator I
17	G-128	Kompresor Gas Sintesis
18	E-129	Reaktor <i>Feed Heater</i>
19	R-210	Reaktor Metanol
20	G-211	Produk <i>Expander</i>
21	K-212	<i>Valve Produk Ekspansi</i>
22	E-213	Produk <i>Cooler</i>
23	F-214	Separator II
24	L-215	Pompa Kolom Distilasi
25	E-216	<i>Distillation Feed Preheater Column</i>
26	D-310	Kolom Distilasi I
27	E-311	Reboiler Kolom Distilasi I
28	E-312	Kondensor Kolom Distilasi I

29	F-313	Akumulator Distilat Kolom Distilasi I
30	L-314	Pompa Kondensor Kolom Distilasi I
31	D-320	Kolom Distilasi II
32	E-321	Kondensor Kolom Distilasi II
33	F-322	Akumulator Distilat Kolom Distilasi II
34	L-323	Pompa Kondensor Kolom Distilasi II
35	E-324	Pendingin Produk Metanol
36	E-325	Reboiler Kolom Distilasi II
37	F-326	Tangki Penyimpanan Metanol

2.2 Uraian Proses Produksi

Penjelasan uraian proses produksi metanol dari gas alam adalah sebagai berikut:

2.2.1 Reforming

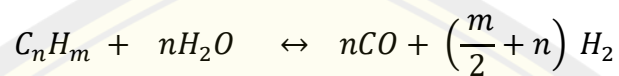
Proses *Reforming* gas alam merupakan suatu proses konversi gas alam dengan suhu tinggi dan reaksinya bersifat endotermis sehingga menghasilkan gas sintesis (campuran CO + H₂) (Salimy, 2008). Gas campuran yang dihasilkan dapat diubah menjadi berbagai macam produk diantaranya, hidrogen, metanol, dan bahan-bahan kimia C₁. Tujuan dari proses *reforming* gas alam untuk mendapatkan gas H₂ dan CO yang digunakan sebagai bahan baku dalam sistesis metanol. Adapun konversi pada proses *reforming* sebesar 97% (Westerterp, 2016). Proses *reforming* gas alam melalui suatu reaksi katalitik *reforming* antara hidrokarbon, *steam* dan O₂. Proses *reforming* berlangsung dalam dua tahap yaitu, *Primary Reformer* (R-110) dan *Secondary Reformer* (R-120).

a. *Primary Reformer*

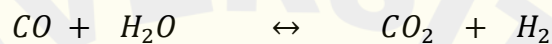
Feed gas yang berasal dari Tangki Penyimpanan Gas Alam *Reforming* (F-111) dengan tekanan 8,3 bar dan suhu 30 °C dialirkan menggunakan Kompresor Gas Alam (G-112) untuk menaikkan tekanannya hingga 45 bar. Gas alam kemudian akan dicampur dengan *saturated steam* yang berasal dari proses *steam*. Campuran dari gas alam dan *steam* selanjutnya dipanaskan menggunakan *Primary Reforming Preheater* (E-113) sampai suhunya mencapai 527 °C dengan menggunakan media

pemanas dari produk *Secondary Reformer* (R-120). Proses *Primary Reformer* memiliki fungsi untuk memecahkan gas alam dan menguraikan CO dengan menggunakan katalis nikel dan temperatur operasi 550-900 °C dengan bantuan *Furnace Primary Reformer* (Q-117).

Proses dari *Primary Reformer* menghasilkan gas berupa CO, CO₂, H₂, CH₄, C₂H₆, C₃H₈ dan residual *steam*. Reaksi – reaksi yang terjadi pada proses *primary reformer* sebagai berikut:



Reaksi *Water-Gas* :



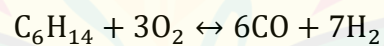
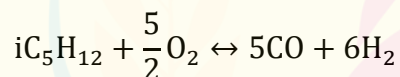
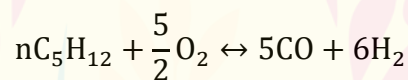
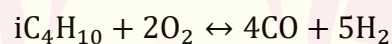
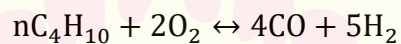
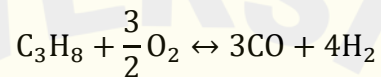
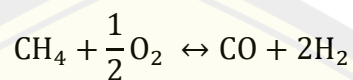
Reaksi pada proses *reformer* bersifat endotermik, yang membutuhkan panas dengan jumlah yang besar. Panas diperoleh dari hasil pembakaran *Fuel Natural Gas* secara tidak langsung. Reaksi pergeseran CO (*Water Shift Gas Conversion*) yang sedikit melepaskan panas sehingga bersifat eksotermik. Pengendalian temperatur, tekanan dan laju alir umpan dikontrol untuk mencegah terjadinya *cooking* (pembentukan karbon) pada katalis. Endapan karbon yang terbentuk pada katalis akan menyebabkan pembentukan *hot spot* (titik panas) pada reaktor sehingga menyebabkan katalis rusak. *Hot spot* dapat dicegah dengan mengalirkan *steam* yang berlebih agar *temperature* dan tekanan dapat dikendalikan. Temperatur operasinya dapat dikendalikan dengan mengatur aliran pemanas yaitu *Fuel Natural Gas* dan udara pembakaran, sedangkan tekanan dikendalikan dengan mengatur laju aliran gas yang keluar (Arifushidqi *et al.*, 2021).

b. *Secondary Reformer*

Hasil dari *Primary Reformer* (R-110) berupa syngas dengan suhu 789 °C dilanjutkan ke proses *Secondary Reformer* (R-120). *Secondary Reformer* bertujuan untuk mengkonversi sisa metana dan gas alam dari *Primary Reformer* menggunakan katalis nikel berkadar tinggi dengan suhu operasi sebesar 950-1050 °C (Yudiputri, 2014). Panas hasil reaksi proses *Secondary Reformer* digunakan untuk pembentukan *steam* dengan tambahan aliran *cooling water*. Pada proses *Secondary Reformer* ditambahkan oksigen yang berasal dari Tangki Penyimpanan

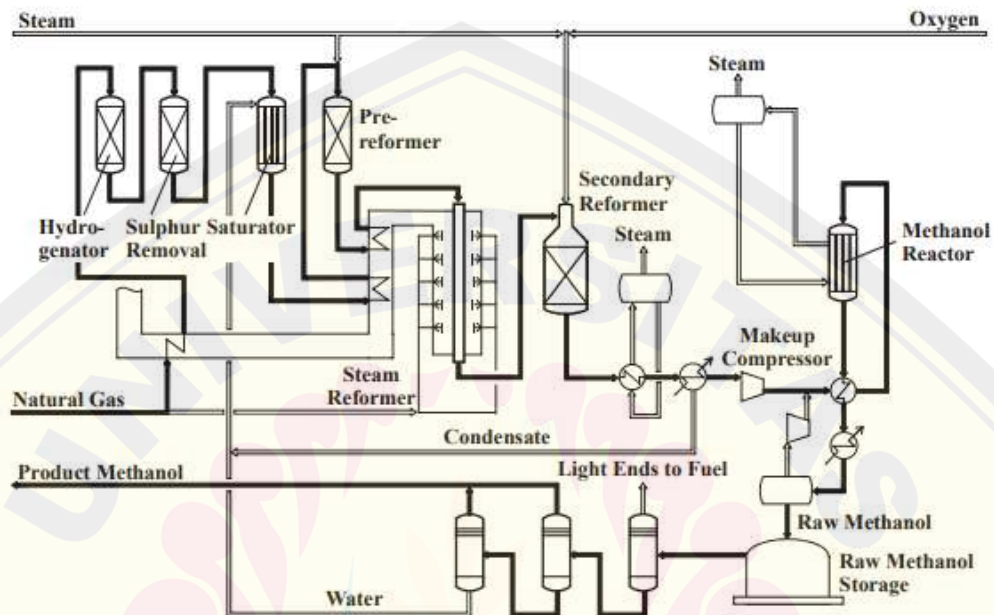
Oksigen (F-121) pada suhu $-123\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 42,8 bar dengan kondisi *liquid*. Oksigen diuapkan menggunakan Evaporator Oksigen (V-123) dengan menggunakan pemanas *steam* yang berasal dari *Waste Heat Boiler* (E-125). Aliran oksigen kemudian dipanaskan dengan Pemanas Oksigen (E-124) hingga suhu mencapai $180\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan pemanas *steam* dari *Waste Heat Boiler* (E-125).

Reaksi yang terjadi dalam proses *Secondary Reformer* sebagai berikut :



Hasil dari *Secondary Reformer* (R-120) merupakan *gas synthetic* (syngas) dengan suhu keluar $1050\text{ }^{\circ}\text{C}$. Produk gas mengandung H_2 , CO , CO_2 , beberapa kandungan gas metana yang masih tersisa serta *excess steam* dengan sejumlah inert (N_2). Panas syngas kemudian digunakan untuk memanaskan aliran *feed* yang akan dimasukkan ke *Primary Reformer* (R-110) melalui *Primary Reformer Preheater* (E-113) sampai suhu turun menjadi $527\text{ }^{\circ}\text{C}$. Syngas yang dihasilkan juga digunakan panasnya untuk menghasilkan *steam* di *Waste Heat Boiler* (E-125) sampai suhu turun menjadi $325\text{ }^{\circ}\text{C}$. Syngas selanjutnya didinginkan di Pendingin Gas Sintesis (E-126) sampai suhu $61,3\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan pendingin *cooling water*, kemudian

dimasukkan ke Separator I (F-127) pada suhu 61,3 °C yang berfungsi untuk memisahkan kondensat agar reaksi pada reaktor tidak bergeser ke kiri. Berikut adalah diagram alir proses sederhana produksi metanol dengan *two-step reforming* yang ditunjukkan pada Gambar 2.1.



Gambar 2. 1 Diagram alir proses sederhana produksi metanol dengan dua tahap *reforming*

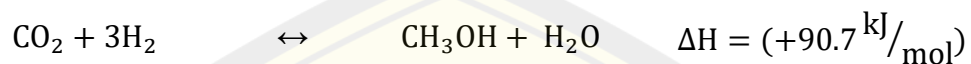
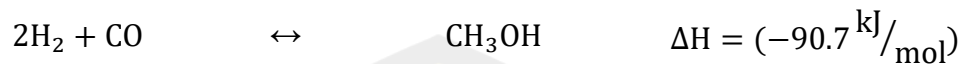
(Sumber : Aasberg-petersen et al., 2008)

2.2.2 Sintesis metanol

Syngas yang keluar dari Separator I (F-127) selanjutnya dikompresi pada Kompresor Gas Sintesis (G-128) hingga tekanannya 80 bar. Aliran syngas kemudian dipanaskan di *Reactor Feed Heater* (E-129) dengan pemanas *steam* hingga mencapai temperatur 260 °C. Outputnya dimasukkan ke dalam Reaktor Metanol (R-210) yang beroperasi pada tekanan 50-100 barg. Reaktor yang digunakan merupakan tipe reaktor jenis *multi tubular fixed bed reaktor* dengan menggunakan katalis berbasis tembaga, katalis yang digunakan umumnya adalah katalis $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ (Lee, 1990). Pada tekanan 50-100 barg katalis ini akan beroperasi dengan baik dan keaktifan katalis cukup tinggi pada suhu 230 – 270 °C. Reaktor ini dapat disebut juga sebagai *catalyst filled tubular reaktor* karena katalis

ini akan dipasang di dalam *Tube - Tube* vertikal dalam reaktor, kemudian syngas akan dialirkan pada bagian *Tube* sehingga melewati *bed* katalis tersebut. Konversi dari syngas menjadi metanol sebesar 65% (Westerterp, 2016).

Reaksi yang terjadi pada Reaktor Metanol (R-210) adalah sebagai berikut :



Panas reaksi harus cepat dipindahkan untuk melindungi katalis dan mencegah reaksi samping yang tidak diinginkan karena reaksi di atas bersifat eksotermis. Penghilangan panas paling efektif dengan men-sirkulasi *cooling water* dan melewatkannya pada *shell-side reactor*. Hal ini karena, apabila *Tube* katalis terendam dalam *cooling water* maka suhu gas yang keluar akan turun sesuai dengan temperatur *cooling water*, sehingga dapat mencegah *overheating* katalis dan mencegah terjadinya *hot spot* (titik panas) yang dapat menyebabkan deaktivasi katalis. Sistem ini bertujuan memberikan kontrol suhu pada reaktor, agar sesuai dengan suhu reaksi yaitu 260 °C.

Beberapa hal yang dapat mempengaruhi hasil dari konversi proses ini antara lain tekanan, syngas *space velocity*, dan ratio $\text{H}_2 + \text{CO}$ (komposisi syngas). Secara teoritis, meningkatnya konversi berbanding lurus dengan naiknya tekanan, *capital cost* dan syngas *compressioncost* (Yudiputri *et al.*, 2014). Maka dari itu proses ini menggunakan katalis tekanan rendah yang mempunyai keaktifan dan selektivitas yang tinggi pada tekanan rendah sehingga tetap dihasilkan konversi yang tinggi.

Produk yang masih berupa gas diekspansikan ke Produk *Expander* (G-211) dan *Valve* Produk Ekspansi (K-213) dari tekanan 77,3 bar hingga tekanan 10 bar. Aliran produk kemudian didinginkan hingga suhu 33 °C di Produk *Cooler* (E-312) dengan bantuan *cooling water*. Produk selanjutnya dialirkan menuju Separator II (F-215). Fungsi Separator II ini untuk memisahkan gas-gas terlarut yang terkandung dalam *raw methanol* dan air.

2.2.3 Pemurnian Metanol

a. Distilasi I

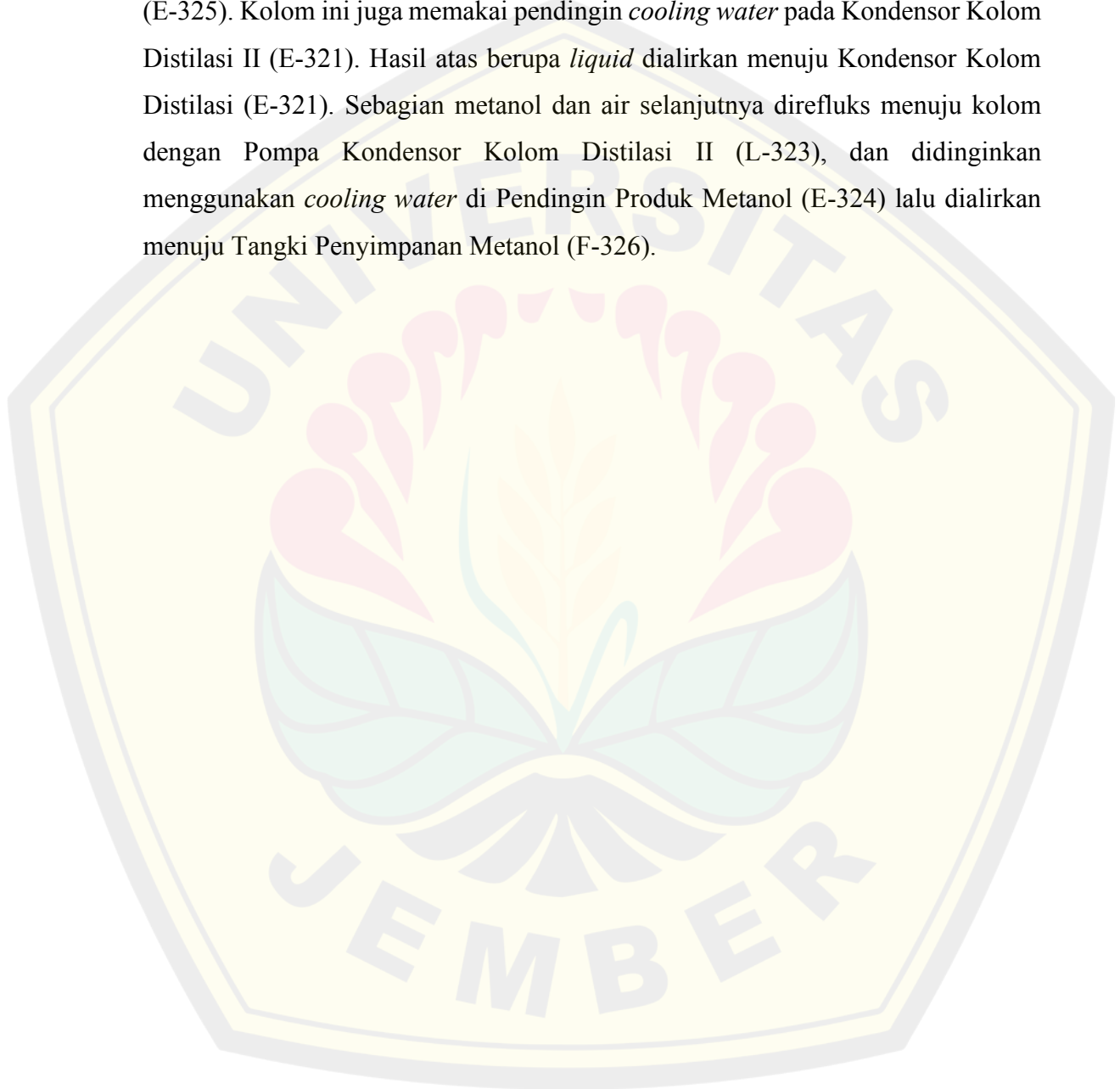
Distilasi merupakan proses pemisahan yang paling banyak digunakan pada industri kimia. Proses pemisahan ini didasarkan oleh perbedaan kemudahan menguap relatif antara komponen yang akan dipisahkan (Hartanto, 2017). *Raw methanol* yang keluar dari proses sintesis metanol dialirkan ke Kolom Distilasi I (D-310). Hal ini dilakukan karena masih terdapat kandungan syngas pada *raw methanol* yang tidak dapat dipisahkan apabila titik didihnya di bawah titik didih dari metanol meskipun pada proses sebelumnya telah dipisahkan oleh Separator II (F-215), sehingga perlu proses lanjutan yakni proses pemurnian. Produk gas-gas dengan titik didih di bawah titik didih metanol diumpan ke atas yang nantinya akan dialirkan menuju flare stack, sedangkan untuk produk bawahnya berupa air dan metanol.

Produk *raw methanol* yang keluar dari Separator II (F-215) dialirkan ke Kolom Distilasi I (D-310) dengan bantuan Pompa Kolom Distilasi (L-215). Pada kolom ini memanfaatkan panas yang berasal dari *steam* sebagai sumber panas pada Reboiler Kolom Distilasi I (E-311). Kolom ini juga memakai pendingin *cooling water* pada Kondensor Kolom Distilasi I (E-312). Hasil atas berupa *liquid* dialirkan menuju *flare stack* untuk proses pembakaran, untuk sebagian *raw methanol* yang tersisa selanjutnya direfluks menuju Kolom Distilasi I (D-310) dengan Pompa Kondensor Kolom Distilasi I (L-314). Produk bawah dari Reboiler kolom distilasi I (E-311) akan dialirkan menuju proses pemurnian selanjutnya pada Kolom Distilasi II (D-320).

Raw methanol yang keluar dari Kolom Distilasi I (D-310) akan dialirkan ke Kolom Distilasi II (D-320). Hal ini dilakukan karena masih terdapat kandungan air dan gas terlarut pada *raw methanol* yang tidak dapat dipisahkan apabila titik didihnya di bawah titik didih dari metanol meskipun pada proses sebelumnya telah dipisahkan oleh Kolom Distilasi I (D-310), sehingga perlu proses lanjutan yakni proses pemurnian ke dua. Produk metanol dan air akan menjadi kondensat, di mana kemurnian metanol yang diinginkan di sini adalah 99,8%, sedangkan untuk produk bawahnya berupa air dan metanol, dengan metanol 0,1%. Pada Kolom Distilasi II

(D-320) digunakan *total reboiler*, dengan produk bawah diambil dari bawah kolom untuk kemudian menuju ke *waste water*.

Produk *raw methanol* yang keluar dari Kolom Distilasi I (D-310) dialirkan ke Kolom Distilasi Metanol II (D-320). Pada kolom ini memanfaatkan panas yang berasal dari proses *steam* sebagai sumber panas pada Reboiler Kolom Distilasi II (E-325). Kolom ini juga memakai pendingin *cooling water* pada Kondensor Kolom Distilasi II (E-321). Hasil atas berupa *liquid* dialirkan menuju Kondensor Kolom Distilasi (E-321). Sebagian metanol dan air selanjutnya direfluks menuju kolom dengan Pompa Kondensor Kolom Distilasi II (L-323), dan didinginkan menggunakan *cooling water* di Pendingin Produk Metanol (E-324) lalu dialirkan menuju Tangki Penyimpanan Metanol (F-326).



BAB 3. SPESIFIKASI BAHAN

3.1 Spesifikasi Bahan Baku

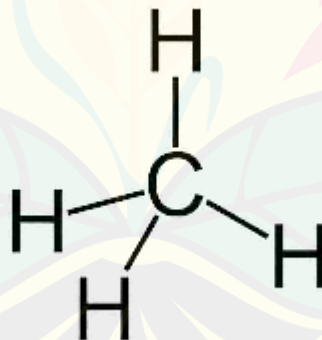
Bahan baku yang digunakan dalam proses produksi metanol dari gas alam adalah sebagai berikut:

3.1.1 Gas alam

Gas alam merupakan salah satu sumber daya alam yang dapat dimanfaatkan untuk berbagai produk, salah satunya diolah menjadi metanol. Gas alam memiliki komponen utama yaitu metana (CH_4) disamping juga ada hidrokarbon ringan lainnya yang terbentuk secara alami. Didalamnya tercampur juga beberapa senyawa non-hidrokarbon. Karakter dari Gas alam murni yaitu tidak berwarna, tidak berbau, tidak korosif, tidak beracun, dan ramah lingkungan (Fatimura & Fitriyanti, 2018). Harga gas alam sebesar US\$6 per 1 MMBTU.

3.1.1.1 Metana (CH_4)

Gambar 3. 1 menampilkan struktur molekul metana dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 1.



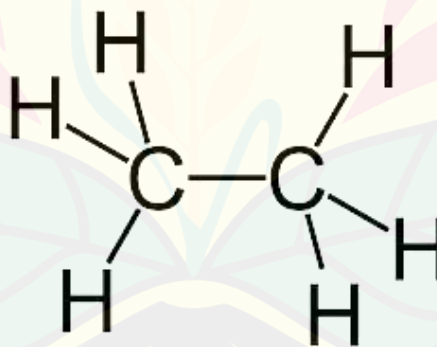
Gambar 3. 1 Struktur molekul metana (CH_4)

Tabel 3. 1 Spesifikasi metana (CH₄)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus kimia	CH ₄
Berat molekul	84,93 g/mol
Titik didih	40 °C
Titik lebur	-95 °C
Densitas	1,33 g/cm ³
Sifat	Tidak diklasifikasikan sebagai bahan mudah meledak (www.labchem.com)

3.1.1.2 Etana (C₂H₆)

Gambar 3. 2 menampilkan struktur molekul etana dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 2.



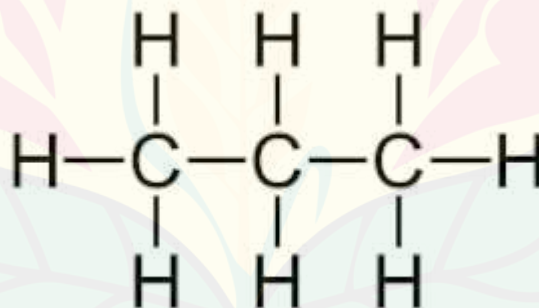
Gambar 3. 2 Struktur molekul etana (C₂H₆)

Tabel 3. 2 Spesifikasi etana (C₂H₆)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus kimia	C ₂ H ₆
Berat molekul	72,15 g/mol
Titik didih	36,1 °C
Titik lebur	260,0 °C
Densitas	0,623 g/cm ³
Sifat	Bahaya mudah meledak (www.labchem.com)

3.1.1.3 Propana (C₃H₆)

Gambar 3. 3 menampilkan struktur molekul propana dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3.3.



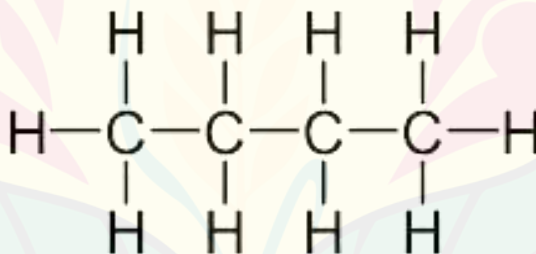
Gambar 3. 3 Struktur molekul propana (C₃H₆)

Tabel 3. 3 Spesifikasi propana (C₃H₆)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus kimia	C ₃ H ₆
Berat molekul	44,10 g/mol
Titik didih	-42,1 °C
Titik lebur	-187,6 °C
Densitas	1,55 g/cm ³
Sifat	Gas berbahaya mudah meledak (www.afrox.co)

3.1.1.4 Butana (C₄H₁₀)

Gambar 3. 4 menampilkan struktur molekul butana dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 4.

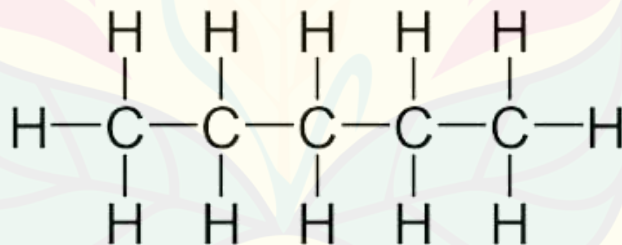
Gambar 3. 4 Struktur molekul butana (C₄H₁₀)

Tabel 3. 4 Spesifikasi butana (C₄H₁₀)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus kimia	C ₄ H ₁₀
Berat molekul	58,124 g/mol
Titik didih	- 0,5 °C
Titik lebur	430 °C
Densitas	2,11 g/cm ³
Fraksi mol	n-butana (0,00678) i-butana (0,00580)
Sifat	Gas yang sangat mudah terbakar (www.afrox.co)

3.1.1.5 Pentana (C₅H₁₂)

Gambar 3. 5 menampilkan struktur molekul pentana dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 5.



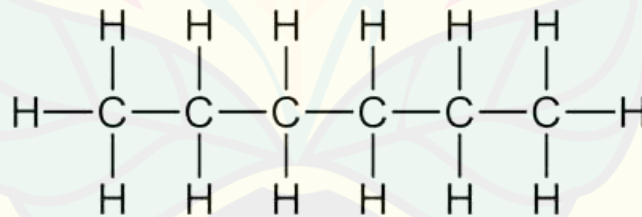
Gambar 3. 5 Struktur molekul pentana (C₅H₁₂)

Tabel 3. 5 Spesifikasi pentana (C_5H_{12})

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus kimia	C_5H_{12}
Berat molekul	72,15 g/mol
Titik didih	36,1 °C
Titik lebur	-40 °C
Densitas	0,623 g/cm ³
Fraksi mol	n-pentana (0,00174) i-pentana (0,00280)
Sifat	Mudah meledak dengan udara (www.merckmillipore.com)

3.1.1.6 Heksana (C_6H_{14})

Gambar 3. 6 menampilkan struktur molekul heksana dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 6.

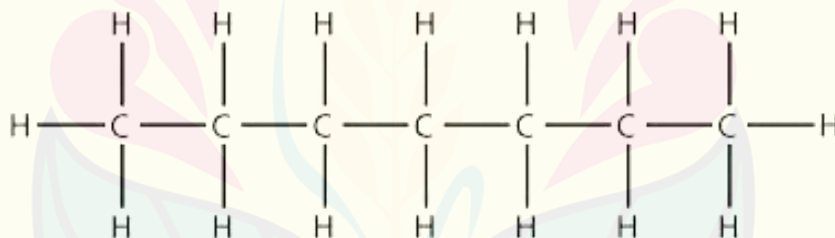
Gambar 3. 6 Struktur molekul heksana (C_6H_{14})

Tabel 3. 6 Spesifikasi heksana (C_6H_{14})

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus Kimia	C_6H_{14}
Berat Molekul	86.18 g/mol
Titik Didih	69 °C
Titik lebur	-95 °C
Densitas	0,659 g/cm ³
Sifat	Tidak mudah meledak (www.smartlab.co.id)

3.1.1.7 Heptana (C_7H_{16})

Gambar 3. 7 menampilkan struktur molekul heptana dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 7.



Gambar 3. 7 Struktur molekul heptana (C_7H_{16})

Tabel 3. 7 Spesifikasi heptana (C₇H₁₆)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus Kimia	C ₇ H ₁₆
Berat Molekul	100,21 g/mol
Titik Didih	98,2 - 98,4 °C
Titik lebur	-91,0 °C
Densitas	0,68 g/cm ³
Sifat	Berbahaya mudah menyala (www.smartlab.co.id)

3.1.1.8 Karbon dioksida (CO₂)

Gambar 3. 8 menampilkan struktur molekul karbon dioksida dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 8.



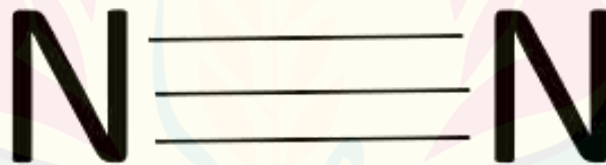
Gambar 3. 8 Struktur molekul karbon dioksida (CO₂)

Tabel 3. 8 Spesifikasi karbon dioksida (CO₂)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus Kimia	CO ₂
Berat Molekul	44 g/mol
Titik Didih	-78,5 °C
Titik lebur	-57 °C
Densitas	1,98 g/dm ³
Sifat	Tidak mudah terbakar (www.airgas.com)

3.1.1.9 Nitrogen (N₂)

Gambar 3. 9 menampilkan struktur molekul nitrogen dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 9.



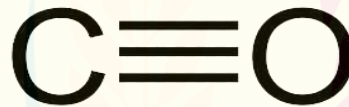
Gambar 3. 9 Struktur molekul nitrogen (N₂)

Tabel 3. 9 Spesifikasi nitrogen (N₂)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus Kimia	N ₂
Berat Molekul	28,02 g/mol
Titik Didih	-196 °C
Titik lebur	-210 °C
Densitas	1,251 g/dm ³
Sifat	Mudah menguap (www.airgas.com)

3.1.1.10 Karbon Monoksida (CO)

Gambar 3. 10 menampilkan struktur molekul karbon monoksida dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 10



Gambar 3. 10 Struktur molekul karbon monoksida (CO)

Tabel 3. 10 Spesifikasi karbon monoksida (CO)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus kimia	CO
Berat molekul	28.0101 gr/mol
Titik didih	-192 °C
Titik lebur	- 205 °C
Densitas	0,789 gr/cm ³
Sifat	Dapat meledak di udara (www.kenso.co.id)

3.1.1.11 Hidrogen (H₂)

Gambar 3. 11 menampilkan struktur molekul hidrogen dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 11



Gambar 3. 11 Struktur molekul (H₂)

Tabel 3. 11 Spesifikasi hidrogen (H₂)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus Kimia	H ₂
Berat Molekul	2.02 gr/mol
Titik Didih	-253 °C
Titik Lebur	-259,15 °C
Densitas	0,083 kg/m ³
Sifat	Mudah terbakar (www.smartlab.co.id)

3.2 Spesifikasi bahan pendukung

Terdapat beberapa bahan pendukung untuk membantu dalam proses pembuatan metanol seperti penambahan katalis untuk proses *reforming* dan sintesis metanol, serta terdapat bahan pendukung lainnya berupa oksigen.

3.2.1 Katalis NiO Pada Proses *Reforming*

Gambar 3. 12 menampilkan struktur katalis NiO dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 12. Katalis NiO digunakan untuk membantu reaksi pada proses *Primary Reforming* dan *Secondary Reforming*.



Gambar 3. 12 Katalis NiO

Tabel 3. 12 Spesifikasi katalis NiO

Spesifikasi	Keterangan
Katalis	NiO
Bentuk	Silinder with 4 hole
Warna	Hitam
Ukuran	0,0025 m
Bulk Density	2,355 kg/m ³
Porositas	0,5
Harga	US \$ 20 (www.Alibaba.com)

3.2.2 Katalis CuO/ZnO/Al₂O₃ Pada Proses Sintesis Metanol

Gambar 3. 13 menampilkan struktur katalis CuO/ZnO/Al₂O₃ dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 13. Katalis CuO/ZnO/Al₂O₃ digunakan untuk membantu reaksi pada proses sintesis metanol.



Gambar 3. 13 Katalis CuO/ZnO/ Al₂O₃

Tabel 3. 13 Spesifikasi katalis CuO/ZnO/Al₂O₃

Spesifikasi	Keterangan
Katalis	CuO/ZnO/Al₂O₃
Bentuk	Silinder
Warna	Hitam
Ukuran	0,0042 m
Bulk Density	1,000 kg/m ³
Porositas	0,45
Harga	US \$ 30 (www.Alibaba.com)

3.2.3 Oksigen (O₂) Pada Proses *Secondary Reformer*

Gambar 3. 14 menampilkan struktur molekul oksigen dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 14.



Gambar 3. 14 Struktur molekul oksigen (O₂)

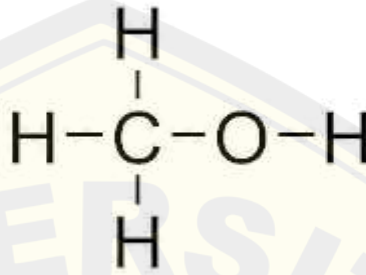
Tabel 3. 14 Spesifikasi oksigen (O₂)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Gas
Rumus Kimia	O ₂
Berat Molekul	32,00
Titik Didih	-218,78 °C
Titik Lebur	-182,96 °C
Densitas	1,33 kg/m ³
Sifat	Mudah terbakar
Harga	6,74 \$/l (www.smartlab.co.id)

3.3 Spesifikasi Produk

3.3.1 Metanol (CH₃OH)

Gambar 3. 15 menampilkan struktur molekul metanol dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 15.



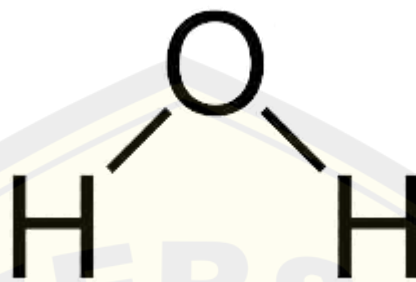
Gambar 3. 15 Struktur molekul metanol (CH₃OH)

Tabel 3. 15 Spesifikasi metanol (CH₃OH)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Cair
Rumus kimia	CH ₃ OH
Berat molekul	32,04 g/mol
Titik didih	64,5 °C
Titik lebur	-98 °C
Densitas	0,792 g/cm ³
Sifat	Tidak diklasifikasikan sebagai mudah meledak
Harga	US\$ 1.87 (www.smartlab.com)

3.3.2 Air (H₂O)

Gambar 3. 16 menampilkan struktur molekul air dan spesifikasinya dapat dilihat pada Tabel 3. 16.



Gambar 3. 16 Struktur molekul air (H₂O)

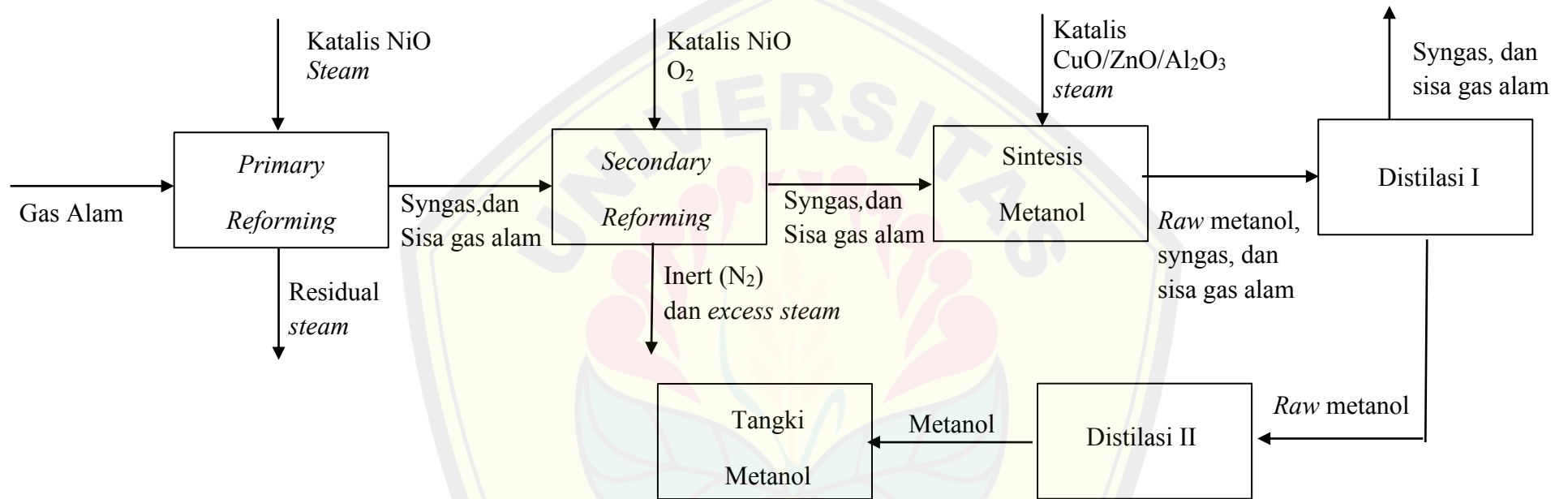
Tabel 3. 16 Spesifikasi air (H₂O)

Spesifikasi	Keterangan
Wujud	Cair
Rumus kimia	H ₂ O
Berat molekul	18,02 g/mol
Titik didih	100 °C
Titik lebur	0 °C
Densitas	1,00 g/cm ³
Sifat	Larutan tidak Berbahaya (www.smartlab.com)

BAB 4. DIAGRAM ALIR

4.1 *Block Flow Diagram (BFD) Pabrik Metanol*

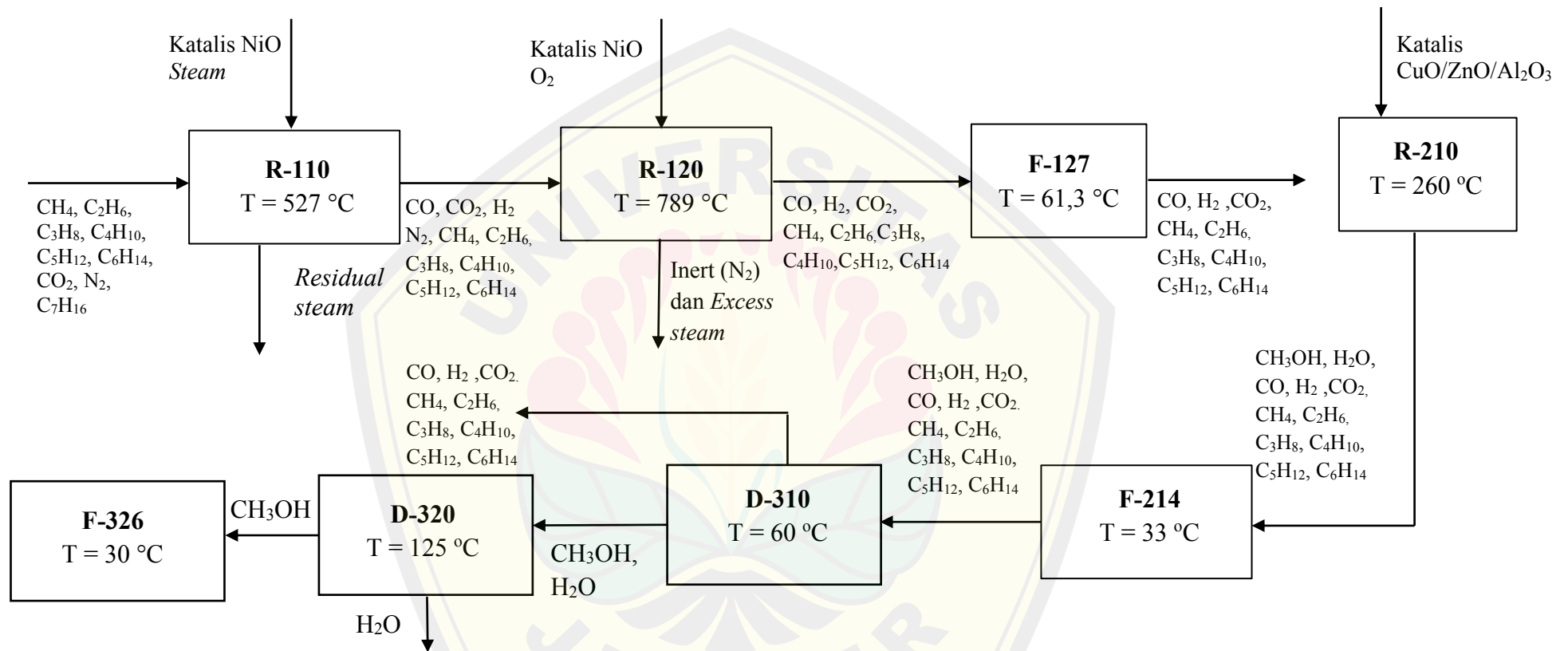
Pertimbangan penggunaan metode produksi metanol dapat dilihat dari segi teknologi yang tersedia, bahan baku yang akan digunakan dalam proses pembuatan metanol, biaya operasi, dan juga dampak lingkungan yang ditimbulkan. Berdasarkan kondisi yang ada, maka Pra-Perancangan Pabrik Metanol ini akan menggunakan gas alam sebagai bahan bakunya dengan metode Lurgi. Terdapat tiga proses utama dalam produksi metanol dari gas alam, yaitu *synthesis gas preparation (Reforming)*, sintesis metanol, dan *metanol purification* (distilasi). *Block flow diagram (BFD)* dari keseluruhan proses pabrik metanol dengan bahan baku gas alam dapat dilihat pada Gambar 4.1.

Gambar 4. 1 *Block flow diagram* (BFD) pabrik metanol dari gas alam

4.1.1 Diagram Alir Kualitatif

Diagram alir kualitatif dari proses pengolahan gas alam hingga menjadi produk metanol dapat dilihat pada Gambar 4.2.





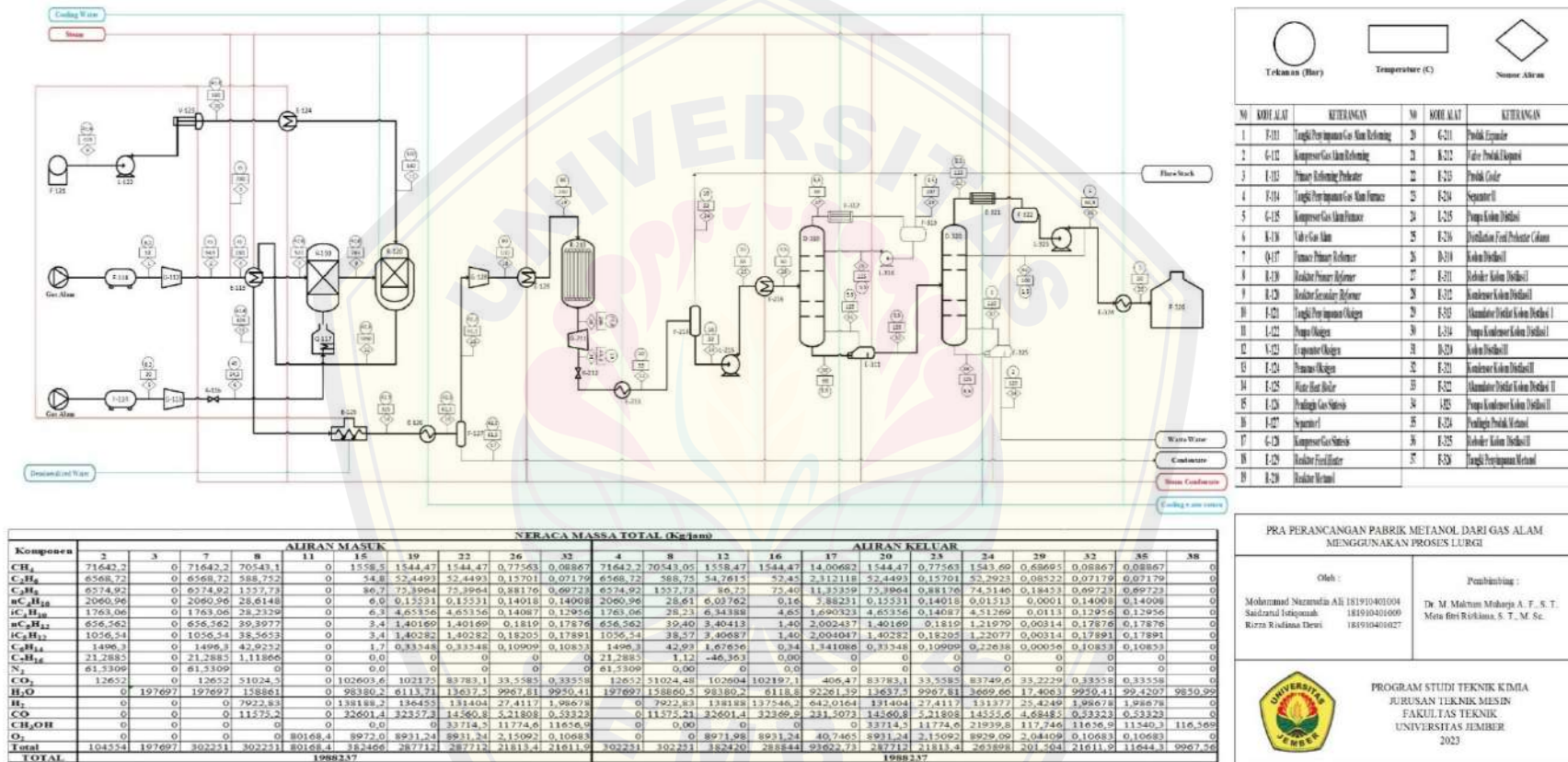
Gambar 4. 2 Diagram alir kualitatif proses pengolahan gas alam menjadi produk metanol

4.2 Process Flow Diagram (PFD) Pabrik Metanol

Process flow diagram (PFD) untuk proses pengolahan gas alam hingga menjadi metanol dapat dilihat pada Gambar 4.3.



PROCESS FLOW DIAGRAM PRA PERANCANGAN PABRIK METANOL DARI GAS ALAM MENGGUNAKAN PROSES LURGI



Gambar 4. 3 Process flow diagram (PFD) pabrik metanol dari gas alam

BAB 5. NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan untuk unit utilitas, dan kebutuhan lain yang terkait dalam perhitungan. Perhitungan neraca massa menggunakan neraca massa komponen dan neraca massa *overall*. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran *steady state*.

Perhitungan neraca massa Pra Perancangan Pabrik Metanol dari Gas Alam didasarkan pada data berikut :

Kapasitas Produksi : 91.400 ton/tahun

: 11.540,4 kg/jam

Kondisi Operasi :

1 tahun : 330 hari

1 hari : 24 jam

Basis Perhitungan : 1 Jam operasi

Feed gas alam : 5.320 kgmol

: 104.554 kg gas alam

Komposisi *feed* gas alam :

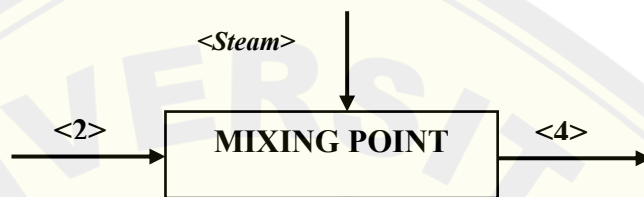
Tabel 5. 1 Komposisi *feed* gas alam

Komponen	Komposisi (%)	BM (kg/kmol)	Mol (kgmol)	Massa (kg)
N ₂	0,042	28,01	2,20	61,53
CO ₂	5,497	44,01	287,48	12.651,97
CH ₄	85,386	16,04	4.465,66	71.642,19
C ₂ H ₆	4,177	30,07	218,45	6.568,72
C ₃ H ₈	2,851	44,10	149,10	6.574,92
n-C ₄ H ₁₀	0,678	58,12	35,46	2.060,96
i-C ₄ H ₁₀	0,580	58,12	30,33	1.763,06
n-C ₅ H ₁₂	0,174	72,15	9,10	656,56

i-C ₅ H ₁₂	0,280	72,15	14,64	1.056,54
C ₆ H ₁₄	0,332	86,18	17,36	1.496,30
C ₇ H ₁₆	0,004	100,21	0,21	21,29
H ₂ O	0,0000	18,02	0	0,00
TOTAL	100		5.230	104.554

(Sumber : Natural Gas Composition Data in Indonesia)

5.1 Mixing Point



Tabel 5. 2 Neraca massa *mixing point*

INPUT		OUTPUT	
ALIRAN 2		ALIRAN 4	
Komponen	Massa (Kg)	Komponen	Massa (kg)
CH ₄	71.642	CH ₄	71.642,19
C ₂ H ₆	6.569	C ₂ H ₆	6.568,72
C ₃ H ₈	6.575	C ₃ H ₈	6.574,92
nC ₄ H ₁₀	2.061	nC ₄ H ₁₀	2.060,96
iC ₄ H ₁₀	1.763	iC ₄ H ₁₀	1.763,06
nC ₅ H ₁₂	656,6	nC ₅ H ₁₂	656,56
iC ₅ H ₁₂	1.057	iC ₅ H ₁₂	1.056,54
C ₆ H ₁₄	1.496	C ₆ H ₁₄	1.496,30
N ₂	61,53	N ₂	61,53
CO ₂	12.652	CO ₂	12.651,97
H ₂ O	0	H ₂ O	197.697,4
H ₂	0	H ₂	0
CO	0	CO	0
CH ₃ OH	0	CH ₃ OH	0
C ₇ H ₁₆	21,29	C ₇ H ₁₆	21,29

ALIRAN Steam (3)		
Komponen	Massa (Kg)	
H ₂ O (<i>Steam</i>)	197.697	
TOTAL	302.251,45	302.251,45

5.2 Primary Reformer

Proses *Primary Reformer* memiliki fungsi untuk memecahkan gas alam dan menguraikan CO dengan menggunakan katalis nikel dan temperatur operasi 550-900 °C dengan bantuan *Furnace Primary Reformer*.

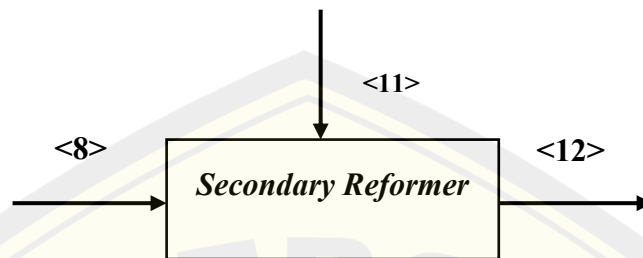


Tabel 5. 3 Neraca massa *primary reformer*

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 7			ALIRAN 8		
Komponen	Mol	Massa	Komponen	Mol	Massa
CH ₄	4.465,7	71.642,19	CH ₄	4.39715	70.543,05
C ₂ H ₆	218,4	6.568,72	C ₂ H ₆	19,58	588,75
C ₃ H ₈	149,1	6.574,92	C ₃ H ₈	35,33	1.557,73
n-C ₄ H ₁₀	35,5	2.060,96	n-C ₄ H ₁₀	0,49	28,61
i-C ₄ H ₁₀	30,3	1.763,06	i-C ₄ H ₁₀	0,49	28,23
n-C ₅ H ₁₂	9,1	656,56	n-C ₅ H ₁₂	0,55	39,40
i-C ₅ H ₁₂	14,6	1.056,54	i-C ₅ H ₁₂	0,53	38,57
C ₆ H ₁₄	17,4	1.496,30	C ₆ H ₁₄	0,50	42,93
C ₇ H ₁₆	0,2	21,29	C ₇ H ₁₆	0,00	0,00
N ₂	2,2	61,53	N ₂	0,00	0,00
CO ₂	287,5	12.651,97	CO ₂	1.159,39	51.024,48
H ₂ O	10.974,0	197.697,42	H ₂ O	8.818,19	158.860,54
H ₂	0,0	0,00	H ₂	3.929,97	7.922,83
CO	0,0	0,00	CO	413,24	11.575,21
CH ₃ OH	0,0	0,00	CH ₃ OH	0,00	0,00
TOTAL	16.204,0	302.251,45	TOTAL	18.775,47	302.251,45

5.3 Secondary Reformer

Secondary Reformer bertujuan untuk mengkonversi sisa metana dan gas alam dari *Primary Reformer* menggunakan katalis nikel berkadar tinggi dengan suhu operasi sebesar 950-1050 °C.



Tabel 5. 4 Neraca massa *secondary reformer*

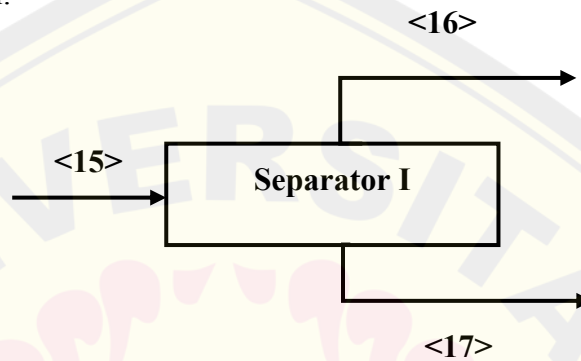
INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 8			ALIRAN 12		
Komponen	kgmol	kg	Komponen	kgmol	kg
CH ₄	4.397,15	70.543,05	CH ₄	97,14	1.558,47
C ₂ H ₆	19,58	588,75	C ₂ H ₆	1,82	54,76
C ₃ H ₈	35,33	1.557,73	C ₃ H ₈	1,97	86,75
n-C ₄ H ₁₀	0,49	28,61	n-C ₄ H ₁₀	0,10	6,04
i-C ₄ H ₁₀	0,49	28,23	i-C ₄ H ₁₀	0,11	6,34
n-C ₅ H ₁₂	0,55	39,40	n-C ₅ H ₁₂	0,05	3,40
i-C ₅ H ₁₂	0,53	38,57	i-C ₅ H ₁₂	0,05	3,41
C ₆ H ₁₄	0,50	42,93	C ₆ H ₁₄	0,02	1,68
C ₇ H ₁₆	0,00	0,00	C ₇ H ₁₆	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	N ₂	0,00	0,00
CO ₂	1.159,39	51.024,48	CO ₂	2.331,38	102.603,55
H ₂ O	8.818,19	158.860,54	H ₂ O	5.460,99	98.380,23
H ₂	3.929,97	7.922,83	H ₂	68.545,73	138.188,19
CO	413,24	11.575,21	CO	1.163,88	32.601,42
CH ₃ OH	0,00	0,00	CH ₃ OH	0,00	0,00
Total	18.775,47	302.251,45	O₂	280,37	8.971,98

INPUT

ALIRAN 11					
O ₂	2.505,26	80.168,41			
Total	2.505,26	80.168,41			
TOTAL	21.280,73	382.419,87	TOTAL	77.883,15	382.419,87

5.4 Separator I

Separator I berfungsi untuk memisahkan kondensat agar reaksi pada reaktor tidak bergeser ke kiri.



Tabel 5. 5 Neraca massa separator I

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 15			ALIRAN TOP 16		
Komponen	Fr Massa	Massa (kg)	Komponen	Fr Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,004	1.558,47	CH ₄	0,005	1.544,47
C ₂ H ₆	0,000	54,76	C ₂ H ₆	0,000	52,45
C ₃ H ₈	0,000	86,75	C ₃ H ₈	0,000	75,40
nC ₄ H ₁₀	0,000	6,04	nC ₄ H ₁₀	0,000	0,16
iC ₄ H ₁₀	0,000	6,34	iC ₄ H ₁₀	0,000	4,65
nC ₅ H ₁₂	0,000	3,40	nC ₅ H ₁₂	0,000	1,40
iC ₅ H ₁₂	0,000	3,41	iC ₅ H ₁₂	0,000	1,40
C ₆ H ₁₄	0,000	1,68	C ₆ H ₁₄	0,000	0,34
N ₂	0,000	0,00	N ₂	0,000	0,00
CO ₂	0,268	102.603,55	CO ₂	0,354	102.197,08
H ₂ O	0,257	98.380,23	H ₂ O	0,021	6.118,84
H ₂	0,361	138.188,19	H ₂	0,476	137.546,17
CO	0,085	32.601,42	CO	0,112	32.369,91
O ₂	0,023	8.971,98	O ₂	0,031	8.931,24
CH ₃ OH	0,000	0,00	CH ₃ OH	0,000	0,00

Total	1,00	382.466,23	Total	1,00	288.843,51
OUTPUT					
ALIRAN <i>BOTTOM</i> 17					
Komponen	Fr Massa	Massa (kg)			
CH ₄	0,000	14,01			
C ₂ H ₆	0,000	2,31			
C ₃ H ₈	0,000	11,35			
nC ₄ H ₁₀	0,000	5,88			
iC ₄ H ₁₀	0,000	1,69			
nC ₅ H ₁₂	0,000	2,00			
iC ₅ H ₁₂	0,000	2,00			
C ₆ H ₁₄	0,000	1,34			
N ₂	0,000	0,00			
CO ₂	0,004	406,47			
H ₂ O	0,985	92.261,39			
H ₂	0,007	642,02			
CO	0,002	231,51			
O ₂	0,000	40,75			
CH ₃ OH	0,000	0,00			
C ₇ H ₁₆	0,000	0,00			
Total	1,00	93.622,73			
		382.46623	TOTAL	382.466,23	

5.5 Reaktor Metanol

Reaktor metanol berfungsi untuk tempat mereaksikan syngas hingga menjadi metanol dengan berbantuan katalis berbasis tembaga.

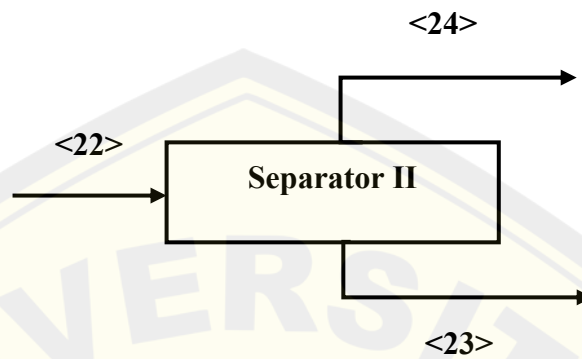


Tabel 5. 6 Neraca massa reaktor metanol

Komponen	INPUT			OUTPUT		
	Fr Mol	Mol	Massa	Fr Mol	Mol	Massa
CH ₄	0,001	96,27	1.544,47	0,001	96,27	1.544,47
C ₂ H ₆	0,000	1,74	52,45	0,000	1,74	52,45
C ₃ H ₈	0,000	1,71	75,40	0,000	1,71	75,40
nC ₄ H ₁₀	0,000	0,00	0,16	0,000	0,00	0,16
iC ₄ H ₁₀	0,000	0,08	4,65	0,000	0,08	4,65
nC ₅ H ₁₂	0,000	0,02	1,40	0,000	0,02	1,40
iC ₅ H ₁₂	0,000	0,02	1,40	0,000	0,02	1,40
C ₆ H ₁₄	0,000	0,00	0,34	0,000	0,00	0,34
N ₂	0,000	0,00	0,00	0,000	0,00	0,00
CO ₂	0,032	23.22,15	102.174,56	0,027	1.904,16	83.783,14
H ₂ O	0,005	339,65	6.113,71	0,011	757,64	13.637,48
H ₂	0,942	68.227,27	136.454,53	0,934	65.702,12	131.404,25
CO	0,016	1.155,62	32.357,32	0,007	520,03	14.560,79
O ₂	0,004	279,10	8,931,24	0,004	279,10	8.931,24
CH ₃ OH	0,000	0,00	0,00	0,015	1.053,58	33.714,46
TOTAL	1,000	72.423,64	287.711,62	1,000	70.316	287.711,62

5.6 Separator II

Fungsi Separator II ini untuk memisahkan gas-gas terlarut yang terkandung dalam metanol dan air, di mana kelarutan gas dalam *liquid* akan turun apabila tekanan diturunkan



Tabel 5. 7 Neraca massa separator II

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 22			ALIRAN TOP 24		
Komponen	Fr Massa	Massa	Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	0,005	1.544,465	CH ₄	0,006	1.543,69
C ₂ H ₆	0,000	52,449	C ₂ H ₆	0,000	52,29
C ₃ H ₈	0,000	75,396	C ₃ H ₈	0,000	74,51
nC ₄ H ₁₀	0,000	0,155	nC ₄ H ₁₀	0,000	0,02
iC ₄ H ₁₀	0,000	4,654	iC ₄ H ₁₀	0,000	4,51
nC ₅ H ₁₂	0,000	1,402	nC ₅ H ₁₂	0,000	1,22
iC ₅ H ₁₂	0,000	1.403	iC ₅ H ₁₂	0,000	1,22
C ₆ H ₁₄	0,000	0.335	C ₆ H ₁₄	0,000	0,23
N ₂	0,000	0.000	N ₂	0,000	0,00
CO ₂	0,291	83.783,136	CO ₂	0,315	83.749,58
H ₂ O	0,047	13.637,477	H ₂ O	0,014	3.669,66
H ₂	0,457	131.404,249	H ₂	0,494	131.376,84
CO	0,051	14.560,792	CO	0,055	14.555,57
O ₂	0,031	8.931,238	O ₂	0,034	8.929,09
CH ₃ OH	0,117	33.714,463	CH ₃ OH	0,083	21.939,82
Total	1,00	287.711,616	Total	1,00	265.898,25

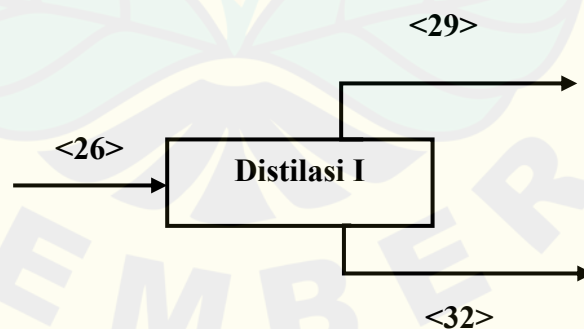
OUTPUT

ALIRAN BOTTOM 23

	Komponen	Fr Massa	Massa
	CH ₄	4E-05	0,78
	C ₂ H ₆	7E-06	0,16
	C ₃ H ₈	4E-05	0,88
	nC ₄ H ₁₀	6E-06	0,14
	iC ₄ H ₁₀	6E-06	0,14
	nC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18
	iC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18
	C ₆ H ₁₄	5E-06	0,11
	N ₂	0E+00	0,00
	CO ₂	2E-03	33,56
	H ₂ O	5E-01	9.967,81
	H ₂	1E-03	27,41
	CO	2E-04	5,22
	O ₂	1E-04	2,15
	CH ₃ OH	5E-01	11.774,65
	Total	1,00	21.813,37
287.711,62	TOTAL		287.711,62

5.7 Distilasi I

Fungsi Distilasi I ini untuk memurnikan *raw* metanol dari syngas yang masih tersisa.



Tabel 5. 8 Neraca massa distilasi I

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 26			ALIRAN 29		
Komponen	Fr Massa	Massa	Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	4E-05	0,78	CH ₄	0,003	0,69
C ₂ H ₆	7E-06	0,16	C ₂ H ₆	0,000	0,09
C ₃ H ₈	4E-05	0,88	C ₃ H ₈	0,001	0,18
nC ₄ H ₁₀	6E-06	0,14	nC ₄ H ₁₀	0,000	0,00
iC ₄ H ₁₀	6E-06	0,14	iC ₄ H ₁₀	0,000	0,01
nC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18	nC ₅ H ₁₂	0,000	0,00
iC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18	iC ₅ H ₁₂	0,000	0,00
C ₆ H ₁₄	5E-06	0,11	C ₆ H ₁₄	0,000	0,00
N ₂	0E+00	0,00	N ₂	0,000	0,00
CO ₂	2E-03	33,56	CO ₂	0,165	33,22
H ₂ O	5E-01	9.967,81	H ₂ O	0,086	17,41
H ₂	1E-03	27,41	H ₂	0,126	25,42
CO	2E-04	5,22	CO	0,023	4,68
O ₂	1E-04	2,15	O ₂	0,010	2,04
CH ₃ OH	5E-01	11.774,65	CH ₃ OH	0,584	117,75
Total	1,00	21.813,37	Total	1,00	201,50

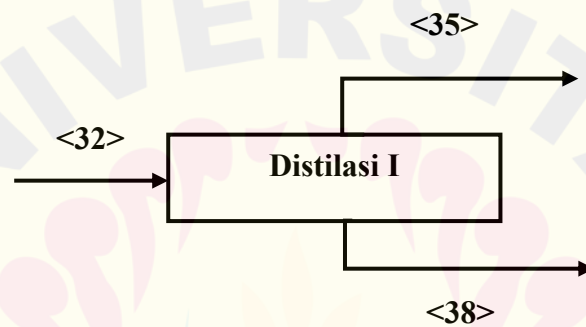
ALIRAN 32

Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	4E-06	0,09
C ₂ H ₆	3E-06	0,07
C ₃ H ₈	3E-05	0,70
nC ₄ H ₁₀	6E-06	0,14
iC ₄ H ₁₀	6E-06	0,13
nC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18
iC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18
C ₆ H ₁₄	5E-06	0,11
N ₂	0E+00	0,00
CO ₂	2E-05	0,34
H ₂ O	5E-01	9.950,41
H ₂	9E-05	1,99
CO	2E-05	0,53

	O ₂	5E-06	0,11
	CH ₃ OH	5E-01	11.656,90
	Total	1.00	21,611,86
21.813,37	TOTAL	21.813,37	

5.8 Distilasi II

Fungsi Distilasi II ini untuk memisahkan metanol dan air, Hal ini dilakukan karena masih terdapat kandungan air dan gas terlarut pada *raw methanol* yang tidak dapat dipisahkan apabila titik didihnya di bawah titik didih dari metanol meskipun pada proses sebelumnya telah dipisahkan.



Tabel 5. 9 Neraca massa distilasi II

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 32			ALIRAN 35		
Komponen	Fr Massa	Massa	Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	4.1E-06	0,09	CH ₄	0,00	0,00
C ₂ H ₆	3.3E-06	0,07	C ₂ H ₆	0,00	0,00
C ₃ H ₈	3.2E-05	0,70	C ₃ H ₈	0,00	0,00
nC ₄ H ₁₀	6.5E-06	0,14	nC ₄ H ₁₀	0,00	0,00
iC ₄ H ₁₀	6.0E-06	0,13	iC ₄ H ₁₀	0,00	0,00
nC ₅ H ₁₂	8.3E-06	0,18	nC ₅ H ₁₂	0,00	0,00
iC ₅ H ₁₂	8.3E-06	0,18	iC ₅ H ₁₂	0,00	0,00
C ₆ H ₁₄	5.0E-06	0,11	C ₆ H ₁₄	0,00	0,00
N ₂	0.0E+00	0,00	N ₂	0,00	0,00
CO ₂	1.6E-05	0,34	CO ₂	0,00	0,00
H ₂ O	4.6E-01	9.950,41	H ₂ O	9E-03	99,42
H ₂	9.2E-05	1,99	H ₂	0,00	0,00

CO	2.5E-05	0,53	CO	0,00	0,00
O ₂	4.9E-06	0,11	O ₂	0,00	0,00
CH ₃ OH	5.4E-01	11.656,90	CH ₃ OH	1E+00	11.540
Total	1	21.611,86	Total	1,00	11.644,3
					1

ALIRAN 38

Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	0	0,000
C ₂ H ₆	0	0,000
C ₃ H ₈	0	0,000
nC ₄ H ₁₀	0	0,000
iC ₄ H ₁₀	0	0,000
nC ₅ H ₁₂	0	0,000
iC ₅ H ₁₂	0	0,000
C ₆ H ₁₄	0	0,000
N ₂	0	0,000
CO ₂	0	0,000
H ₂ O	0,99	9.850,99
H ₂	0	0,000
CO	0	0,000
O ₂	0	0,000
CH ₃ OH	0,01	116,57
Total	1,00	9.967,56
21.611,86	TOTAL	21.611,86

BAB 6. NERACA PANAS

Perhitungan neraca massa Pra Perancangan Pabrik Metanol dari Gas Alam didasarkan pada data berikut :

Kapasitas Produksi : 91.400 ton/tahun
 : 11.540,4 kg/jam

Kondisi Operasi

1 tahun : 330 hari

1 hari : 24 jam

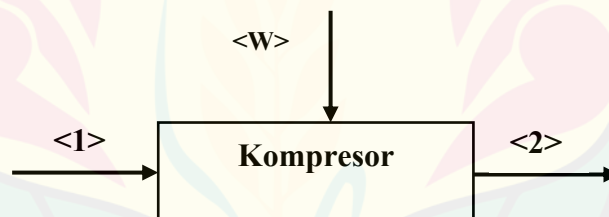
Basis Perhitungan : 1 Jam operasi

Reference : Unsur

$T_o = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$

$P_o = 1 \text{ atm}$

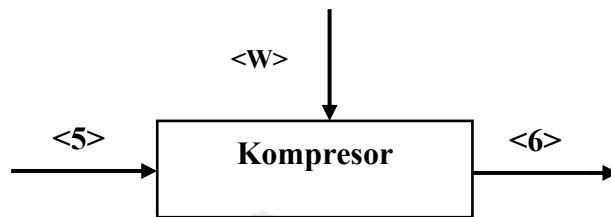
6.1 Kompresor Gas Alam *Reforming* (G-112)



Tabel 6. 1 Neraca energi kompresor gas alam *reforming*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <1>		aliran <2>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	6.787.298,22	Total	3.052.272,809
$W_{\text{kompresor}}$			
Total	-3.735.026,412		
TOTAL	3.052.271,809	TOTAL	3.052.271,809

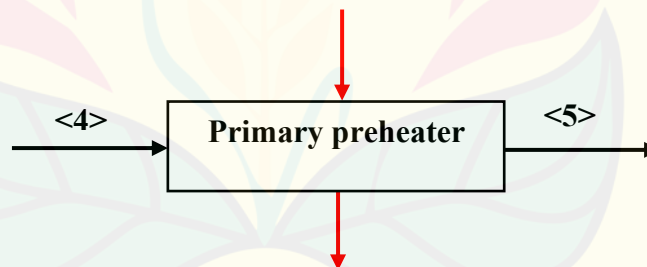
6.2 Kompresor Gas Alam *Furnace* (G-115)



Tabel 6. 2 Neraca panas kompresor gas alam *furnace*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <5>		aliran <6>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	6.787.298,222	Total	3.052.272,809
W_{kompresor}			
Total	-3.735.026,412		
TOTAL	3.052.271,809	TOTAL	3.052.271,809

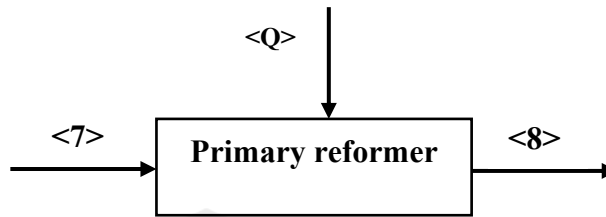
6.3 *Primary Reforming Preheater* (E-113)



Tabel 6. 3 Neraca panas *primary reforming preheater*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <4>		aliran <5>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	3.052.271,809	Total	145.712.381,2
Aliran <i>steam</i>			
Q_h	142.660.109,4		
Total	142.660.109,4		
TOTAL	145.712.381,2	TOTAL	145.712.381,2

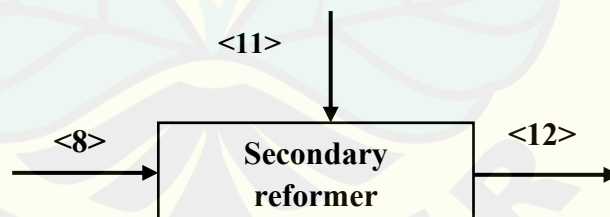
6.4 Reaktor *Primary Reformer* (R-110)



Tabel 6. 4 Neraca panas reaktor *primary reformer*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <5>		aliran <6>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	334044047.3	Total	651042214.7
Panas Reaksi			
Panas reaksi	266744996		
Total	266744996		
Panas Steam			
Q	50253171.42		
Total	50253171.42		
TOTAL	651042214.7	TOTAL	651042214.7

6.5 Reaktor *Secondary Reformer* (R-120)

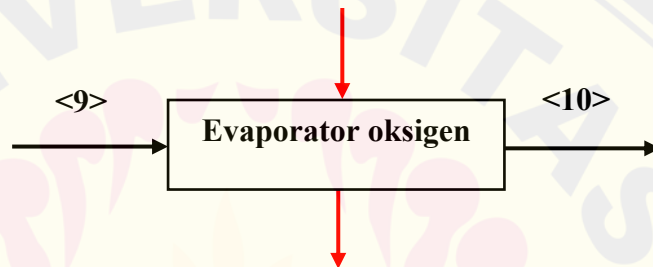


Tabel 6. 5 Neraca panas reaktor *secondary reformer*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <6>		aliran <10>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	651042214.7	Total	2508716469
Aliran <9>			

O₂	11443016.84		
Total	11443016.84		
Panas Reaksi			
Panas reaksi	1761113473		
total	1761113473		
Panas Steam			
Q	85117765.09		
Total	85117765.09		
TOTAL	250876469	TOTAL	250876469

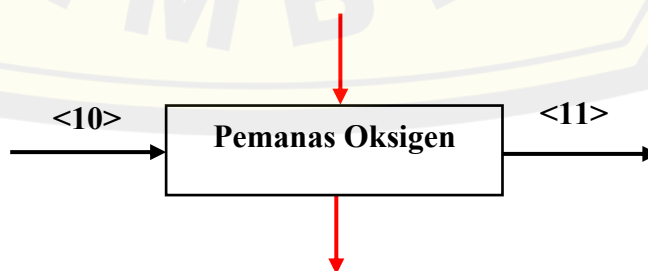
6.6 Evaporator Oksigen (V-123)



Tabel 6. 6 Neraca panas evaporator oksigen

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
aliran <9>		aliran <10>	
Total	29.411.886,78	Total	7.530.571,533
aliran steam		aliran steam	
Steam	1,54891E-06	Steam Return	21.881.315,25
Total	1,54891E-06	Total	21.881.315,25
TOTAL	29.411.886,78	TOTAL	29.411.886,78

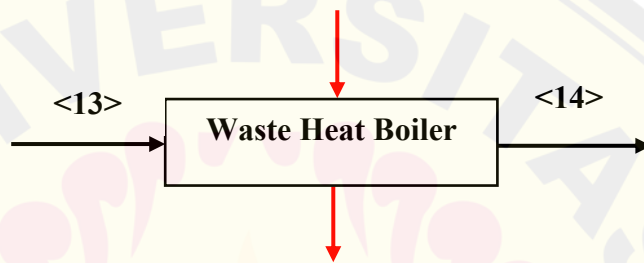
6.7 Pemanas Oksigen (E-124)



Tabel 6. 7 Neraca panas pemanas oksigen

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
aliran <10>		aliran <11>	
Total	7.530.571,53	Total	11.525.700,93
aliran <i>steam</i>		aliran <i>steam</i>	
Total	10.727.736,78	Total	6.732.607,39
TOTAL	18.258.308,32	TOTAL	18.258.308,32

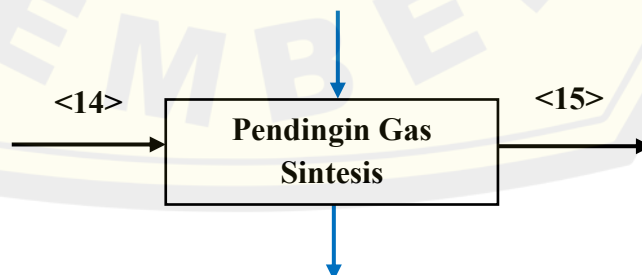
6.8 Waste Heat Boiler (E-125)



Tabel 6. 8 Neraca panas waste heat boiler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
aliran <13>		aliran <14>	
Total	1.930.932.676,81	Total	692.671.470,32
Aliran DW		Steam DW	
DW	376,57	Steam Return	1.238.261.583,06
Total	376,57	Total	1.238.261.583,06
TOTAL	1.930.933.053,38	TOTAL	1.930.933.053,38

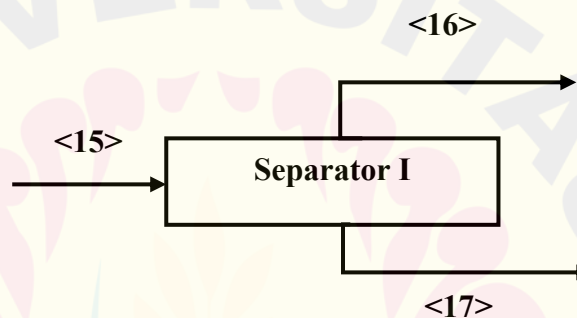
6.9 Pendingin Gas Sintesis (E-126)



Tabel 6. 9 Neraca panas pendingin gas sintesis

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
aliran <14>		aliran <15>	
Total	692.671.470,32	Total	36.469.870,24
		aliran <i>cooling water</i>	
		Qc	656.201.600,08
		Total	656.201.600,08
TOTAL	692.671.470,32	TOTAL	692.671.470,32

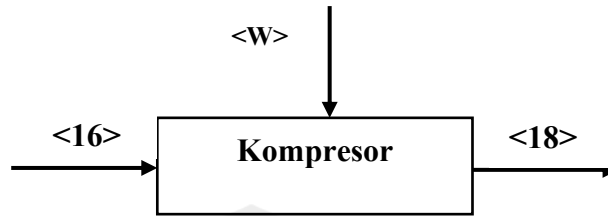
6.10 Separator I (F-127)



Tabel 6. 10 Neraca panas separator I

Aliran Masuk		Aliran Keluar Top	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
aliran <15>		aliran <16>	
Total	36.469.870,24	Total	73.579.258,14
Aliran Masuk		Aliran Keluar Bottom	
Q	1.748.884,01	aliran <17>	
		Total	-35.360.503,89
TOTAL	38.218.754,25	TOTAL	38.218.754,25

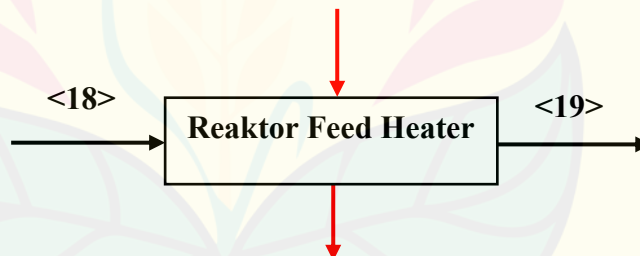
6.11 Kompresor Gas Sintesis (G-128)



Tabel 6. 11 Neraca panas kompresor gas sintesis

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <16>		aliran <18>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	73.579.258,14	Total	104.237.301
W_{kompresor}			
Panas Reaksi	30.658.042,87		
Total	30.658.042,87		
TOTAL	104.237.301	TOTAL	104.237.301

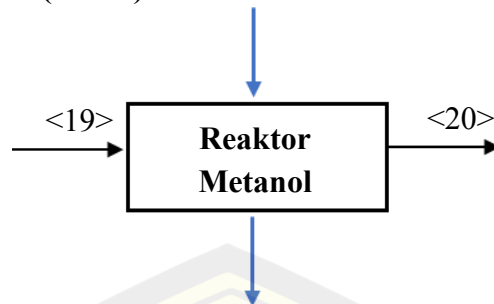
6.12 Reaktor *Feed Heater* (E-219)



Tabel 6. 12 Neraca panas reaktor *feed heater*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
aliran <18>		aliran <19>	
Total	104.237.301,01	Total	502.275.667,63
<i>Aliran steam</i>			
<i>Steam in</i>	1.068.814.149	<i>Steam Return</i>	670.775.782,78
Total	1.068.814.149	Total	670.775.782,78
TOTAL	1.173.051.450,41	TOTAL	1.173.051.450,41

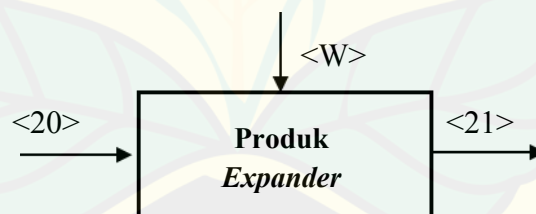
6.13 Reaktor Metanol (R-210)



Tabel 6. 13 Neraca panas reaktor metanol

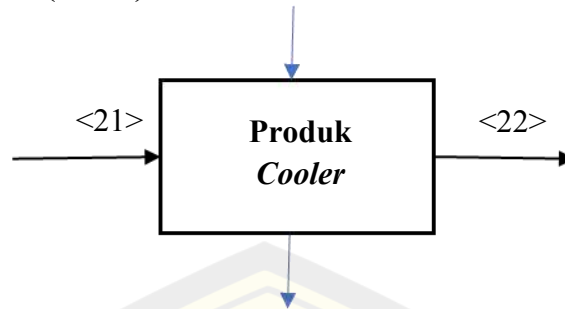
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <19>		aliran <20>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	502.275.667,6	Total	530.205.037,4
Panas Reaksi			
Total	-495.214.420,6		
Q			
Total	523.143.790,3		
TOTAL	530.205.037,4	TOTAL	530.205.037,4

6.14 Produk Expander (G-211)

Tabel 6. 14 Neraca panas produk *expander*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <20>		aliran <21>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	530.205.037,4	Total	36.369.949,79
$W_{\text{kompresor}}$			
Total	-493.835.087,6		
TOTAL	36.369.949,79	TOTAL	36.369.949,79

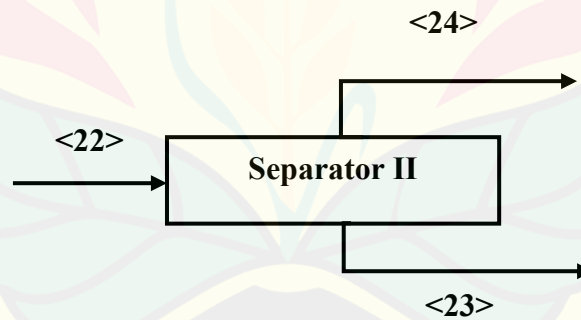
6.15 Produk Cooler (E-213)



Tabel 6. 15 Neraca panas produk cooler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <21>		aliran <22>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	36.369.949,79	Total	10.312.544,84
		Qc	
		Total	26.057.404,95
TOTAL	36.369.949,79	TOTAL	36.369.949,79

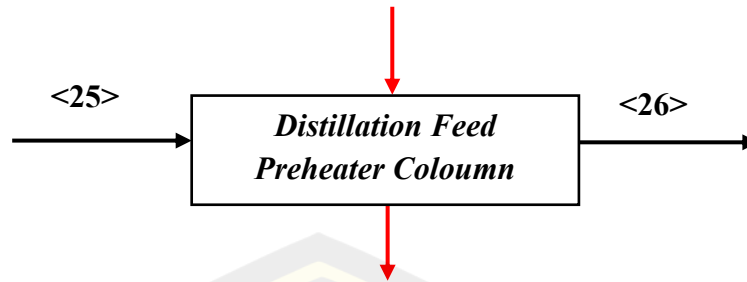
6.16 Separator II (F-214)



Tabel 6. 16 Neraca panas separator II

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <22>		aliran <24>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	10.312.544,84	Total	12.766.789,17
		Q	
		aliran <23>	
Total	-138,77	Total	-2.454.383,109
TOTAL	10.312.406,06	TOTAL	10.312.406,06

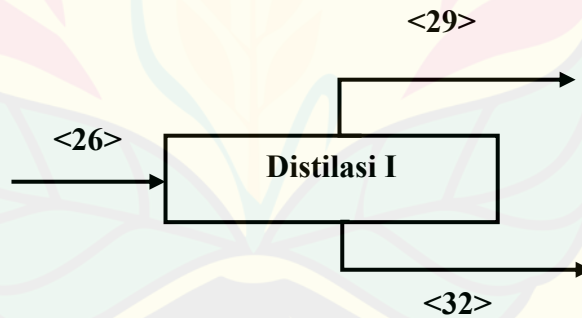
6.17 Distillation Feed Preheater Coloumn (E-216)



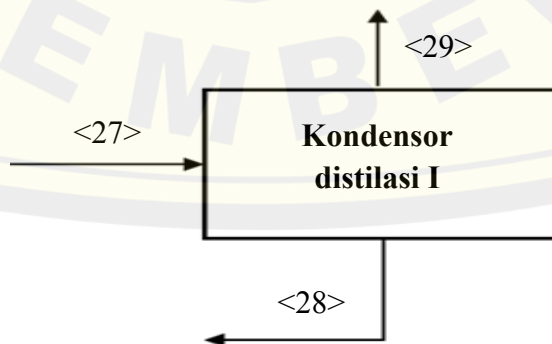
Tabel 6. 17 Neraca panas *distillation feed preheater coloumn*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <25>		aliran <26>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	-2.454.383,109	Total	-796.547,0167
Qh			
Total	1.657.836,092		
TOTAL	-796.547,0167	TOTAL	-796.547,0167

6.18 Distilasi I (D-310)



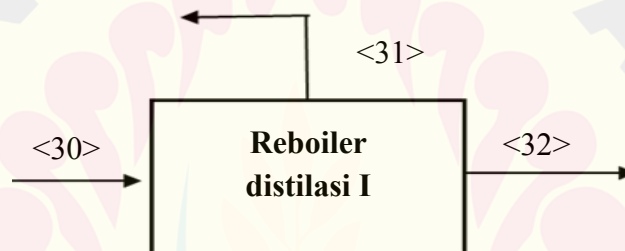
a) Kondensor distilasi I (E-312)



Tabel 6. 18 Neraca panas kondensor distilasi I

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <27>		aliran <28>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	242.330,12	Total	111,48
		aliran <29>	
		Total	366.494,94
		Qc	
		Total	-124.276,29
TOTAL	242.330,12	TOTAL	242.330,12

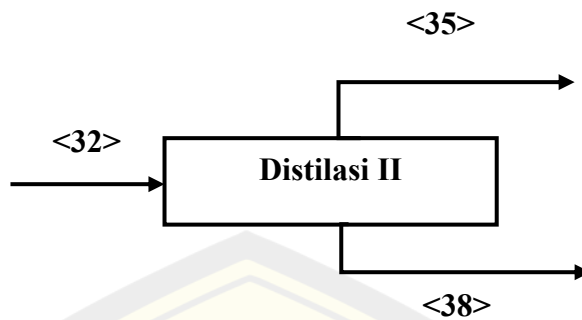
b) Reboiler distilasi I (E-311)



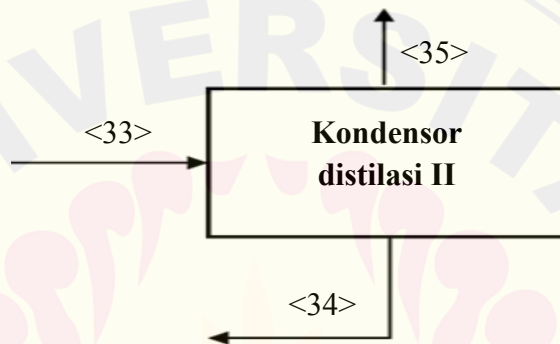
Tabel 6. 19 Neraca panas reboiler distilasi I

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <30>		aliran <31>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	10.143.688,76	Total	13.348.771,95
Qs		Aliran <32>	
Total	-9.169.047,713	Total	-12.374.130,9
TOTAL	974.641,04	TOTAL	974.641,04

6.19 Distilasi II (D-320)



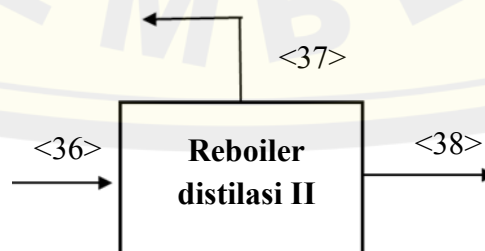
a) Kondensor distilasi II (D-321)



Tabel 6. 20 Tabel neraca panas kondensor distilasi II

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
aliran <33>		aliran <34>	
Total	32.711.561,431	Total	68.217.697,4
		Aliran <35>	
		Total	49.090.055,4
		Qc	
		Total	84.596.191,3
Total	32.711.561,4	Total	32.711.561,4

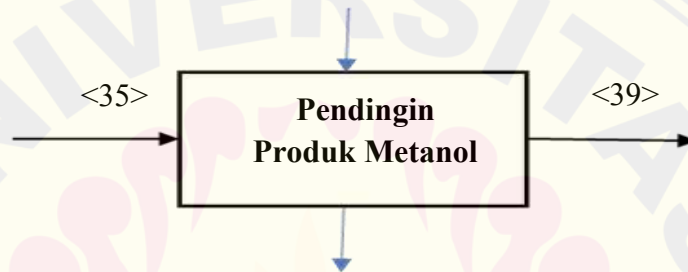
b) Reboiler distilasi II (E-325)



Tabel 6. 21 Neraca panas reboiler distilasi II

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
aliran <36>		aliran <37>	
Total	17.082.561,462	Total	79.449.213,878
<i>Steam</i>		Aliran <38>	
Total	66.342.901,846	Total	3.976.249,429
TOTAL	83.425.463,307	TOTAL	83.425.463,307

6.20 Pendingin Produk Metanol (E-324)



Tabel 6. 22 Neraca panas pendingin produk metanol

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <35>		aliran <39>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
Total	49.090.055,4	Total	120.151,82
		Qc	
		Total	48.969.903,58
TOTAL	49.090.055,4	TOTAL	49.090.055,4

BAB 7. SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam *Pra Perancangan Pabrik Metanol dari Gas Alam* adalah sebagai berikut :

7.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gas Alam *Reforming*

Tabel 7. 1 Spesifikasi tangki penyimpanan gas alam *reforming*

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Tangki Penyimpanan gas alam
Kode	F-111
Fungsi	Untuk menampung gas alam
Tipe	<i>Spherical Storage</i>
Diameter dalam (ID)	319,09 in
Tinggi tangki	319,09 in
Tebal silinder (ts)	0,38 in
P desain	0,76 atm
Bahan	SA-182 <i>Grade F310 Type 310</i>

7.2 Spesifikasi Kompresor Gas Alam *Reforming*

Tabel 7. 2 Spesifikasi Kompresor gas alam *reforming*

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Kompresor Gas Alam <i>Reforming</i>
Kode	G-112
Fungsi	Menaikkan tekanan gas alam agar sesuai dengan kondisi operasi proses
Tipe	<i>Sentrifugal compressor</i>
Jumlah <i>stage</i>	1
<i>Psuction</i>	8,3 Bar
<i>Tsuction</i>	30 C
<i>Pdischard</i>	45 Bar

Kapasitas	1.004.554 kg/jam
Power	984,2 Kw

7.3 Spesifikasi Reaktor *Primary Preheater*

Tabel 7. 3 Spesifikasi *primary preheater*

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Reaktor <i>Primary Preheater</i>
Kode	E-113
Fungsi	Mengkondisikan feed gas alam yang akan dimasukkan
Tipe	<i>compact Shell and Tube 2-4 Exchanger</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
ID Shell	35 in
<i>Baffle shell</i>	35 in
OD Tube	0,75 in
ID Tube	0,62 in
Panjang Tube	16 ft
Jumlah Tube	468
Luas area	142,3 ft
Jumlah	2

7.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Gas Alam *Furnace*

Tabel 7. 4 Spesifikasi penyimpanan gas alam *furnace*

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Tangki Penyimpanan gas alam
Kode	F-114
Fungsi	Untuk menampung gas alam
Tipe	<i>Spherical Storage</i>
Diameter dalam (ID)	319,09 in
Tinggi tangki	319,09 in
Tebal silinder (ts)	0,38 in

P desain	0,76 atm
Bahan	SA-182 Grade F310 Type 310

7.5 Spesifikasi Kompresor Gas Alam *Furnace*

Tabel 7. 5 Spesifikasi kompresor gas alam *furnace*

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Kompresor Gas Alam <i>Furnace</i>
Kode	G-115
Fungsi	Menaikkan tekanan gas alam agar sesuai dengan kondisi operasi proses
Tipe	<i>Reciprocating compressor</i>
jumlah stage	1
<i>Psuction</i>	8,3 Bar
<i>Tsuction</i>	30 C
<i>Pdischard</i>	45 Bar
Kapasitas	1.004.554 kg/jam
power	984,2 Kw

7.6 Spesifikasi Reaktor *Primary Reforming*

Tabel 7. 6 Spesifikasi reaktor *primary reforming*

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Reaktor <i>Primary Reforming</i>
Kode	R-110
Fungsi	Mereaksikan <i>steam</i> dengan natural gas untuk menghasilkan sintesis gas
Tipe	<i>Fix Bed</i>
Bahan	SA 283 grade C (<i>Carbon steel</i>)
Kpasitas	302.251,4 kg/jam
OD Tube	0,41667 ft
ID Tube	0,375 ft

Panjang <i>Tube</i>	0,907 ft
Volume total <i>Tube</i>	2,834 l

7.7 Spesifikasi Reaktor *Secondary Reforming*

Tabel 7. 7 Spesifikasi reaktor *secondary reforming*

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Reaktor <i>Secondary Reforming</i>
Kode	R-120
Fungsi	Mengkonversi sisa metana dari reaktor <i>Primary Reformer</i>
Tipe	<i>Fixed bed reaktor</i>
Kapasitas	302.251,454 kg/jam
Bahan	SA 283 Grade C (<i>Carbon steel</i>)
Pressure drop	2,73333 atm
Volume tangki	0,453 ft ³
ID tangki	0,37 ft
OD tangki	0.373 ft
Tebal tutup atas	0,07 ft
Tebal tutup bawah	0,06 ft

7.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Oksigen

Tabel 7. 8 Speifikasi tangki penyimpanan oksigen

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Tangki Penyimpanan Oksigen
Kode	F-121
Fungsi	Menyimpan <i>feedstock liquid</i> oksigen untuk digunakan pada proses <i>Secondary Reformer</i>
Tipe	<i>Spherical Storage</i>
Volume oksigen	204.722,5 ft
Jumlah	5

Tebal <i>shell</i>	2,75 in
Tebal tutup atas	5,556 ft
Tinggi tutup	5,55588 ft

7.9 Spesifikasi Pompa Gas Oksigen

Tabel 7. 9 Spesifikasi Pompa Gas Oksigen

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Pompa Gas Oksigen
Kode	L-122
Fungsi	Memompa oksigen (liquid) dari tangki penyimpanan oksigen ke evaporator oksigen
Tipe	<i>Rotary pump</i>
Konfigurasi	<i>Horizontal</i>
Kapasitas	40084,2
Nominal pipa	42 in
Efisiensi pompa	0,830
Power	2,507 Kw
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Jumlah	1 buah

7.10 Spesifikasi Evaporator Oksigen

Tabel 7. 10 Spesifikasi evaporator oksigen

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Evaporator Oksigen
Kode	V-123
Fungsi	Merubah fase oksigen dari fase liquid ke fase gas
Tipe	<i>shell and Tube heat exchanger Fixed bed reaktor</i>
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>
ID <i>shell</i>	19 in
<i>Passes shell</i>	2

ID Tube	1,4 in
OD Tube	1,5in
Panjang Tube	9 ft
Jumlah Tube	55
Passes	4
Luas area	193,34 ft
Jumlah	1 buah

7.11 Spesifikasi Pemanas Oksigen

Tabel 7. 11 Spesifikasi pemanas oksigen

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Pemanas Oksigen
Kode	E-124
Fungsi	Menaikkan suhu oksigen yang akan dimasukkan ke reaktor <i>primary reformer</i>
Tipe	<i>Compact 2-4 shell and Tube heat exchangerFixed bed reaktor</i>
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>
ID shell	19 in
Baffle	12
Passes shell	2
ID Tube	19,3 in
OD Tube	0,75 in
Panjang Tube	10 ft
Jumlah Tube	244
Passes	4
Luas area	907,1 ft
jumlah	1 buah

7.12 Spesifikasi *Waste Heat Boiler*

Tabel 7. 12 Spesifikasi *waste heat boiler*

Spesifikasi	Keterangan
Alat	<i>Waste Heat Boiler</i>
Kode	E-125
Fungsi	Membangkitkan <i>steam</i> untuk keperluan pemanas
Tipe	<i>Compact 2-4 shell and Tube heat exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>
ID shell	33 in
Baffle	11
Passes shell	2
ID <i>Tube</i>	0,62 in
OD <i>Tube</i>	0,75 in
Panjang <i>Tube</i>	25 ft
Jumlah <i>Tube</i>	878
passes	4
Luas area	4194,5 ft
jumlah	6 buah

7.13 Spesifikasi Pendingin Gas Sintesis

Tabel 7. 13 Spesifikasi pendingin gas sintesis

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Pendingin Gas Sintesis
Kode	E-126
Fungsi	Mendinginkan produk syngas yang akan masuk ke separator
Tipe	<i>Compact 2-4 shell and Tube heat exchanger Fixed bed reaktor</i>
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>
ID shell	39 in

<i>Baffle</i>	39
<i>Passes shell</i>	2
ID Tube	0,65 in
OD Tube	0,75 in
Panjang Tube	25 ft
Jumlah Tube	1.348
passes	4
Luas area	6040,6 ft
jumlah	8 buah

7.14 Spesifikasi Separator 1

Tabel 7. 14 Spesifikasi separator 1

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Separator
Kode	F-127
Fungsi	Memisahkan kondensat agar reaksi pada reaktor tidak bergeser ke kiri
Tipe	<i>Vertical drum</i>
Kapasitas	302251,454 kg/jam
Bahan	<i>Hastelloy C-22</i>
Tekanan operasi	42,2 Bar
Suhu operasi	61,25 C
OD	72,82 in
Tinggi tutup atas	17,23 in
Tinggi tutup bawah	17,23 in
Tebal tutup atas	1,9098 in
Tebal tutup bawah	1,9098 in
Tinggi total	6,13 m
Jumlah	1 buah

7.15 Spesifikasi Kompresor Gas Sintesis

Tabel 7. 15 Spesifikasi kompresor gas sintesis

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Kompresor Gas Sintesis
Kode	G-128
Fungsi	Menaikkan tekanan sintetis agar sesuai dengan kondisi operasi reactor
Tipe	<i>Sentrifugal compressor</i>
jumlah stage	1
<i>Psuction</i>	8,3 Bar
<i>Tsuction</i>	30 C
<i>Pdischard</i>	67,31Bar
Kapasitas	265.898,2 kg/jam
Power	6.420,3 Kw

7.16 Spesifikasi Reaktor *Feed Heater*

Tabel 7. 16 Spesifikasi reaktor *feed heater*

Spesifikasi	Keterangan
Alat	Reaktor <i>Feed Heater</i>
Kode	E-129
Fungsi	Memanaskan feed yang akan masuk ke reaktor methanol
Tipe	<i>Compact 2-4 shell and Tube heat exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>
ID shell	35 in
<i>Baffle</i>	10
<i>Passes shell</i>	2
ID Tube	0,65 in
OD Tube	0,75 in
Panjang Tube	30 ft
Jumlah Tube	988

<i>Passes</i>	4
Luas area	571,7 ft

7.17 Spesifikasi Reaktor Metanol (R-210)

Tabel 7. 17 Spesifikasi reaktor metanol

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-210
Fungsi	Mereaksikan CO dan CO ₂ dengan H ₂ untuk menghasilkan produk CH ₃ OH
Bahan	SA 212 <i>Grade B (Carbon Steel)</i>
Kapasitas	287.712 kg/jam
Tipe	<i>Fixed bed multitubular reactor</i>
Ukuran Reaktor	
Tinggi	7,77 m
Volume	313,53 m ³
Tutup Atas	
Tebal	0,875 in
Tinggi	29,7 in
Tutup Bawah	
Tebal	0,875 in
Tinggi	29,7 in
Shell Side	
ID	157,7 in
OD	176 in
Tube Side	
ID	1,25 in
OD	1,12 in

7.18 Produk *Expander* (G-211)

Tabel 7. 18 Spesifikasi produk *expander*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-211
Fungsi	Menurunkan tekanan gas yang keluar dari reaktor metanol
Bahan	<i>Sentrifugal</i>
Kapasitas	287.712 kg/jam
Tipe	<i>Sentrifugal</i>
Jumlah Stage	2 stage 1 buah <i>expander</i>
Kondisi Operasi	
Psuction	77,3 bar
Pdischarge	10 bar
Tsuction	280 °C
Tdischarge	41,9 °C
Ratio	
Stage 1	2,78
Stage 2	2,78
Efisiensi	90 %
Power	5.083,25 Kw

7.19 Product Cooler (E-213)

Tabel 7. 19 Spesifikasi produk *cooler*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-213
Fungsi	Mendinginkan produk dari reaktor metanol yang akan masuk ke separator II
Bahan	<i>Stainless Stell Tipe 304</i>
Kapasitas	287.712 kg/jam
Tipe	<i>Compact 3-8 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk	
Gas	45,2 °C

<i>Cooling Water</i>	30 °C
Suhu keluar	
Gas	33 °C
<i>Cooling Water</i>	40 °C
<i>Shell Side</i>	
ID	39 in
Baffle	13 in
Passes	3
ΔP_s	2 psi
<i>Tube Side</i>	
OD	0,75 in
ID	0,62 in
BWG	16
Pitch	1 in
Panjang	3,292 m
Jumlah	1212
ΔP_t	0,028 psi
Luas Area	234 m ²
Jumlah	3 buah

7.20 Spesifikasi Separator II (F-214)

Tabel 7. 20 Spesifikasi separator II

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-214
Fungsi	Memisahkan gas-gas terlarut yang terkandung dalam <i>raw methanol</i> dan air
Bahan	<i>Hastelloy C-22</i>
Tipe	<i>Vertical Drum</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan	10 bar

Suhu	33 °C
OD	2,44 m
Tebal Silinder	14,5 mm
Tinggi	
Tutup Atas	23,2 in
Tutup Bawah	23,2 in
Tebal	
Tutup Atas	1,63 in
Tutup Bawah	1,63 in
Tinggi Total	8,24 m
Jumlah	1 buah

7.21 Spesifikasi Pompa Kolom Distilasi (L-215)

Tabel 7. 21 Spesifikasi pompa kolom distilasi

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-215
Fungsi	Memompa produk yang akan didistilasi
Konfigurasi	Horizontal
Tipe	<i>Rotary Pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel type 304</i>
Kapasitas	21813,4 kg/jam
Nominal Pipa	4 in
Efisiensi Pompa	80%
Power	1,03808 hp
Jumlah	1 buah

7.22 Spesifikasi *Distillation Feed Preheater Coloumn* (E-216)

Tabel 7. 22 Spesifikasi *distillation feed preheater coloumn*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-216

Fungsi	Mengkondisikan <i>feed</i> yang akan masuk ke kolom distilasi
Bahan	<i>Stainless Steel</i> Tipe 304
Kapasitas	21.813,4 kg/jam
Tipe	<i>Compact 1-6Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk	
Gas Produk	33 °C
<i>Steam</i>	300 °C
Suhu keluar	
Gas Produk	60 °C
<i>Steam</i>	250 °C
Shell Side	
ID	10 in
Baffle	5 in
Passes	1
ΔP_s	0,55 psi
Tube Side	
OD	0,75 in
ID	0,62 in
BWG	16
Pitch	1 in
Panjang	2,83 m
Jumlah	42
ΔP_t	0,024 psi
Luas Area	2,1 m ²
Jumlah	1 buah

7.23 Spesifikasi Kolom Distilasi I (D-310)

Tabel 7. 23 Spesifikasi kolom distilasi I

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-310
Fungsi	Pemisahan sisa syngas dengan metanol
Kapasitas	21.813,4 kg/jam
Tipe	<i>Vertical Drum</i>
Bahan	<i>Stainless Steel type 266 III</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan	5,5 bar
Suhu	60 °C
ID	19,6 in
OD	20 in
Silinder	
Tebal	4,76 mm
Tinggi	7,5 m
Tinggi	
Tutup Atas	0,8 mm
Tutup Bawah	0,8 m
Tebal	
Tutup Atas	4,76 mm
Tutup Bawah	4,76 mm
Tinggi Total	7,77 m
Spesifikasi Plate	
Jenis	<i>Sieve Tray</i>
Plate	
Jumlah Minimum	<i>2 plate</i>
Jumlah Aktual	<i>9 plate</i>
Tray Spacing	0,5 m
Jumlah	1 buah

7.24 Spesifikasi Reboiler Kolom Distilasi I (E-311)

Tabel 7. 24 Spesifikasi reboiler kolom distilasi I

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-311
Fungsi	Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi I
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	21.976 kg/jam
Tipe	<i>Kettle Reboiler</i>
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk	
Gas Produk	124 °C
<i>Steam</i>	254 °C
Suhu keluar	
Gas Produk	130 °C
<i>Steam</i>	254 °C
<i>Shell Side</i>	
<i>ID</i>	10 in
<i>Baffle</i>	10 in
<i>Pasess</i>	1
<i>Tube Side</i>	
OD	0,75 in
ID	0,62 in
BWG	16
<i>Pitch</i>	1 in
Panjang	6,25 m
Jumlah	52
Δ Pt	3,28 psi
Luas Area	19,44 m ²
Jumlah	1 buah

7.25 Spesifikasi Kondensor Kolom Distilasi I (E-312)

Tabel 7. 25 Spesifikasi kondensor kolom distilasi I

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-312
Fungsi	Menkondensasikan produk atas dari kolom distilasi I
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	201,87 kg/jam
Tipe	<i>Vertical condensor</i>
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk	
Gas	107 °C
CW	25 °C
Suhu keluar	
Gas	98 °C
CW	45 °C
<i>Shell Side</i>	
ID	12 in
Baffle	4 in
Pasess	2
<i>Tube Side</i>	
OD	0,75 in
ID	0,62 in
BWG	16
Pitch	1 in
Panjang	15 m
Jumlah	74
Δ Pt	4,88 psi
Luas Area	20,1 m ²
Jumlah	1 buah

7.26 Spesifikasi Akumulator Distilat Kolom Distilasi I (F-313)

Tabel 7. 26 Spesifikasi akumulator distilat kolom distilasi I

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-313
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Tipe	<i>Horizontal drum, tutup standard dished head</i>
Kapasitas	201,87 kg/jam
Kondisi Operasi	
Tekanan	4,5 bar
Suhu	106,9 °C
Diameter luar	16 in
Tebal Silinder	4,763 mm
Panjang Tutup	0,067 m
Tebal Tutup	4,763 mm
Panjang Total	1 m
Jumlah	1 buah

7.27 Spesifikasi Pompa Kondensor Kolom Distilasi I (L-314)

Tabel 7. 27 Spesifikasi pompa kondensor kolom distilasi I

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-314
Fungsi	Mengalirkan kembali fluida ke kolom distilasi 1
Konfigurasi	Horizontal
Tipe	<i>Rotary Pump</i>
Bahan	Stainless Steel type 304
Kapasitas	201,5 kg/jam
Nominal Pipa	0,5 in
Efisiensi Pompa	80%

Power	0,02123 hp
Jumlah	1 buah

7.28 Spesifikasi Kolom Distilasi II (D-320)

Tabel 7. 28 Spesifikasi kolom distilasi II

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-320
Fungsi	Pemisahan air dengan metanol
Kapasitas	21.611,83 kg/jam
Tipe	<i>Vertical Drum</i>
Bahan	<i>Stainless Steel type 266 III</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan	2,5 bar
Suhu	97 °C
ID	24,6 in
OD	25 in
Silinder	
Tebal	4,76 mm
Tinggi	10 m
Tinggi	
Tutup Atas	0,1 m
Tutup Bawah	0,1 m
Tebal	
Tutup Atas	4,76 mm
Tutup Bawah	4,76 mm
Tinggi Total	10,31 m
Spesifikasi <i>Plate</i>	
Jenis	<i>Sieve Tray</i>
Plate	
Jumlah Minimum	<i>8 plate</i>

Jumlah Aktual	14 <i>plate</i>
<i>Tray Spacing</i>	0,5 m
Jumlah	1 buah

7.29 Spesifikasi Kondensor Kolom Distilasi II (E-321)

Tabel 7. 29 Spesifikasi kondensor kolom distilasi II

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-321
Fungsi	Menkondensasikan produk atas dari kolom distilasi II
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	27.814,84 kg/jam
Tipe	<i>Vertical condensor</i>
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk	
Metanol	73,5 °C
CW	30 °C
Suhu keluar	
Metanol	66,5 °C
CW	40 °C
<i>Shell Side</i>	
<i>ID</i>	39 in
<i>Baffle</i>	13 in
<i>Pasess</i>	2
<i>Tube Side</i>	
OD	1 in
ID	0,87 in
BWG	16
<i>Pitch</i>	1 in
Panjang	16 m
Jumlah	700

ΔPt	1,44 psi
Luas Area	264 m ²
Jumlah	2 buah

7.30 Spesifikasi Akumulator Kolom Distilasi II (F-322)

Tabel 7. 30 Spesifikasi akumulator kolom distilasi

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-322
Fungsi	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Tipe	<i>Horizontal drum, tutup standard dished head</i>
Kapasitas	11.639,8 kg/jam
Kondisi Operasi	
Tekanan	1,5 bar
Suhu	73,2 °C
Diameter luar	1,3 m
Tebal Silinder	4,763 mm
Panjang Tutup	0,204 m
Tebal Tutup	4,763 mm
Panjang Total	2,32 m
Jumlah	1 buah

7.31 Spesifikasi Pompa Kolom Distilasi II (L-323)

Tabel 7. 31 Spesifikasi pompa kolom distilasi II

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-323
Fungsi	Mengalirkan kembali fluida ke kolom distilasi II
Konfigurasi	Horizontal
Tipe	<i>Rotary Pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel type 304</i>

Kapasitas	11.639,8 kg/jam
Nominal Pipa	3 in
Efisiensi Pompa	80%
Power	0,39375 hp
Jumlah	1 buah

7.32 Spesifikasi Pendingin Produk Metanol (E-324)

Tabel 7. 32 Spesifikasi pendingin produk metanol

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-324
Fungsi	Mendinginkan produk metanol
Bahan	<i>Stainless Stell Tipe 304</i>
Kapasitas	11.639,8 kg/jam
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk	
Metanol	73,2 °C
<i>Cooling Water</i>	25 °C
Suhu keluar	
Metanol	30 °C
<i>Cooling Water</i>	40 °C
<i>Shell Side</i>	
ID	39 in
<i>Baffle</i>	13 in
<i>Passes</i>	2
Δ Ps	0,01 psi
<i>Tube Side</i>	
OD	1 in
ID	0,87 in
BWG	16

<i>Pitch</i>	1 in
Panjang	19,5 m
Jumlah	766
ΔPt	1,789 psi
Luas Area	357 m ²
Jumlah	2 buah

7.33 Spesifikasi Reboiler Kolom Distilasi II (E-325)

Tabel 7. 33 Spesifikasi reboiler kolom distilasi II

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-325
Fungsi	Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi II
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	42.824,6 kg/jam
Tipe	<i>Kettle Reboiler</i>
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk	
Gas Produk	120 °C
<i>Steam</i>	254 °C
Suhu keluar	
Gas Produk	130 °C
<i>Steam</i>	254 °C
<i>Shell Side</i>	
ID	17 in
<i>Baffle</i>	17 in
<i>Pasess</i>	1
<i>Tube Side</i>	
OD	1,25 in
ID	0,62 in
BWG	16

<i>Pitch</i>	1,87 in
Panjang	25 m
Jumlah	52
ΔPt	2,75 psi
Luas Area	39,5 m ²
Jumlah	1 buah

7.34 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol (F-326)

Tabel 7. 34 Spesifikasi tangki penyimpanan metanol

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-326
Fungsi	Tempat untuk menampung produk metanol
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Tipe	Tangki silinder, tutup atas berbentuk <i>standard dished head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat bottom</i>
Kapasitas	16175,1 kg/jam
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 bar
Suhu	30 °C
Volume tangki	3056,7 m ³
Diameter luar	4,26 m
Diameter dalam	4,23 m
Tinggi Shell	8,5 m
Tinggi tutup atas	0,8 m
Tinggi Total	9,5 m
Tebal <i>Shell</i>	15,8 mm
Tebal tutup atas	7,9 mm
Jumlah	1 Buah

BAB 8. UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian penunjang proses yang diperlukan sebuah industri bahan kimia agar berjalan dengan baik. Berdasarkan Kusnarjo, (2010) utilitas adalah bagian yang sangat diperlukan dengan tujuan untuk menunjang jalannya proses dalam sebuah industri kimia. Kelancaran dalam proses produksi tentunya berkaitan dengan utilitas yang mendukung proses produksi atau yang sering disebut sebagai sarana penunjang proses yang diperlukan oleh pabrik agar dapat beroperasi secara efektif dan efisien (Hermanto, 2022). Utilitas pada pabrik Metanol ini memiliki beberapa unit yang sangat diperlukan untuk membantu proses produksi agar berjalan sesuai dengan yang diinginkan. Tidak adanya unit penunjang akan mengakibatkan tidak lancarnya proses produksi. Unit utilitas di pabrik Metanol ini terdiri dari:

1. Unit penyediaan dan pengelolaan air
2. Unit pengadaan *steam*
3. Unit pengadaan energi listrik
4. Unit pengadaan bahan bakar

8.1 Unit Pengolahan dan Pengadaan Air

Unit pengolahan dan pengadaan air pada suatu pabrik memiliki peran untuk menyediakan air yang siap dipakai setelah melalui berbagai proses pengolahan. Air disiapkan untuk berbagai kebutuhan produksi serta domestik pabrik seperti kebutuhan umpan boiler, air pendingin, air proses, serta air sanitasi atau air bersih.

8.1.1 Penentuan Sumber Air

Pabrik metanol yang berlokasi di Kecamatan Malo Kabupaten Bojonegoro ini menggunakan air dari sungai Bengawan Solo sebagai sumber kebutuhan air utilitasnya. Pertimbangan pemilihan 2 (dua) sumber air ini antara lain:

1. Lokasi Sungai tidak jauh dari pabrik;
2. Kondisi lingkungan dan geografis yang memadai;

3. Sumber air dari sungai dengan kemungkinan yang sangat kecil untuk terjadinya kekeringan karena kontinuitasnya yang tinggi tentu dapat memenuhi kebutuhan air umpan boiler, air pendingin, dan air proses;
4. Pegolahan air sungai tidak sekompleks pengolahan air laut dan tentunya membutuhkan biaya yang lebih sedikit.

8.1.2 Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin (*cooling water*) digunakan secara sirkulasi, sehingga akan terjadi peningkatan suhu setelah air pendingin digunakan selama sirkulasi karena adanya perpindahan panas. Air digunakan sebagai media pendingin karena pengolahannya yang mudah, dapat menyerap panas dalam jumlah yang tinggi, mudah untuk diperoleh, dan sulit untuk terdekomposisi. Kebutuhan air pendingin ditampilkan pada Tabel 8. 1.

Tabel 8. 1 Kebutuhan air pendingin

No	Jenis Alat dan Kebutuhan	Laju Alir (kg/jam)
1	Pendingin Gas Synthesis	43.803.718,172
2	Product Cooler	2.609.132,367
3	Kondensor Distilasi 1	8.295,871
4	Kondensor Distilasi 2	8.470.630,949
5	Pendingin Produk Metanol	3.268.909,821
Total CW		58.160.687,181
6	<i>Make Up Cooling Water</i> (20%)	11.632.137,436
Total CW Setiap Alat dan <i>Make Up</i>		
<i>Cooling Water</i>		69.792.824,617

Air yang digunakan pada CW ini tentunya harus memperhatikan minyak yang dapat menimbulkan endapan, kesadahan (kandungan mineral dalam air seperti ion kalsium dan ion magnesium dalam bentuk garam karbonat) yang dapat menyebabkan korosi dan kerak jika kadarnya tinggi, nilai pH, serta laju pertumbuhan senyawa organik berupa bakteri. Persyaratan penggunaan CW pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 8.2.

Tabel 8. 2 Persyaratan air pendingin

Parameter	Batas Maksimal
Nilai pH	7,3 - 7,8
Konduktivitas	<3.000 Mhos/cm
Kalsium hidrida (CaH)	400 - 600
Silikon dioksida (SiO ₂)	<150 ppm
Fosfat (PO ₄)	5,0 - 7,0 ppm
Klorin (Cl)	0,2 – 0,5 ppm

8.1.3 Kebutuhan Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan air dialirkan menuju boiler untuk diubah menjadi *steam* sesuai dengan kebutuhan proses produksi. Karena adanya kehilangan air karena *steam traps* atau pada *blowdown*, maka dibutuhkan air *makeup* sebesar 20% dari total kebutuhan umpan. Kebutuhan air umpan boiler dapat dilihat pada Tabel 8. 3.

Tabel 8. 3 Kebutuhan air umpan boiler

No	Jenis Alat	Laju Allir (kg/jam)
1	<i>Mixing PrePrimary</i>	197.697,000
2	<i>Primary Preheater</i>	66.052,218
3	Reaktor <i>Feed Heater</i>	209.805,604
4	<i>Distilation Feed Heater</i>	873,844
5	Reboiler I	4.190,515
6	Reboiler II	30.130,254
Total BFW		508.749,435
7	<i>Make Up Water Boiler (20%)</i>	101.749,887
Total BFW Setiap Alat dan Make Up Water Boiler		610.499,322

Air yang akan digunakan sebagai air umpan boiler harus melalui proses demineralisasi untuk menghilangkan berbagai ion pengganggu serta proses deaerator untuk menghilangkan gas-gas yang terlarut. Salah satu hal yang perlu diperhatikan pada proses pengolahan air umpan boiler adalah zat penyebab korosi dan zat yang memunculkan busa (*foaming*). Korosi pada pipa dapat disebabkan oleh larutan asam, tidak sempurnanya pengaturan nilai pH, serta berbagai gas terlarut seperti oksigen (O_2), karbon dioksida (CO_2), hidrogen sulfida (H_2S), dan amonia (NH_3). Adapun *foaming* disebabkan oleh senyawa organik, anorganik, dan zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar yang terjadi pada kondisi dengan alkalinitas yang tinggi. Untuk mencegah terbentuknya korosi dan *foaming*, maka kandungan air umpan boiler seperti yang dituliskan oleh (Kusnarjo, 2010) dalam bukunya harus memenuhi persyaratan seperti yang ditampilkan pada Tabel 8.4.

Tabel 8. 4 Persyaratan air umpan boiler (*Boiler feed water*)

Parameter	Batas Maksimum
Nilai pH	8,5 - 9,5
Alkalinitas	700 ppm
Kesadahan (<i>hardness</i>)	0
Minyak	7 ppm
Residu fosfat	140 ppm
Karbon dioksida (CO_2) terlarut	25 ppm
Oksigen (O_2) terlarut	0,007 mg/L
Total padatan (<i>total dissolved solid</i>)	3.500 ppm
Padatan terlarut	300 ppm
Silikon dioksida (SiO_2)	60 - 100 ppm
Tembaga (Cu)	0,5 mg/L
Besi (Fe^{3+})	0,1 mg/L
Diklorida (Cl_2)	4,2 ppm
Kekeruhan	175 ppm

8.1.4 Kebutuhan Air Sanitasi atau Air Bersih

Ketersediaan air sanitasi atau air bersih menjadi salah satu hal yang sangat penting untuk kebutuhan karyawan, laboratorium, pemadam kebakaran, serta berbagai fasilitas lainnya seperti taman, mushalla, kantin, dan fasilitas kesehatan. Air bersih dalam sebuah industri akan menciptakan lingkungan kerja yang bersih dan sehat. Rincian perhitungan tiap aspek pada kebutuhan air sanitasi adalah sebagai berikut:

1. Air kebutuhan karyawan

$$\text{Standart WHO} = 120 \text{ kg/hari/orang} = 5 \text{ kg/jam/orang}$$

$$\text{Karyawan} = 199 \text{ Orang}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \text{Standart WHO} \times \frac{\text{Karyawan/hari}}{3} \\ &= 331,6 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Air kebutuhan laboratorium

Diasumsikan kebutuhan laboratorium sebesar 20% dari air kebutuhan karyawan.

$$\begin{aligned} \text{Maka air yang dibutuhkan} &= \text{air kebutuhan karyawan} \times 20\% \\ &= 331,6 \times 20\% \\ &= 66,32 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Air kebutuhan fasilitas lainnya

Diasumsikan 30% dari air kbutuhan karyawan. Air ini di gunakan untuk mushollah, taman, fasilitas kesehatan dan berbagai fasilitas yang lainnya.

$$\begin{aligned} \text{Maka air yang dibutuhkan} &= \text{air kebutuhan karyawan} \times 30\% \\ &= 331,6 \times 30\% \\ &= 99,48 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Air kebutuhan pemadam kebakaran da air cadangan

Diamsuksikan sebesar 140% dari total air kebutuhan karyawan, laboratorium, dan fasilitas lainnya yang digunakan untuk air pemadam kebakaran dan air cadangan

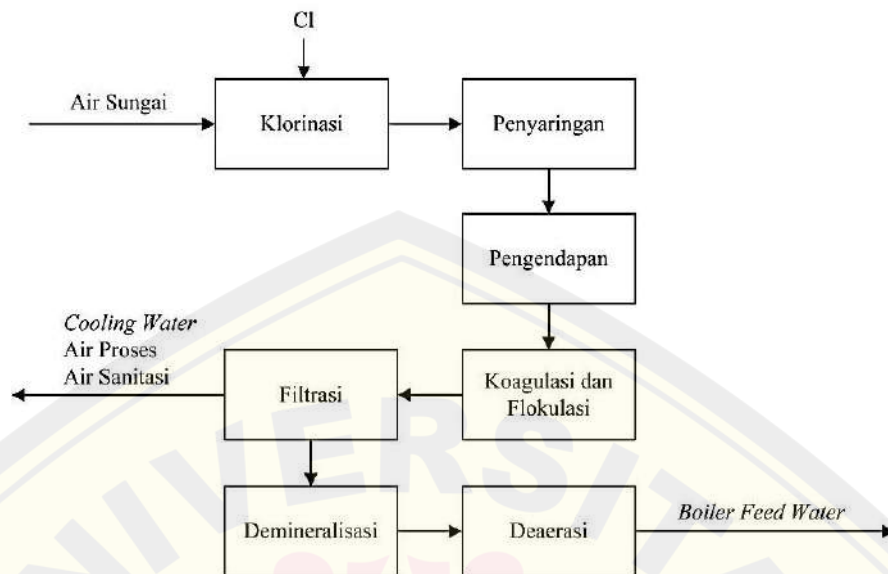
$$\begin{aligned}
 \text{Maka air yang dibutuhkan} &= (\text{karyawan} + \text{laboratorium} + \text{fasilitas} \\
 &\text{lainnya} \times 140\%) \\
 &= (331,6 + 66,32 + 99,48) \times 140\% \\
 &= 696,36 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 8. 5 Tabel kebutuhan air sanitasi

No	Jenis Kebutuhan	Laju Alir (kg/jam)
1	Karyawan	331,6
2	Laboratorium	66,32
3	Fasilitas lainnya	99,48
4	Pemadam kebakaran dan air cadangan	696,36
Total Air Sanitasi		1.193,76

8.1.5 Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan BFW, CW, dan air sanitasi maka air dari Sungai Bengawan Solo perlu diolah terlebih dahulu. Hal ini disebabkan adanya berbagai pengotor yang terdapat dalam air. Ketika berbagai kontaminan tersebut tidak diolah secara baik dan benar, maka dapat mengganggu proses produksi disebabkan munculnya kerak, korosi pada pipa, maupun *foaming*. Untuk mendapatkan air dengan kondisi dan kualitas yang sesuai dengan yang diharapkan, maka dibutuhkan beberapa tahap pengolahan seperti yang ditampilkan pada Gambar 8.1 dengan penjelasan yang terdapat setelah gambar.



Gambar 8. 1 *Block Flow* Diagram Unit Utilitas Pengolahan Air

A. Pengambilan Air dan Klorinasi

Pengambilan air dari tanah dan sungai dilakukan dengan bantuan pompa. Proses pengambilan air ini bersamaan dengan penambahan gas klorin (Cl) yang lebih dahulu direaksikan dengan air bersih baru kemudian disemprotkan ke air. Klorinasi memiliki tujuan mengoksidasi bahan-bahan kimia berbahaya dalam air serta membunuh kuman. Penambahan gas klorin terbukti dapat membunuh bakteri *Coliform* dan *Escherichia coli* hingga 0 per 100 mL sampel yang tentunya efektif sebagai disinfektan untuk membunuh bakteri dalam proses pengolahan air. Air yang sudah dipompa dan diklorinasi selanjutnya dialirkan menuju proses penyaringan (*screening*).

B. Penyaringan (*Screening*)

Penyaringan (*screening*) bertujuan untuk memisahkan partikel-partikel berukuran besar yang ikut terpompa tanpa bantuan bahan kimia. *Screening* menggunakan saringan kasar (*coarse screen*) dan saringan halus (*fine screen*) yang berukuran 2,3 – 6 mm. Saringan kasar diletakkan di bagian awal dan saringan halus

diletakkan di belakangnya (Kemenkes, 2021). Partikulat yang ukurannya lebih kecil akan mengalir menuju proses pengendapan atau sedimentasi.

C. Pengendapan atau Sedimentasi

Air dengan partikulat (partikel halus berupa padatan yang tersuspensi dalam cairan atau gas) yang lolos dari proses *screening* dimasukkan ke dalam bak sedimentasi. Faktor laju alir dan waktu tinggal (*residence time*) cukup berpengaruh pada proses ini agar partikulatnya dapat berpisah dengan sempurna. Ambat dan Prasetyo (2015) menyatakan bahwa proses pengendapan/sedimentasi ini dilakukan secara alami dengan gaya tarik bumi (gravitasi), sehingga partikulat yang memiliki berat jenis lebih besar dari air akan mengendap ke bagian bawah. Pemanfaatan dari sisa pengendapan dapat digunakan sebagai pupuk.

D. Koagulasi dan Flokulasi

Koagulasi merupakan proses pengolahan air dengan penambahan zat koagulan dan pengadukan yang cepat, sedangkan flokulasi dengan menambahkan zat flokulan dan pengadukan yang lebih lambat (Rahimah *et al.*, 2016). Suspensi partikel koloid yang ukurannya sangat kecil serta memiliki muatan listrik pada permukannya hingga menimbulkan gaya tolak menolak antara partikel ini dapat digumpalkan dengan penambahan zat koagulan dan pengadukan yang cepat sebesar 200 rpm (Angraini *et al.*, 2016). Koagulan berupa tawas atau aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$) ini merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah. Tujuan dari penambahan tawas ini adalah untuk memperbesar ukuran partikulat yang sulit mengendap.

Setelah proses koagulasi selesai, air dialirkan menuju tangki flokulasi dengan penambahan larutan kapur atau kalsium hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) dan kecepatan putaran yang lambat sebesar 5 – 8 rpm. Selain berfungsi untuk mengikat kesadahan karbonat pada air, kalsium hidroksida juga berperan untuk menetralkan nilai pH pada air yang sebelumnya dalam kondisi asam karena campuran tawas. Tujuan dari pengadukan yang lambat adalah untuk mempermudah perbesaran flok agar lebih mudah untuk diendapkan. Ketika proses koagulasi dan flokulasi selesai, air dialirkan menuju proses filtrasi.

E. Filtrasi

Filtrasi berfungsi untuk memisahkan antara air dan partikulat seperti *total suspended solid* (TSS), *biochemical oxygen demand* (BOD), *chemical oxygen demand* (COD) dengan bantuan media berpori (Metcalf dan Eddy, 1991). Berbagai material dapat digunakan untuk medium filtrasi ini, seperti antrasit (*crushed 72 anthracite coal*), karbon aktif serbuk (*powdered carbon active*), karbon aktif granular (*granular carbon active*), dan batu garnet. Industri ini menggunakan medium filtrasi pasir cepat (*rapid sand filter*) berupa batu granit yang dapat menyaring partikulat dengan kecepatan yang cukup besar. Pada batas tertentu, medium filter harus dibersihkan dengan metode *backwash* agar proses pengolahannya airnya dapat berjalan dengan lancar. Adapun indikator pergantian batu granit dilakukan apabila batu granit sudah menggerak dan mengalami penggumpalan. Air yang sudah mengalami proses klorinasi, *screening*, sedimentasi, koagulasi dan flukasi, serta filtrasi sudah menjadi *soft water* yang selanjutnya ditampung pada tangki penyimpanan air bersih yang dimanfaatkan untuk CW, air proses, dan air sanitasi. Air pada proses ini kemudian dipompa menuju 4 (empat) unit yang berbeda, yaitu unit CW, unit air proses, unit air sanitasi, dan unit demineralisasi untuk pengolahan BFW.

F. Demineralisasi

Tangki demineralisasi berfungsi mengubah *soft water* hasil filtrasi menjadi *demin water* yang bebas dari berbagai mineral. Ketika mineral dalam air masih tergolong tinggi, maka potensi munculnya kerak dalam boiler juga semakin tinggi. Mineral yang dimaksudkan adalah mineral seperti ion positif (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+}) dan ion negatif (Cl^{-} , SO_4^{2-} , PO_4^{3-}). Proses demineralisasi ini menggunakan *ion exchange* secara kationik dan anionik. Sebagai persyaratan BFW, maka proses demineralisasinya terbagi menjadi dua, yaitu:

1. Penukar kation (*cation exchanger*) yang berfungsi mengurangi kesadahan pada air, mengikat berbagai logam alkali, dan menghilangkan mineral ion positif;
2. Penukar anion (*anion exchanger*) berfungsi untuk menukar mineral ion negatif dengan ion hidroksida (OH^{-}) yang didapat dari resin.

G. Deaerasi

Deaerasi adalah proses mekanis pencampuran *denim water* dengan udara untuk memanaskan suhunya sebelum menjadi BFW. Tujuan dari deaerasi ini adalah untuk memisahkan logam seperti mangan (Mn) dan besi (Fe) serta menghilangkan gas oksigen (O₂) dan karbon dioksida (CO₂) yang terlarut dalam air. Mineral-mineral tersebut jika belum dihilangkan ataupun dipisahkan dapat menimbulkan kerak dan korosi pada boiler. Air yang telah melalui proses deaerasi berikutnya disimpan dalam tangki penyimpanan BFW.

8.2 Unit Pengadaan Steam

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk menghasilkan *steam* yang digunakan pada proses produksi. Berikut jumlah total kebutuhan *steam* yang dapat dilihat pada Tabel 8. 6.

Tabel 8. 6 Total kebutuhan *steam*

No	Jenis Alat	Laju Allir (kg/jam)
1	<i>Mixing PrePrimary</i>	197.697,000
2	<i>Primary Preheater</i>	66.052,218
3	Reaktor <i>Feed Heater</i>	209.805,604
4	<i>Distilation Feed Heater</i>	873,844
5	Reboiler I	4.190,515
6	Reboiler II	30.130,254
Total BFW		508.749,435
7	<i>Make Up Water Boiler (20%)</i>	101.749,887
Total BFW Setiap Alat dan Make Up Water Boiler		610.499,322

Brake horse power (BHP), kapasitas boiler, dan bahan bakar yang dibutuhkan bisa dilihat pada tabel berikut:

1. *Brake Horse Power* (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{M_s \times (H_g - H_f)}{H_{fg} \times 3}$$

$$= \frac{610.499,322 \times 2.796,640 - 1.134,830}{1.661,81 \times 3}$$

$$= 176.956,3251$$

2. Kapasitas Boiler (Q)

$$\text{Kapasitas boiler} = \frac{Ms \times (Hg-Hf)}{1.000}$$

$$= \frac{610.499,322 \times 2.796,640 - 1.134,830}{1.000}$$

$$= 1.014.533,88 \text{ Btu/jam}$$

3. Kebutuhan Bahan Bakar (Mf)

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{Ms \times (Hg-Hf)}{\text{Efisiensi} \times H_v}$$

$$= \frac{610.499,322 \times 2.796,640 - 1.134,830}{80\% \times 14.440}$$

$$= 87.823,22 \text{ lb/jam} = 39.871,74 \text{ kg/jam}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan data bahwa BHP sebesar 176.956,3251. Kapasitas boiler untuk pengadaan *steam* sebesar 1.014.533,88 Btu/jam Sedangkan bahan bakar yang dibutuhkan sebanyak 87.823,22 lb/jam atau 39.871,74 kg/jam.

Tabel 8. 7 Kondisi dan data perhitungan boiler

Parameter	Keterangan	
Suhu Proses paling tinggi	260	C
Suhu <i>Steam</i> operasi	300	C
Tekanan <i>Steam</i> Operasi	4.300	Kpa
Entalpi <i>steam</i>	2.796,64	Kj/Kg
Entalpi liquid	1.134,83	Kj/Kg
Suhu BFW	30	C
Massa <i>steam</i> yang dihasilkan (Ms)	610.499,322	
Efisiensi boiler	80%	
Jenis bahan bakar	Antrachite coal	
Kapasitas panas bahan bakar	14.440	Btu/lb

8.3 Unit Pengadaan Energi Listrik

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan listrik di area pabrik. Sumber listrik didapatkan dari Perusahaan listrik negara (PLN). Jika terjadi pemadaman oleh PLN maka digunakan generator cadangan dengan bahan bakar *diesel fuel*. Secara sederhana, menurut Aribowo, (2020) prinsip kerja generator set (genset) diesel ini adalah dengan mengubah energi kinetik menjadi energi listrik melalui proses induksi elektromagnetik. *Alternating current (AC)* generator digunakan pada pabrik ini karena Arus AC menghasilkan energi yang lebih besar dan lebih aman untuk disalurkan jika dibandingkan dengan arus *direct current (DC)* (Kurniawan, 2018). Pada generator terjadi putaran pada rotor yang memotong garis medan magnet pada stator dan menghasilkan energi listrik (Sudri *et al.*, 2012). Listrik pada pabrik Metanol ini digunakan untuk mengoperasikan peralatan proses produksi, komponen instrumentasi dan utilitas dan fasilitas-fasilitas lainnya. Total kebutuhan listrik pada pabrik ini ditampilkan pada Tabel 8.8 berikut ini:

Tabel 8. 8 Total kebutuhan listrik pada pabrik

	Jenis Kebutuhan	Daya (kW/jam)
1	Peralatan Proses, Utilitas, dan Instrumentasi	13.485,123
2	Kantor, Laboratorium, dan Fasilitas Lainnya	2.697,025
3	Penerangan	67,629
	Total Kebutuhan	16.249,777
4	Faktor keamanan (20%)	3.249,955
	Total Kebutuhan dan Faktor Keamanan	19.499,732

Adapun rincian dari 3 (tiga) jenis kebutuhan listrik pada pabrik metanol ini dijabarkan sebagai berikut:

1. Kebutuhan Listrik Peralatan Proses, Utilitas, dan Instrumentasi

Tabel 8.9 menampilkan kebutuhan listrik pada setiap unit yang membutuhkan pada pabrik Metanol.

Tabel 8. 9 Kebutuhan listrik peralatan proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Σ Daya (kW/jam)
-----------	------------------	------------------	---------------	--

1	Kompresor <i>Primary</i>	G-112	1	984,2
2	Kompresor <i>Furnace</i>	G-115	1	984,2
3	Pompa Oksigen	L-122	1	9,873
4	Kompresor gas sintesis	G-128	1	6.420,3
5	<i>Product Expander</i>	G-211	1	5.083
6	Pompa Kolom Distilasi	L-215	1	1,98295
7	Pompa Kondensor 1	L-314	1	0,053
8	Pompa Kondensor 2	L-323	1	1,51386
Total			8	13.485,1

2. Kebutuhan Listrik Kantor, Laboratorium, dan Fasilitas Lainnya

Kebutuhan listrik untuk kantor, operasional laboratorium, serta seluruh fasilitas lainnya seperti mushalla, kantin, fasilitas kesehatan, dan pos satpam diasumsikan sebesar 20% dari total kebutuhan listrik peralatan.

Maka perhitungannya sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Listrik yang dibutuhkan} &= 20\% \times \text{kebutuhan listrik peralatan} \\
 &= 20\% \times 13.485,123 \\
 &= 2697,02
 \end{aligned}$$

3. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Kebutuhan listrik untuk penerangan bisa dilihat pada Tabel 8.10 berikut ini. Nilai lumen yang dibutuhkan dicari dengan mengalikan antara nilai lux dan luas area. Jenis lampu yang digunakan untuk penerangan adalah LED (*light emitting diode*).

Tabel 8. 10 Total lumen tiap area

No	Jenis Area	Luas Area (m ²)	Lux	Lumen (lm)
1	Pos Jaga (2)	12	100	1.200
2	Tempat Parkir (2)	100	50	5.000
3	Fasilitas Kesehatan	50	300	15.000
4	Bengkel	150	150	22.500

5	Kantor	1	200	200
6	Laboratorium	100	250	25.000
7	Ruang Kontrol	50	100	5.000
8	Utilitas	1.350	175	236.250
9	Gudang	1.400	125	175.000
10	Kantin	100	100	10.000
	Unit Pemadam			
11	Kebakaran	30	100	3.000
	Halaman, Jalan			
12	dan Taman	500	50	25.000
13	Tempat Ibadah	50	100	5.000
14	Garasi	300	50	15.000
15	Koperasi	15	100	1.500
16	Unit Produksi	10.000	350	3.500.000
17	Toilet	48	50	2.400
	Area Perluasan			
18	Proses	5000	150	750.000
Total		19.256	2.500	4.797.050

Tabel 8. 11 Daya yang diperlukan untuk sistem lampu

No	Jenis Area	Lumen (lm)	Jenis Lampu	Jumlah Lampu	Jumlah Daya (kW)	Lumen yang dihasilkan
1	Pos Jaga	1.200	14	4	0,056	1.300
2	Tempat Parkir Fasilitas	5.000	64	15	0,96	5.800
3	Kesehatan	15.000	64	18	1,152	5.800
4	Bengkel	22.500	64	10	0,64	5.800
5	Kantor	200	64	30	1,92	5.800
6	Laboratorium	25.000	64	18	1,152	5.800
7	Ruang Kontrol	5.000	28	8	0,224	2.600
8	Utilitas	236.250	100	75	7,5	9.000
9	Gudang	175.000	77	30	2,31	7.700
10	Kantin	10.000	14	15	0,21	1.300

	Unit Pemadam					
11	Kebakaran Halaman, Jalan dan Taman	3.000	14	25	0,35	1.300
12	Tempat Ibadah	25.000	77	50	3,85	7.700
13	Garasi	5.000	14	10	0,14	1.300
14	Koperasi	15.000	14	10	0,14	1.300
15	Unit Produksi	15.00	14	5	0,07	1.300
16	Toilet	3.500.000	77	435	33,495	7.700
17	Area Perluasan	2.400	64	15	0,96	5.800
18	Proses	750.000	100	125	12,5	9.000
	Total	4.797.050	927	898	67,629	86.300

A. Spesifikasi *Genset Diesel*

Total kebutuhan listrik menggunakan genset diesel bisa dilihat pada perhitungan dibawah ini dengan efisiensi genset diesel diasumsikan sebesar 80%.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas genset utama} &= \frac{\text{Total listrik}}{\text{Efisiensi}} \\
 &= \frac{19.499,73}{80\%} \\
 &= 24.374,665 \text{ kW/jam} \\
 \\
 \text{Kapasitas cadangan} &= 20\% \times \text{Kapasitas utama} \\
 &= 20\% \times 24.374,665 \\
 &= 4.874,93 \text{ kW/jam} \\
 \\
 \text{Kapasitas total} &= \text{Utama} + \text{Cadangan} \\
 &= 29.249,59 \\
 \\
 \text{Massa bahan bakar} &= \frac{W}{Hv \times sg \times \text{Efisiensi}} \\
 &= \frac{99.803.782,63}{19.600,2 \times 92 \times 80\%}
 \end{aligned}$$

$$= 63,359 \quad \text{ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1413,53 \quad \text{kg}/\text{jam}$$

Tabel 8. 12 Kondisi data perhitungan genset diesel

Parameter	Keterangan
Tipe genset	AC
Kapasitas utama	24.374,665 kW/jam
Kapasitas cadangan	4.874,93 kW/jam
Kapasitas total (W)	29.249,59 kW/jam
Jumlah genset	Dua unit (satu unit cadangan)
Efisiensi genset	80%
Jenis bahan bakar	Diesel fuel (HHV)
Kapasitas panas bahan bakar	19.600,19 Btu/lb
Densitas bahan bakar	0,846 Kg/L
<i>Spesific gravity</i> (sg)	91,769 lb/ft ³

8.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah *anthracite coal* dan *diesel fuel* dalam pabrik Metanol ini. *Anthracite coal* dan *diesel fuel* dipilih untuk pemanasan boiler dan generator karena harganya relatif murah dan mudah didapat. Sehingga kebutuhan dan jumlah bahan bakar pada pabrik bisa dilihat pada Tabel 8.13.

Tabel 8. 13 Data jenis bahan bakar yang digunakan

Parameter	Jenis Bahan Bakar	
	<i>Anthracite Coal</i>	<i>Diesel Fuel</i>

Kapasitas panas (Hv)	9,3 kWh/kg = 14440 Btu/lb	12,66 kWh/kg = 19.600,1896 Btu/lb
Densitas	1,506 kg/L	
Spesific gravity (sg)	1,47 = 91,769 lb/ft3	0,835 = 52,127 lb/ft3
Keperluan	Memanaskan boiler untuk unit pengadaan <i>steam</i>	Memutar genset diesel sebagai kebutuhan listrik sekunder
Massa yang dibutuhkan (kg/jam)	39871,743	1413,530

8.5 Unit Pengolahan Limbah

Unit Pengolahan limbah bertujuan untuk mengolah limbah hasil produksi tanpa menimbulkan kerugian atau masalah kepada masyarakat, lingkungan dan mencegah polusi. Limbah pada pabrik Metanol ini berupa limbah gas dan limbah cair. Limbah gas dan cair tersebut adalah:

1. Limbah Gas

Limbah gas pada pabrik Metanol ini berupa gas sisa (CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5H_{12} , C_6H_{14} , CO_2 , CO , H_2). Gas ini berasal dari sisa proses Separator II dan Distilasi I. Pengolahan gas sisa adalah dialirkan *flare stack* untuk proses pembakaran.

2. Limbah Cair

Limbah cair pada pabrik Metanol ini berupa air (H_2O). Limbah cair ini berasal dari sisa proses *Cooler*, *Heater*, kondensor, produk bawah *reboiler*, serta domestik pabrik. Pengolahan limbah cair adalah dialirkan ke unit utilitas untuk dimanfaatkan kembali.

BAB 9. MANAJEMEN PABRIK

Pabrik merupakan salah satu bagian dari organisasi industri/ perusahaan yang merupakan *cooperative system* yang memiliki faktor fisik (seperti lokasi, bangunan, dan fasilitas lain) dan faktor sosial sebagai sebuah sistem yang tidak terlepas dari interaksi manusia. Menurut Chester Barnard dalam buku yang berjudul “*Organization Theory by Chester Barnard: An Introduction*” yang ditulis oleh Isomura (2020) menyatakan bahwa organisasi industri merupakan sekelompok orang yang terdiri dari eksekutif, karyawan dan pemegang saham yang menjalankan bisnis dengan adanya hubungan timbal balik dan interaksi dengan pemangku kepentingan seperti kreditur, pemasok, dan pelanggan (Isomura, 2020). Istilah “Perusahaan” dalam Bahasa Indonesia memiliki tiga pengertian yang diadopsi dari istilah dalam Bahasa Belanda yaitu *Onderneming* (merujuk pada adanya kesatuan kerja), *Bedrijf* (suatu usaha untuk mendapatkan keuntungan/laba) dan *Vennootschap* (suatu usaha yang ditimbulkan akibat adanya perjanjian kerja sama). Selain itu, menurut Molengraff dalam bukunya yang berjudul *Leindraad I*, perusahaan didefinisikan sebagai keseluruhan perbuatan untuk mendapatkan penghasilan dengan memperniagakan, menyerahkan atau mengadakan barang dan perjanjian perdagangan (Praptono & Idayanti, 2020).

Perusahaan membutuhkan manajemen sebagai sistem dengan tipe kegiatan yang dikelola oleh sekelompok orang yang bekerja sama di dalam mencapai suatu tujuan. Menurut Mary Parker Follet, seorang filsuf dan pekerja sosial Amerika Serikat, manajemen didefinisikan sebagai seni untuk melaksanakan pekerjaan melalui orang lain (Susan, 2019). Manajemen bersifat universal artinya prinsip manajemen antara perusahaan kecil, besar maupun multinasional dan lain sebagainya memiliki kesamaan secara prinsipnya. Manajemen pabrik diperlukan karena terdapat tujuan yang harus dicapai oleh organisasi maupun pribadi dan mencapai efisiensi serta efektifitas dalam mencapai tujuan. Manajemen pabrik merupakan koordinasi dari 6 M (*mens, money, materials, methods, machines* dan *markets*) yang selanjutnya disebut sebagai alat-alat manajemen (Mardalena & Budiman, 2020).

9.1 Bentuk Perusahaan

Menurut Praptono & Idayanti (2020) yang berpendapat bahwa bentuk-bentuk badan usaha atau perusahaan yang dijumpai di Indonesia merupakan sebagian besar merupakan peninggalan masa lalu terutama Belanda, seperti Firma yang berasal dari nama Belanda *Vennootschap onder Firma* dan CV yang merupakan singkatan dari *Commanditaire Vennootschap* yang merupakan Bahasa Belanda. Jika ditinjau dari status hukumnya, bentuk usaha dapat dibedakan menjadi dua yaitu bentuk usaha/perusahaan badan hukum dan bukan badan hukum. Perusahaan yang berbadan hukum meliputi Perseroan Terbatas (PT), koperasi, yayasan, Badan Usaha Milik Negara (BUMN) dan Badan Usaha Milik Daerah (BUMD). Sedangkan perusahaan yang bukan badan hukum meliputi Usaha Dagang (UD), Persekutuan Perdata, Persekutuan Firma (Fa), dan Persekutuan Komanditer (CV) (Praptono & Idayanti, 2020). Perbedaan semua bentuk perusahaan tersebut disajikan dalam Tabel 9.1.

Tabel 9. 1 Komparasi beberapa bentuk usaha

Bentuk Usaha	Pemilik Modal Usaha	Kelebihan	Kekurangan
Perseroan Terbatas (PT)	Dua orang atau lebih sekutu	<ol style="list-style-type: none"> 1. Lebih mudah mendapatkan modal dengan adanya laporan keuangan 2. Saham perusahaan mudah ditunaikan 3. Pengelolaan lebih professional 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Hanya dapat diterapkan pada perusahaan besar 2. Pendirian lebih sulit dibandingkan CV dan Firma
Koperasi	Lebih dari satu orang	<ol style="list-style-type: none"> 1. Berasaskan kekeluargaan dan gotong royong 2. Modal berasal dari anggota koperasi 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Memiliki daya saing yang rendah 2. Kesadaran rendah akan pemenuhan prinsip-prinsip koperasi
Yayasan	Donasi karena tidak	<ol style="list-style-type: none"> 1. Mempunyai kedudukan mandiri (pemisahan 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Harus dibangun dengan landasan tertentu seperti aksi sosial, keagamaan dan kemanusiaan

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

	mempunyai anggota	kekayaan pribadi dan Yayasan)	2. Sumber modal terbatas
BUMN dan BUMD	Negara/daerah	1. Sumber dana yang cukup besar 2. Sarana difasilitasi oleh negara/daerah 3. Melayani kebutuhan umum yang tidak bisa dilakukan oleh perusahaan swasta	1. Sering tidak menguntungkan secara ekonomi 2. Meningkatkan hutang negara 3. Menimbulkan persaingan yang tidak sehat dengan perusahaan swasta
Usaha Dagang (UD)	Perorangan (hanya 1 orang)	1. Organisasi yang mudah karena perusahaannya kecil 2. Seluruh keuntungan diterima oleh pemilik	1. Terbatasnya besaran perusahaan 2. Penanaman modal dalam bentuk pinjaman usaha 3. Kontinuitas tidak terjamin
Persekutuan Perdata	Dua orang atau lebih	1. Kerjasama paling sederhana 2. Anggota diperbolehkan hanya menyetorkan tenaga	1. Akan berakhir jika salah satu anggota meninggal/ pengakhiran secara sepihak

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

Persekutuan Firma (Fa)	Lebih dari satu sekutu (<i>partner</i>)	<ol style="list-style-type: none"> 1. Kebutuhan modal mudah terpenuhi dibandingkan perusahaan perorangan 2. Sebagian besar tindakan berasal dari musyawarah untuk mendatangkan keuntungan 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Mudahnya perselisihan paham karena pimpinan dipegang oleh lebih dari satu orang 2. Penanam modal sulit menarik modal yang disetorkan
Persekutuan Komanditer (CV)	Beberapa orang sekutu (sekutu pasif dan aktif)	<ol style="list-style-type: none"> 1. Pendirian CV lebih mudah 2. Kebutuhan modal mudah dipenuhi 3. Lebih mudah memperoleh kredit 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Kelangsungan perusahaan tidak menentu karena bergantung pada sekutu komplementer (pengurus) 2. Sekutu komplementer tidak memiliki tanggungjawab penuh sehingga menurunkan semangat memajukan usaha dibandingkan Firma

Pabrik metanol dengan kapasitas 91.400 ton direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham. Saham yaitu surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah setuju akan menyetorkan modal perusahaan tersebut, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam PT, tanggung jawab pemegang saham hanya menyetorkan penuh sejumlah uang yang sudah disepakati oleh pemegang saham (Wulandewi & Mudana, 2019). Alasan dipilihnya bentuk perusahaan PT atau perseroan terbatas yakni:

- a) Modal mudah didapatkan dengan menjual saham perusahaan. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
- b) Segi kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan, pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas. Selain itu kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi dan karyawan. Hal ini karena kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.
- c) Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris, pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
- d) Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.

9.2 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan suatu perusahaan dalam hal ini pabrik, diperlukan adanya suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memenuhi sistem organisasi yang baik diantaranya: merumuskan tujuan perusahaan dengan jelas, setiap pihak organisasi memahami tujuan organisasi dan menyetujuinya, terdapat kesatuan arah (*unity of direction*) dan kesatuan pemerintah, tugas kerja dibagikan dengan jelas, adanya kesatuan perintah dan tanggung jawab, serta terdapat sistem pengontrol pada pekerjaan yang telah dilaksanakan (Rohmah, 2019).

Bentuk struktur organisasi dalam suatu perusahaan terdapat tiga jenis, diantaranya sebagai berikut:

- a. *Line sistem* merupakan sistem yang dipakai dalam perusahaan kecil, dimana pemegang komando tertinggi adalah pemilik perusahaan yang memberikan perintah kepada bawahannya secara langsung.
- b. *Line dan staff sistem* yaitu sistem yang diaplikasikan dalam sebagian besar perusahaan. Karyawan hanya bertanggung terhadap atasannya.
- c. *Functional sistem* merupakan sistem yang digunakan di perusahaan besar dan kompleks. Penempatan karyawan dilakukan dengan menyesuaikan dengan bidang masing-masing karyawan dan hanya memiliki wewenang sebatas keahlian.

Berdasarkan jenis-jenis bentuk organisasi maka dipilih bentuk struktur organisasi yang baik dan sesuai untuk pabrik *methanol* yakni sistem *line and staff*. Sistem ini ini dipengaruhi oleh dua hal yaitu:

- a. *Line* yaitu kelompok yang melakukan tugas pokok dalam organisasi untuk mencapai suatu tujuan,
- b. *Staff* yaitu kelompok yang melaksanakan tugas dengan sesuai keahlian yang dimiliki masing-masing dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional (Sahadi et al., 2020).

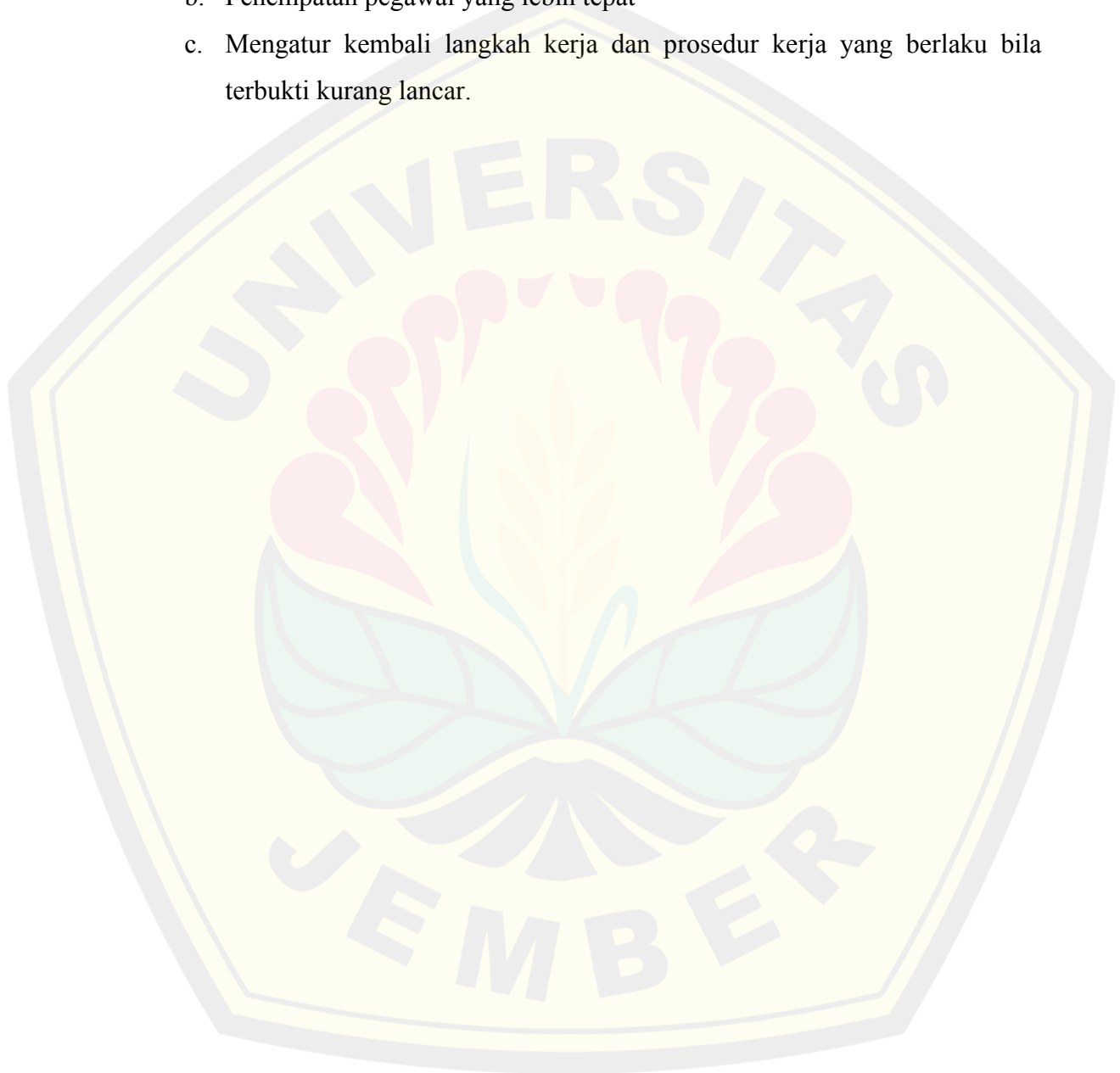
Adapun alasan pemilihan sistem *line and staff* dikarenakan:

- a) Garis kepemimpinan yang cenderung sederhana dan praktis, *staff* hanya bertanggung jawab kepada pimpinan atau atasan. Umum digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal serta oleh organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinyu
- b) Terdapat kesatuan dalam pelaksanaan dan perintah, sehingga mempermudah pemeliharaan disiplin dan tanggung jawab kerja lebih baik
- c) Kepala bagian atau kepala manager secara langsung bertanggung jawab atas suatu aktivitas yang diperlukan untuk mencapai tujuan perusahaan sehingga pengambilan keputusan dapat dilaksanakan secara cepat

Struktur organisasi menggambarkan garis kepemimpinan, bagian, posisi, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil. Tanggung jawab,

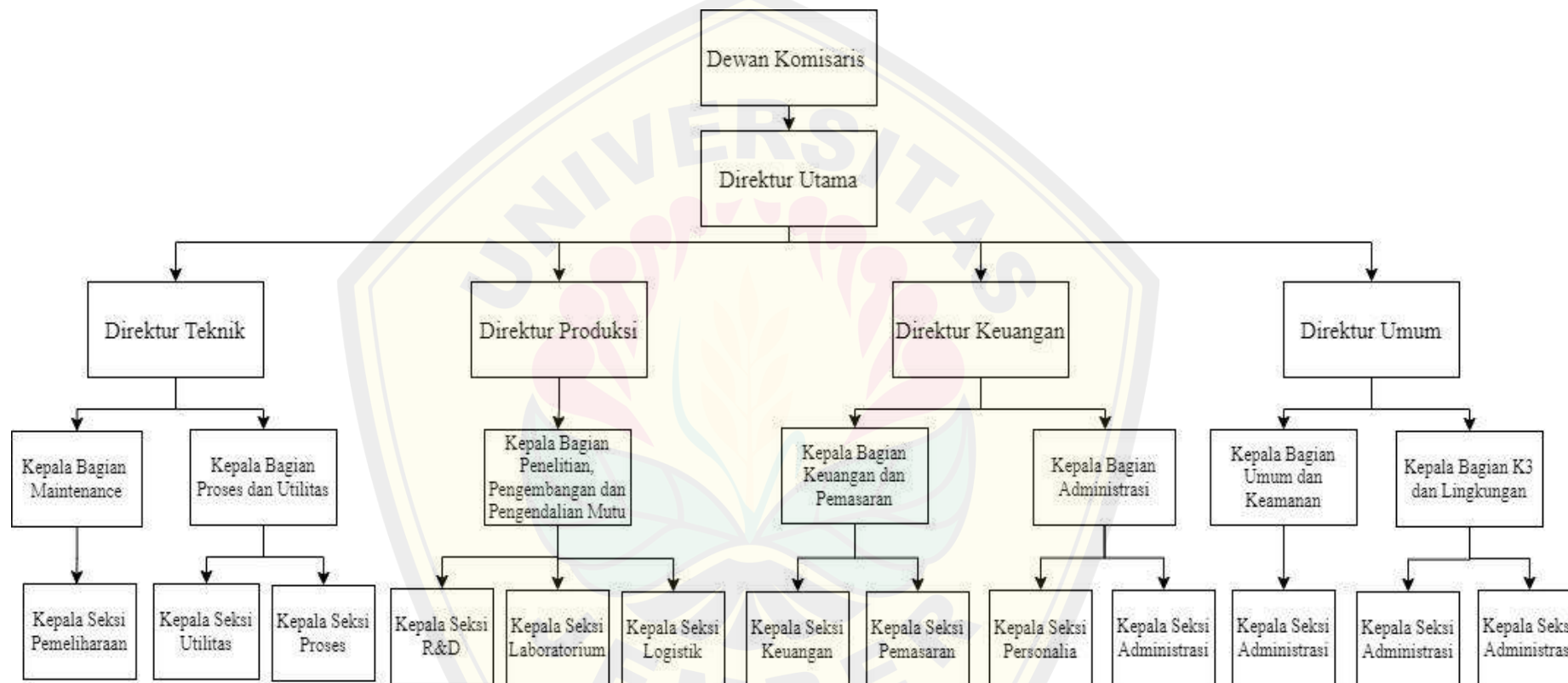
tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan, yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berdasarkan rapat umum adalah pemegang saham. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

- a. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang
- b. Penempatan pegawai yang lebih tepat
- c. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

Struktur organisasi perusahaan di pabrik metanol digambarkan sebagai berikut:



Gambar 9. 1 Struktur organisasi pabrik metanol

9.3 Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab

9.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham dapat diartikan ssebagai pemilik perusahaan, yaitu beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian suatu perusahaan (pabrik) dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas (PT) adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Adapun wewenang Pemegang Saham dalam RUPS yakni:

- a) Pengangkatan dan pemberhentian Dewan Komisaris, serta direktur.
- b) Pengesahan hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan suatu perusahaan.

9.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga akan bertanggung jawah terhadap pemilik saham. Dewan komisaris umumnya dari tingkat peendidikan S3 Teknik kimia, administrasi bisnis atau manajemen. Adapun tugas dan tanggung jawab Dewan Komisaris yaitu:

- a) Menilai dan menyetujui rencana dari direksi tentang kebijakan umum, target keuntungan perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
- b) Menunjuk seseorang untuk menjabat posisi direktur utama
- c) Mengawasi tugas-tugas Direktur Utama
- d) Memberikan saran, kritik, serta nasihat kepada Direktur Utama terkait kebijakan di dalam perusahaan apabila ada intervensi yang menyebabkan perubahan dalam perusahaan.

9.3.3 Fungsionaris Perusahaan

Fungsionaris perusahaan merupakan pimpinan perusahaan merupakan pimpinan perusahaan yang menggerakkan aktivitas dalam suatu perusahaan. Fungsionaris tersebut adalah sebagai berikut:

a. Direktur Utama

Direktur utama umumnya berasal dari tingkat pendidikan S3 teknik kimia, manajemen, atau bisnis. Tugas dan wewenang seorang direktur utama yakni:

- 1) Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris
- 2) Penyusunan kebijakan dan peraturan yang memiliki keterkaitan dengan kemajuan dari perusahaan termasuk dalam mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan bagian yang menjadi bawahnya.
- 3) Menjaga stabilitas organisasi dalam perusahaan dengan terciptanya hubungan kondusif antara pemegang saham, pimpinan dan *staff*.
- 4) Perwakilan perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian dengan pihak ketiga

b. Direktur Teknik

Tugas dari Direktur Teknik yakni Bertindak sebagai pimpinan terhadap kegiatan di pabrik yang berkaitan dengan teknis, pemeliharaan dan optimalisasi alat proses dan listrik serta utilitas. Direktur Teknik biasanya berasal dari tingkat pendidikan S2 teknik kimia.

c. Direktur Produksi

Tanggung jawab dari Direktur Produksi yaitu memimpin jalannya kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang penelitian dan pengembangan produk, pengendalian mutu barang, serta perencanaan jadwal produksi. Direktur Produksi biasanya berasal dari tingkat pendidikan S2 teknik kimia.

d. Direktur Keuangan

Tugas dan wewenangnya yakni:

- a) Memimpin dalam urusan keuangan perusahaan.
- b) Mengkoordinir segala kegiatan yang berhubungan dengan pemasaran
- c) Administrasi perusahaan secara menyeluruh serta personalia.

e. Direktur Umum

Tugas dari Direktur Umum yaitu memimpin jalannya kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang hubungan terhadap masyarakat, keamanan dan keselamatan kerja ataupun K3, serta bertanggung jawab dalam menjamin

mutu lingkungan sekitar pabrik. Direktur Umum biasanya berasal dari tingkat pendidikan S3 teknik kimia.

f. Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh seorang Direktur untuk membantu menengani masalah surat menyurat untuk peihal kepentingan perusahaan, menangani kearsipan data dan pekerjaan lainnya untuk membantu direktur dalam menagani administrasi dan jadwal meeting perusahaan. Sekertaris umumnya berasal dari tingkat pendidikan S1 administrasi

9.3.4 Kepala Bagian dan Kepala Seksi

a. Kepala Bagian Mutu Produksi

Bertanggung jawab kepada *Plant Manager* mengenai penelitian dan pengembangan produk, pengendalian mutu produk dan jadwal operasional. Kepala bagaian Produksi umunya berasal dari tingkat pendidikan S1 teknik kimia atau Teknik industri Kepala Bagian Produksi membawahi seksi-seksi sebagai berikut:

- 1) Seksi R&D, Bertugas melakukan evaluasi kualitas produk, perencanaan pembangunan berdasarkan aspek pasar dan design engineering serta membuat laporan berkala kepada Kabag Produksi
- 2) Seksi Laboratorium, bertanggung jawab dalam mengawasi dan menganalisa kualitas bahan baku, kualitas produk, mengawasi hasil buangan industri, dan melaporkan secara berkala kepada Kabag Produksi
- 3) Seksi Logistik, Bertugas melakukan re-check secara berkala terhadap kebutuhan logistik pabrik mengenai supply chain.

b. Kepala Bagian Pemeliharaan

Kepala Bagian Pemeliharaan bertanggung jawab kepada Direktur Teknik mengenai pemeliharaan dan pengawasan intstrumentasi alat pengendali, pemeliharaan alat-alat atau mesin, serta listrik pabrik. Kepala Bagaian Pemeliharaan umunya berasal dari tingkat pendidikan S1 teknik kimia.

c. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Kepala Bagian Proses dan Utilitas bertugas dalam pengawasan terhadap jalannya proses di pabrik, optimasi kondisi operasi proses, evaluasi sistem

utilitas sebagai penghasil *steam*, air pendingin, kebutuhan bahan bakar. Kepala Bagian Proses dan Utilitas membawahi seksi-seksi seperti seksi proses dan seksi utilitas. Kepala Bagian Utilitas umumnya berasal dari tingkat pendidikan S1 teknik kimia.

d. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Bertugas dalam hal pembekalan dan pemasaran hasil, perencanaan keuangan, mengevaluasi dan mengatur neraca keuangan serta melakukan re-check pembayaran terhadap arus barang masuk. Kepala Bagian Proses dan Utilitas umumnya berasal dari tingkat pendidikan S1 Administrasi atau Bisnis. Seksi-seksi yang dibawah adalah:

- 1) Seksi Keuangan, mempunyai tugas mengatur pembelian dan pembayaran bahan baku, bahan pembantu, dan peralatan, menulis dan melaporkan neraca keuangan perusahaan.
- 2) Seksi Pemasaran, bertugas dalam membuat susunan daerah target pemasaran hasil produksi dan pelaporan kepada Kabag bersangkutan, pengadaan bahan dan alat, mengetahui harga pasaran dan mutu dagang.

e. Kepala Bagian Administrasi

Bertanggung jawab dalam perencanaan secara matang dalam administrasi menyangkut penyelenggaraan utang piutang perusahaan, persediaan kantor, pembukuan dan masalah perpajakan pabrik. Seksi-seksi yang dibawah adalah seksi administrasi dan seksi personalia.

f. Kepala Bagian Umum dan Keamanan

Bertanggung jawab kepada Office Manager dan Direktur Utama dalam hal hubungan masyarakat dan keamanan pabrik. Seksi yang dibawah yakni : Seksi Humas dan Keamanan, bertugas dalam pengawasan semua bangunan dan fasilitas perusahaan, keluar masuknya orang-orang selain karyawan dalam lingkup pabrik, menjaga berbagai macam dokumen rahasia dengan intern perusahaan. Dalam fungsinya sebagai hubungan masyarakat yaitu, mengadakan hubungan yang baik antara perusahaan dengan masyarakat, instansi, pemerintah, perguruan tinggi, dan pihak-pihak lain.

g. Kepala Bagian K3 dan Lingkungan

Tugas kepala bagian k3 dan lingkungan adalah sebagai pengawas dan pembuat rencana mengenai kesehatan dan keselamatan kerja karyawan untuk memelihara lingkungan kerja yang kondusif, aman, nyaman, dan terhindar dari berbagai macam bahaya yang dapat membahayakan nyawa karyawan, serta mengawasi dampak produksi pada hasil bungan terhadap dampak lingkungan, mengelola mutu limbah pabrik sesuai baku mutu pemerintah setempat. Seksi-seksi yang dibawah yaitu meliputi Seksi K3 dan Seksi Pengolahan Limbah. Berikut adalah tabel kualifikasi karyawan pabrik metanol berdasarkan pendidikan:

Tabel 9. 2 kualifikasi pendidikan karyawan

No.	Jabatan	Pendidikan Minimal
1	Dewan Komisaris	S-3 Teknik Kimia, Administrasi Bisnis, Manajemen
2	Direktur Utama	S-3 Teknik Kimia, Manajemen, Bisnis
3	Direktur Divisi	S-3 Teknik Kimia
4	Kabag Maintenance	S-1 Teknik Kimia
5	Staff Ahli	S-2 Teknik Kimia
6	Sekretaris	S-1 Administrasi
7	Kabag Umum	S1 sederajat
8	Kabag Keuangan dan Pemasaran	S-1 Ekonomi relevan
9	Kabag Utilitas dan Proses	S-1 Teknik Kimia
10	Kabag R&D	S-1 Kimia relevan
11	Kabag K3 dan Lingkungan	S-1 Teknik Kimia relevan
12	Kasi Maintenance	S-1 Teknik Mesin/Elektro relevan
13	Kasi Utilitas	S-1 Teknik Kimia relevan

14	Kasi Proses	S-1 Teknik Kimia relevan
15	Kasi R&D	S-1 Teknik Kimia relevan
16	Kasi Laboratorium	S-1 Teknik Kimia relevan
17	Kasi Logistik	S-1 Teknik Industri relevan
18	Kasi Humas	S-1 Ilmu Komunikasi relevan
19	Kasi K3	S-1 Teknik Kimia relevan
20	Kasi Pengolahan Limbah	S-1 Teknik Kimia relevan
21	Operator Produksi	D-3 Teknik Kimia relevan
22	Operator Lab/QC	D-3 Teknik Kimia relevan
23	Operator Limbah	D-3 Teknik Kimia relevan
24	Operator R&D	D-3 Teknik Kimia relevan
25	Operator Utilitas	D-3 Teknik Kimia relevan
26	Operator Maintenance	D-3 Teknik Mesin relevan
27	Staff Personalia	S-1 Psikologi relevan
28	Staff Humas	S-1 Ilmu Komunikasi relevan
29	Staff Pemasaran	S-1 Akuntansi relevan
30	Staff Administrasi	S-1 Administrasi
31	Staff Logistik	S-1 Teknik Logistik relevan
32	Dokter	S-1 Kedokteran
33	Perawat	S-1 Keperawatan
34	Sopir	SMA sederajat
35	<i>Office Boy</i>	SMA Sederajat
36	Keamanan	SMA Sederajat

9.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pegawai merupakan orang yang bekerja dalam suatu perusahaan baik perusahaan negeri maupun swasta. Definisi pegawai menurut Musanef (1984) yaitu

sebagai pekerja atau *worker*, yang secara langsung bertindak akibat digerakkan oleh seorang atasan sebagai pelaksana yang akan menyelenggarakan pekerjaan sehingga menghasilkan karya-karya yang diharapkan dalam usaha pencapaian tujuan organisasi yang telah ditetapkan.

Menurut Badan Kepegawaian dan Pengembangan SDM Daerah Provinsi Jawa Timur, setidaknya terdapat tiga sistem kepegawaian yaitu:

- 1) Sistem kawan (*patronage system*), sistem kepegawaian yang mana status kepegawaian didapatkan atas dasar hubungan antara penerima dan pemberi pekerjaan.
- 2) Sistem kecakapan (*merit system*), status kepegawaian didapatkan berdasarkan cara yang lebih obyektif yaitu berdasarkan kemampuan, hasil tes dan Pendidikan.
- 3) Sistem karir (*career system*), merupakan konsekuensi logis dari sistem kecakapan. Perbedaan sistem ini dengan *merit system* adalah sistem ini terbatas pada lingkungan tertentu sedangkan *merit system* terbuka untuk umum dan pada umumnya digunakan ketika awal rekrutmen tenaga kerja kemudian penentuan selanjutnya berdasarkan sistem karir.

Sistem kepegawaian yang dipilih pada pabrik *metanolini* yaitu sistem kecakapan atau *merit system*. Hal tersebut membantu perusahaan untuk mencapai tujuannya dengan memiliki tenaga kerja/pegawai yang cakap dan sesuai dengan bidang yang ditekuni. Kenaikan jabatan juga diberikan kepada pegawai yang telah memenuhi persyaratan untuk mendapatkan jabatan tersebut.

Sistem gaji pada pabrik *metanolini* menggunakan sistem gaji berdasarkan status kepegawaian. Pegawai tetap akan diberikan gaji sesuai besaran yang telah ditentukan setiap bulan hingga pegawai tersebut menyelesaikan atau diselesaikan kontraknya oleh perusahaan dan berhak menerima berbagai tunjangan dan *bonus* jika suatu target telah dilampaui. Sedangkan pegawai tidak tetap diberikan gaji hingga waktu tertentu tanpa menerima *bonus* dan tunjangan lainnya.

9.5 Pembagian Waktu Kerja

Pabrik metanol dengan kapasitas 91.400 ton/tahun yang direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dengan proses produksi berlangsung

selama 24 jam per hari. Sisa hari selain hari libur digunakan untuk perawatan dan perbaikan (*Shutdown pabrik*). Pembagian jam kerja karyawan dibuat menjadi dua golongan, yaitu karyawan *non-shift*/harian dan karyawan *shift*. Karyawan harian merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung, diantaranya Direktur, Staff Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi, dan bawahan yang ada dikantor. Karyawan harian akan bekerja dalam satu minggu selama 5 hari dengan pembagian jam kerja yang dapat dilihat pada Tabel 9.2. Sedangkan untuk jadwal jam kerja untuk karyawan *shift* dapat dilihat pada Tabel 9.3.

Tabel 9. 3 Pembagian jam kerja

No	Jadwal Kerja	Jam Kerja	Keterangan
1	Senin-Kamis	08.00-12.00 WIB	Waktu kerja
		12.00-13.00 WIB	Istirahat
		13.00-16.00 WIB	Waktu kerja
2	Jumat	08.00-11.30 WIB	Waktu kerja
		11.30-13.00 WIB	Istirahat
		13.00-16.00 WIB	Waktu kerja

Tabel 9. 4 Pembagian *shift*

No	Shift	Jam Kerja
1	I	08.00-16.00
2	II	16.00-24.00
3	III	24.00-08.00

Shift	Tanggal																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
B	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■
D	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
Shift	Tanggal																	
	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31					
A	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II					
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■					
C	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I					
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III					

9.6 Jumlah Tenaga Kerja dan Gaji Pegawai

9.6.1 Jumlah Karyawan *Shift*

Perhitungan jumlah karyawan dapat diperhitungkan melalui perhitungan jumlah karyawan proses berdasarkan jumlah peralatan, jumlah karyawan, dan rincian karyawan yang lain ditentukan agar semua pekerjaan dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Jumlah karyawan ditentukan dan disesuaikan kapasitas proses produksi, jam kerja, dan jumlah proses dengan persamaan dibawah: (Vilbrandt, 1959).

$$M = 15,2 \times P^{0,25}$$

P = Kapasitas Pabrik (Ton/hari)

$$\text{Jumlah Karyawan} = \frac{M}{\text{Jumlah jam kerja}} \times \text{Jumlah Proses}$$

Kapasitas pabrik metanol sebesar 91.400 ton/tahun jika dikonversikan pada 330 hari menjadi 276,9 ton/hari. Ada beberapa jumlah proses pada pabrik metanol ini:

1. *Reforming* (*Primary reformer* dan *secondary reformer*)
2. *Synthesis* metanol
3. Distilasi

Berdasarkan uraian proses terdapat 4 proses dengan pembagian tiap *shift* 8 kerja. Kebutuhan jumlah karyawan *shift* proses produksi pada pabrik metanol dari gas alam dapat diperhitungkan dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$M = 15,2 \times 276,9^{0,25}$$

$$M = 62 \text{ karyawan jam/hari}$$

$$\text{Jumlah Karyawan} = \frac{62 \text{ jam/hari}}{8 \text{ jam}} \times 4$$

Jumlah Karyawan = 31 \approx 31 karyawan/hari

Jumlah Karyawan = 11 karyawan/shift

Jumlah Karyawan proses = $11 \frac{\text{karyawan}}{\text{shift}} \times 4 \text{ kelompok}$

Jumlah Karyawan proses = 44 karyawan/shift

9.6.2 Jumlah Karyawan Non-Shift

Jumlah tenaga kerja tidak langsung dapat diperkirakan dan total karyawan terdapat pada Tabel 9.4.

Tabel 9. 5 Gaji karyawan pabrik metanol

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Bulan
1	Dewan Komisaris	1	40.000.000	40.000.000
2	Direktur Utama	1	25.000.000	25.000.000
3	Direktur Divisi	4	20.000.000	80.000.000
4	Kabag Maintenance	1	9.000.000	9.000.000
5	Staff Ahli	4	10.000.000	40.000.000
6	Sekretaris	4	6.500.000	26.000.000
7	Kabag Umum	1	9.000.000	9.000.000
8	Kabag Keuangan & Pemasaran	1	9.000.000	9.000.000
9	Kabag Utilitas dan Proses	1	9.000.000	9.000.000
10	Kabag R&D	1	9.000.000	9.000.000
11	Kabag K3 dan Lingkungan	1	9.000.000	9.000.000
12	Kasi Maintenance	2	8.000.000	16.000.000
13	Kasi Utilitas	2	8.000.000	16.000.000
14	Kasi Proses	2	8.000.000	16.000.000
15	Kasi R&D	2	8.000.000	16.000.000
16	Kasi Laboratorium	2	8.000.000	16.000.000
17	Kasi Logistik	2	8.000.000	16.000.000
18	Kasi Humas	2	8.000.000	16.000.000
19	Kasi K3	2	8.000.000	16.000.000
20	Kasi Pengolahan Limbah	2	8.000.000	16.000.000
21	Operator Produksi	44	3.900.000	171.600.000
22	Operator Lab/QC	9	3.900.000	35.100.000
23	Operator Limbah	7	3.900.000	27.300.000
24	Operator R&D	7	3.900.000	27.300.000
25	Operator Utilitas	7	3.900.000	27.300.000

26	Operator Maintenance	8	3.900.000	31.200.000
27	Staff Personalia	5	4.000.000	20.000.000
28	Staff Humas	5	4.000.000	20.000.000
29	Staff Pemasaran	5	4.000.000	20.000.000
30	Staff Administrasi	5	4.000.000	20.000.000
31	Staff Logistik	5	4.000.000	20.000.000
32	Dokter	4	5.000.000	20.000.000
33	Perawat	6	3.000.000	18.000.000
34	Sopir	9	2.500.000	22.500.000
35	Office Boy	15	2.500.000	37.500.000
36	Keamanan	10	2.500.000	25.000.000
TOTAL		189	951.800.000	

Sistem pengupahan karyawan dibedakan berdasarkan status karyawan, tingkatan pendidikan, dan besar atau kecilnya tanggung jawab (kedudukan) yang dipegang, keahlian, masa kerja, dan upah minimum. Upah minimum merupakan upah bulanan terendah yang terdiri atas upah pokok termasuk tunjangan tetap yang ditetapkan oleh gubernur sebagai jaring pengaman Upah minimum atau yang disebut sebagai UMR. Sistem gaji karyawan diberikan pada setiap awal bulan dan besarnya gaji minimum disesuaikan dengan Upah Minimum Regional (UMR) Bojonegoro tahun 2022 yaitu Rp 2.079.568,07. Struktur penggajian karyawan tersedia pada Tabel 9.4.

9.7 Jaminan Kerja

Perusahaan selain membagikan gaji bulanan kepada karyawan, juga memberikan jaminan sosial sebagai sarana kesejahteraan karyawan. Terdapat 5 macam jaminan sosial yang terdiri dari tunjangan, *intensive* atau bonus, cuti, pengobatan karena kecelakaan kerja yang bukan dari kesalahan karyawan, dan fasilitas. Beberapa jaminan sosial yang diperoleh karyawan diantaranya:

1. Tunjangan hari raya (THR);
2. Tunjangan lembur (khusus karyawan *shift*);
3. Tunjangan cuti;
4. *Bonus* tambahan dengan persentase yang disesuaikan menurut posisi jabatan di perusahaan dan profit yang diperoleh;

5. Cuti tahunan (maksimal 12 kali dalam setahun dengan pengajuan sepekan sebelumnya);
6. Cuti sakit (harus disertai surat dokter);
7. Cuti hamil dan melahirkan (maksimal 3 bulan bagi karyawan wanita);
8. Cuti untuk keperluan perusahaan;
9. Pelayanan kesehatan standar secara gratis;
10. Badan Penyelenggara Jaminan Sosial (BPJS) Ketenagakerjaan dan BPJS Kesehatan;
11. Penyediaan alat pelindung diri (APD) seperti alat pelindung kaki, tangan, pernafasan, mata, dan pakaian pelindung;
12. Fasilitas kendaraan untuk direktur utama dan manajer-manajer;
13. Penyediaan mushalla dan kantin;
14. *Family gathering* setiap dua tahun sekali.

9.8 Tata Letak

Tata letak merupakan suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen – komponen pendukung produksi pabrik, sehingga mendapatkan hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan, dan Gerakan pekerja maupun material proses dari bahan baku menjadi produk. Tata letak pabrik memiliki peran penting dalam menentukan biaya produksi, konstruksi, serta kemudahan dalam distribusi bahan atau orang yang akan berdampak pada efisiensi keselamatan kerja. Tata letak pabrik juga dapat membantu untuk menghindari terjadinya kecelakaan kerja, sehingga tidak mengganggu tingkat produktivitas pabrik. Untuk luas pabrik metanol dijabarkan pada Tabel.

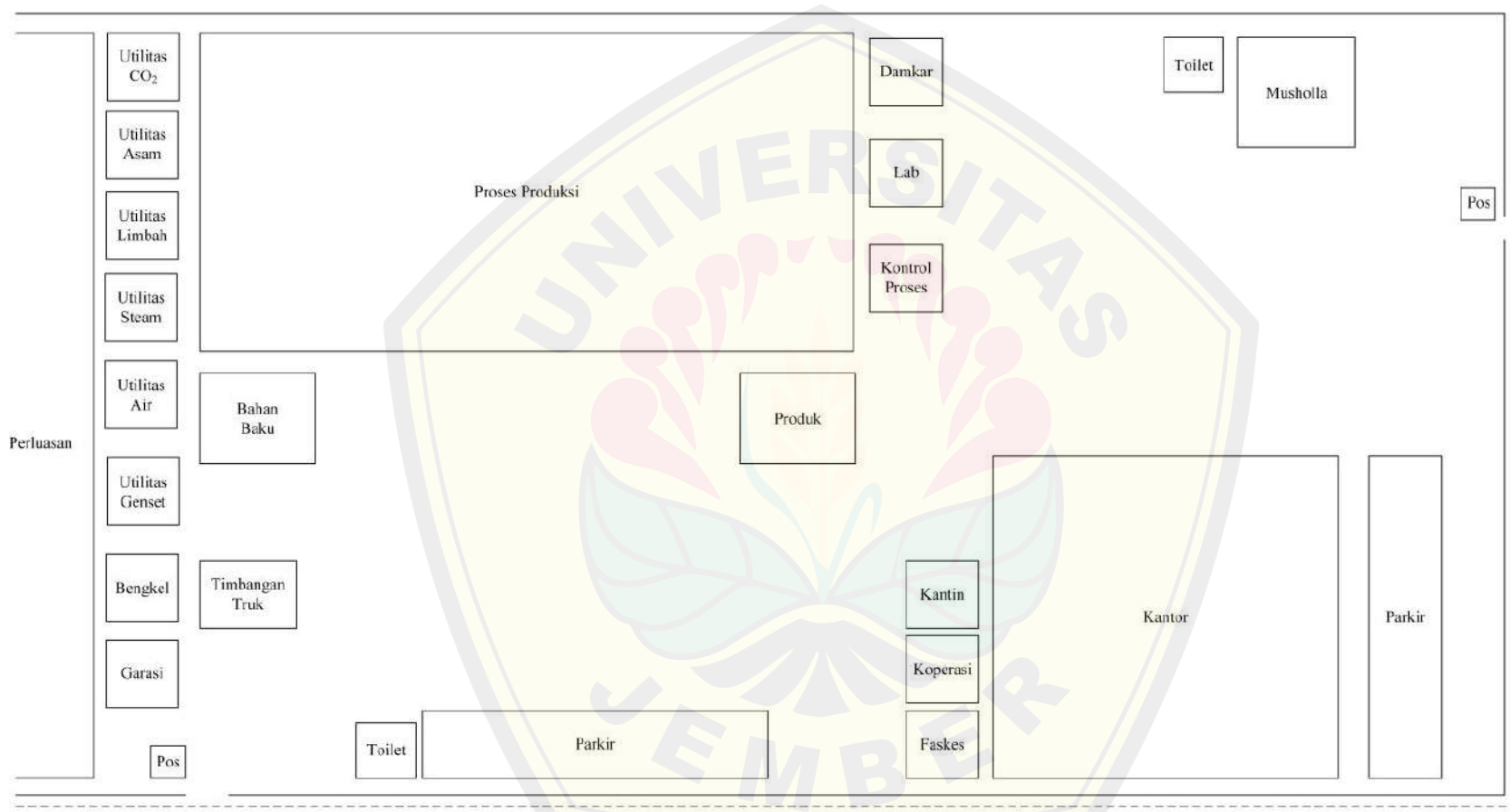
Faktor – faktor yang menjadi pertimbangan dalam penyusunan tata letak pabrik metanol adalah (Peters et al., 2003) :

- a) Urutan proses produksi dan kemudahan aksesibilitas operasi, jika suatu produk perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa menjadi lebih sederhana;
- b) Pengembangan lokasi baru atau perluasan lokasi baru atau perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang;

- c) Distribusi ekonomis dari fasilitas logistik (bahan baku dan bahan pelengkap), fasilitas utilitas (pengadaan air, *steam*, tenaga listrik, dan bahan bakar), bengkel untuk pemeliharaan atau perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya;
- d) Kemudahan pemeliharaan dan perbaikan alat;
- e) Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.



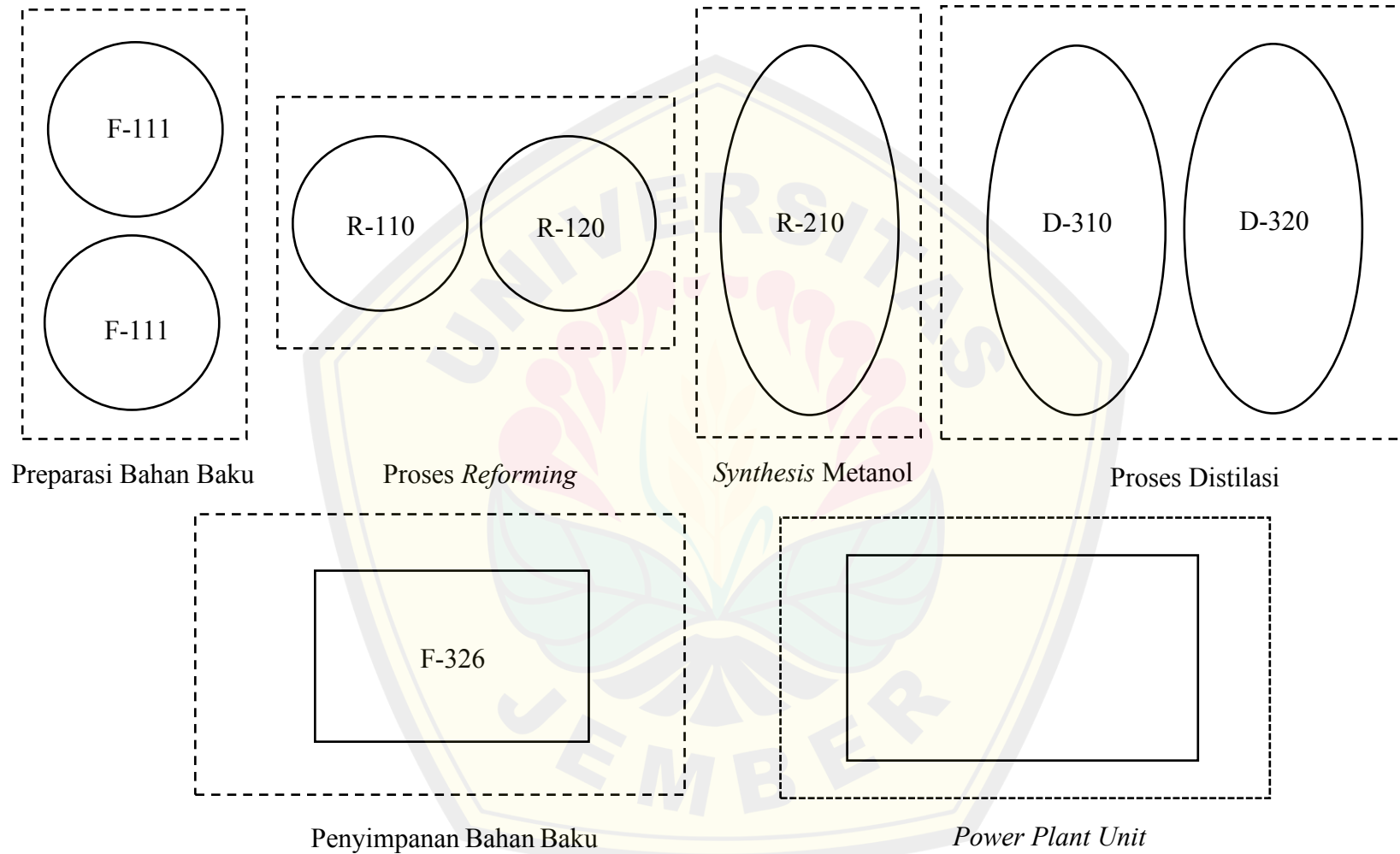
DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER



Gambar 9. 3 Tata letak pabrik metanol

Tabel 9. 6 Rincian luas setiap area pabrik

No	Jenis Area	m x m	Luas Area (m ²)
1	Pos keamanan (2 lokasi)	2 x 3	12
2	Lahan parkir depan	5 x 10	50
3	Lahan parkir belakang	5 x 10	50
4	Kamar mandi (4 lokasi)	4 x 3	48
5	Kantin (2 lokasi)	5 x 10	100
6	Koperasi	5 x 3	15
7	Masjid	10 x 5	50
8	Fasilitas kesehatan (1 lokasi)	10 x 5	50
9	Kantor (2 lokasi)	17 x 10	340
10	Laboratorium (2 lokasi)	10 x 10	100
11	Area produksi	100 x 100	10.000
12	Ruang Kendali	5 x 10	50
13	Ruang penyimpanan bahan baku	30 x 30	900
14	Ruang penyimpanan produk utama	25 x 20	500
15	Garasi dan penimbangan truk	30 x 10	300
16	Utilitas pengolahan air	10 x 50	500
17	Utilitas pengadaan <i>steam</i>	10 x 50	500
18	Utilitas kelistrikan	35 x 10	350
19	Utilitas pengolahan limbah	20 x 20	400
20	Bengkel perbaikan alat alat pabrik	15 x 10	150
21	Area pemadam kebakaran	3 x 10	30
22	Lahan perluasan	100 x 50	5.000
23	Halaman, taman, jalan, koridor	10 x 50	500
Total			20.000



Gambar 9. 4 *Layout* unit produksi metanol

9.9 Area Pendukung

Terdapat beberapa fasilitas untuk penunjang kegiatan produksi di pabrik Metanol, diantaranya:

1. Fasilitas kesehatan yaitu fasilitas kesehatan yang diutamakan bagi karyawan-karyawan yang sakit dan mengalami cedera ketika bekerja. Poliklinik berada didekat sirkulasi keluaranya transportasi dan cukup dekat dengan gerbang pintu keluar demi memudahkan akses;
2. Pos keamanan berfungsi menjaga keamanan utamanya di jalur akses pintu masuk dan keluar. Terdapat dua pos pada pabrik ini. Pada keamanan juga terdapat security monitor untuk memantau kondisi lingkungan dari pabrik metanol dengan peralatan CCTV;
3. Kantin sebagai tempat makan dan singgah pegawai pabrik pada jam-jam istirahat;
4. Bengkel sebagai sarana penunjang jika terdapat alat-alat pabrik atau truk pengangkut barang yang bermasalah, bengkel didirikan agar dapat memfasilitasi perbaikan di dalam pabrik;
5. Masjid sebagai sarana penunjang kegiatan beribadah untuk pegawai yang beragama Islam;
6. Area Pemadam Kebakaran yang digunakan untuk menyimpan bahan-bahan pemadam kebakaran jika sewaktu-waktu diperlukan;
7. Aula berguna dalam memfasilitasi acara-acara yang membutuhkan tempat luas dan tertutup;
8. Parkir Terdapat dua macam tempat parkir untuk menunjang kegiatan distribusi bahan, produk, maupun pekerja;
9. Taman untuk memperindah kawasan pabrik, sehingga area depan pabrik diberi taman yang merupakan gabungan antara material lunak maupun keras berfungsi sebagai tempat penyejukkan luar ruangan;
10. Kebun Sebagian area ekspansi yang tidak terpakai, dimanfaatkan untuk budidaya berbagai sayur-sayuran maupun buah-buahan untuk dikonsumsi oleh orang pabrik;
11. Gudang sebagai tempat menyimpan berbagai barang penunjang pabrik

BAB 10. EVALUASI EKONOMI DAN FAKTOR KESELAMATAN

10.1 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi pada perancangan pabrik metanol ini dilakukan untuk mengetahui kelayakan pendirian pabrik serta mengetahui keuntungan yang dihasilkan. Pabrik dianggap layak didirikan jika dapat beroperasi dengan baik dan memberikan keuntungan. Seluruh analisis yang dilakukan harus ditentukan sebelum adanya investasi. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan pada evaluasi ekonomi ini adalah:

1. Keuntungan (profitabilitas);
2. Lama waktu pengembalian modal;
3. Total modal akhir;
4. Laju pengembalian modal;
5. *Break event point* (BEP).

Dasar perhitungan analisis ekonomi pada pabrik metanol ini adalah sebagai berikut:

Kapasitas Produksi	=	11.540,4 kg/jam
	=	91.400 ton/thn
Waktu Operasi	=	1 tahun
	=	330 hari
Umur Pabrik	=	10 tahun
Tahun Mulai Konstruksi	=	2024
Lama Pengerjaan	=	2 tahun
Tahun Pengadaan alat	=	2025
Tahun mulai beroperasi	=	2026
Nilai Tukar rupiah	=	1 US\$
	=	Rp 15.583

(www.bi.go.id) (9 Januari 2023, 11.16)

Tabel 10.1 menampilkan berbagai istilah, singkatan, dan penjelasan dari yang digunakan pada evaluasi ekonomi ini. Peters *et al.*, (2003) menjadi sumber utama untuk perhitungan evaluasi ekonomi pada pabrik metanol dengan berkapasitas 91.400 ton/tahun ini.

Tabel 10. 1 Istilah dan definisi perhitungan evaluasi ekonomi

No.	Istilah	Singkatan	Definisi
1.	<i>Total capital investment</i>	TCI	Total modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik yang didapat dari jumlah antara FCI dan WCI
2.	<i>Fixed capital investment</i>	FCI	Total biaya DC dan IDC
3.	<i>Direct cost</i>	DC	Total biaya PEC, SEC, ETC, DEL, IIP, IC, Pins, Eins, SFYI, B, dan L
4.	<i>Purchased equipment cost</i>	PEC	Biaya pembelian seluruh alat produksi
5.	<i>Shipping equipment cost</i>	SEC	Biaya pengemasan alat produksi yang dibeli dari luar negeri
6.	<i>Equipment taxes cost</i>	ETC	Biaya pajak atau bea cukai khusus peralatan yang dibeli dari luar negeri
7.	<i>Delivery equipment to location</i>	DEL	Biaya pengiriman alat proses produksi dari pelabuhan menuju lokasi pabrik
8.	<i>Instalation, insulation and painting cost</i>	IIP	Biaya pemasangan alat, perekatan, dan pengecatan
9.	<i>Instrumentation and controls cost</i>	IC	Biaya untuk melengkapi sistem produksi dengan instrumen
10.	<i>Piping and installed cost</i>	Pins	Biaya untuk pipa dan pemasangannya

No.	Istilah	Singkatan	Definisi
11.	<i>Electrical and installed cost</i>	Eins	Biaya untuk pengadaan listrik dan pemasangannya
12.	<i>Service facilities and yard improvement cost</i>	SFYI	Biaya untuk perbaikan fasilitas dan pengembangan lahan
13.	<i>Building cost</i>	B	Biaya yang diperlukan untuk pembangunan bangunan
14.	<i>Land cost</i>	L	Biaya yang diperlukan untuk pembelian tanah
15.	<i>Indirect cost</i>	IDC	Total biaya ES, CE, dan Contg
16.	<i>Engineering and supervision cost</i>	ES	Biaya untuk <i>design engineering</i> , pengawas lapangan, dan inspeksi
17.	<i>Construction expenses cost</i>	CE	Biaya untuk konstruksi bangunan pabrik
18.	<i>Contingency cost</i>	Contg	Biaya faktor keamanan untuk pengeluaran tak terduga
19.	<i>Working capital investment</i>	WCI	Modal operasional yang perlu dikeluarkan dalam menjalankan proses produksi pada jangka waktu tertentu
20.	<i>Total production cost</i>	TPC	Penentuan biaya produksi dengan menjumlah antara MC dan GE
21.	<i>Total manufacturing cost</i>	MC	Total biaya yang dibutuhkan untuk manufaktur dengan menjumlahkan DPC, FC, dan POC
22.	<i>Direct production cost</i>	DPC	Total biaya yang berkaitan langsung terkait proses produksi dengan

No.	Istilah	Singkatan	Definisi
			menjumlahkan RM, OL, DSCL, Utl, MR, LC, dan PR
23.	<i>Raw material cost</i>	RM	Biaya untuk keperluan pembelian bahan baku, bahan penunjang, dan bahan bakar
24.	<i>Operating labor cost</i>	OL	Biaya untuk menggaji karyawan selama proses produksi
25.	<i>Direct supervisory and clerical labor cost</i>	DSCL	Biaya untuk menggaji pekerja yang bertanggung jawab secara langsung dengan proses produksi serta petugas administrasi
26.	<i>Utility cost</i>	Utl	Biaya untuk kebutuhan utilitas
27.	<i>Maintenance and material cost</i>	MR	Biaya untuk pemeliharaan peralatan proses
28.	<i>Laboratory charge cost</i>	LC	Biaya untuk pengoperasian laboratorium
29.	<i>Patents and royalties cost</i>	PR	Biaya untuk keperluan produksi selama waktu paten berlaku dan pembayaran royalti tergantung kecepatan proses produksi atau penjualan
30.	<i>Fixed charges</i>	FChg	Total biaya yang perlu dibayar secara teratur terlepas dari volume bisnis yang nilainya didapat dengan menjumlah D, LT, dan Ins
31.	<i>Depreciation cost</i>	D	Biaya yang dikeluarkan akibat penurunan nilai harga peralatan
32.	<i>Local taxes cost</i>	LT	Pajak lokal yang perlu dibayar
33.	<i>Insurance cost</i>	Ins	Biaya asuransi pabrik

No.	Istilah	Singkatan	Definisi
34.	<i>Plant overhead cost</i>	POC	Biaya yang dikeluarkan pabrik di luar perencanaan
35.	<i>General expenses</i>	GE	Biaya yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi
36.	<i>Administration cost</i>	Adm	Biaya administrasi kantor
37.	<i>Distribution and marketing cost</i>	DM	Biaya distribusi produk serta pemasaran dan penjualan
38.	<i>Research and development cost</i>	RD	Biaya untuk penelitian dan pengembangan produk
39.	<i>Financing cost</i>	Fnc	Peningkatan biaya pembiayaan
40.	<i>Annual cash flow</i>	ACF	Uang tunai yang tersedia setiap tahunnya
41.	<i>Selling price</i>	SP	Harga jual produk utama dan produk samping
42.	<i>Net profit before tax</i>	NPBT	Laba bersih sebelum pajak
43.	<i>Income tax</i>	IT	Besaran pajak dari laba bersih
44.	<i>Net profit after tax</i>	NPAT	Laba bersih setelah pajak
45.	<i>Pay out time</i>	POT	Waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal dan bunga bank
46.	<i>Net profit over total life of the project</i>	NPOTLP	Total keuntungan yang diperoleh (termasuk untuk membayar bunga pinjaman) selama umur pabrik yang ditambah CR

No.	Istilah	Singkatan	Definisi
47.	<i>Cumulative cash position</i>	CCP	Selisih antara ACF selama umur pabrik dengan TCI
48.	<i>Capital recovery</i>	CR	Modal yang masih ada pada masa akhir umur pabrik
49.	<i>Total capital sink</i>	TCS	Selisih antara ACF selama umur pabrik dengan jumlah angsuran
50.	<i>Rate of return</i>	ROR	Laju pengembalian modal dari rasio antara NPAT dengan TCI
51.	<i>Discounted cash flow rate of return</i>	DCF-ROR	Laju pengembalian modal dari bunga ACF selama umur pabrik
52.	<i>Fixed cost</i>	Fcost	Biaya yang harus dibayar oleh perusahaan yang terlepas dari penurunan atau kenaikan jumlah produksi dengan menjumlahkan antara FChg, POC, dan GE
53.	<i>Break even point</i>	BEP	Titik yang menunjukkan capaian kapasitas produksi ketika pendapatan sama nilainya dengan modal yang dikeluarkan
54.	<i>Shut down point</i>	SDP	Titik kerugian ketika total biaya berada di atas garis total penghasilan

Berbagai parameter ekonomi digunakan sebagai pedoman untuk menentukan layak tidaknya suatu pabrik didirikan dan besarnya tingkat pendapatan yang dapat diterima dari segi ekonomi. Parameter-parameter tersebut antara lain sebagai berikut.

10.1.1 *Total Capital Investment (TCI)*

Modal investasi merupakan modal keseluruhan untuk mendirikan pabrik dari mulai awal menjalankan usaha sampai didapatkan hasil penjualan. Modal ini sangat dibutuhkan untuk menyediakan segala peralatan dan fasilitas manufaktur pabrik. Setiap data yang dibutuhkan untuk menentukan *total capital investment* (TCI) atau total modal yang dibutuhkan ditampilkan pada Tabel 10.2 dengan detail perhitungan pada Appendiks D – Evaluasi Ekonomi.

Tabel 10. 2 Penentuan *total capital investment* (TCI)

Kategori	Sumber Perhitungan	Biaya (US\$)
PEC	Appendiks D	12.808.481
IIP	25% PEC	3.202.120,19
IC	6% PEC	768.508,85
Pins	10% PEC	1.280.848
Eins	10% PEC	1.280.848
SFYI	40% PEC	5.123.392,30
B	Appendiks D	1.925.175
L	Appendiks D	1.411.795
DC	PEC + IIP + IC + Pins + Eins + SFYI + B + L	27.801.168
ES	5% DC	1.390.058,40
CE	6% DC	1.668.070,08
Contg	5% FCI	1.624.173,50
IDC	ES + CE + Contg	4.682.301,98
FCI	DC + IDC	32.483.470
WCI	10% TCI	3.609.274,45
TCI	FCI + WCI	36.092.744

10.1.2 Total Production Cost (TPC)

Biaya total produksi meliputi semua biaya yang dihabiskan selama pabrik beroperasi, penentuan *total production cost* (TPC) atau biaya produksi dengan detail perhitungan yang terdapat pada Appendiks D – Evaluasi Ekonomi ditampilkan pada Tabel 10.3.

Tabel 10. 3 Penentuan *total production cost* (TPC)

Kategori	Sumber Perhitungan	Biaya (US\$/Tahun)
RM	Appendiks D	115.944.278
OL	Tabel 9.4	794.032
DSCL	10% OL	79.403
Utl	10% TPC	15.159.968,8
MR	2% FCI	649.669,40
LC	10% OL	79.403
PR	2% TPC	3.031.994
DPC	RM + OL + DSCL + Utl + MR + LC + PR	135.738.748
D	10% FCI	3.248.347
LT	1% FCI	324.834
Ins	1% FCI	324.834
FChg	D + LT + Ins	3.898.016
POC	50% dari OL + DSCL + MR	761.552
MC	DPC + FChg + POC	140.398.317
Adm	15% dari OL + DSCL + MR	228.466
DM	2% TPC	3.031.994
RD	5% TPC	7.579.984
Fnc	1% TCI	360.927.44
GE	DM + RD + Fnc	11.201.371
TPC	MC + GE	151.599.688

10.1.3 Keuntungan (Profitabilitas)

Keuntungan (profit) merupakan tujuan utama dari didirikannya sebuah pabrik. Untuk mengetahui keuntungan dari sebuah pabrik, maka perhitungan *annual cash flow* (ACF) atau total uang yang diperoleh perlu dilakukan. Penentuan ACF sesuai dengan Appendiks D – Evaluasi Ekonomi adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Total penjualan (SP)} &= \text{US\$}170.018.000 \\
 \text{Total production cost (TPC)} &= \text{US\$}151.599.688 \\
 \text{Net profit before taxes (NPBT)} &= \text{SP} - \text{TPC} \\
 &= \text{US\$} (170.018.000 - 151.599.688) \\
 &= \text{US\$}19.318.312 \\
 \text{Income taxes (IT)} &= 25\% \text{ NPBT} \\
 &= 25\% \times \text{US\$}22.827.282 \\
 &= \text{US\$}4.829.577,9 \\
 \text{Net profit after taxes (NPAT)} &= \text{NPBT} - \text{IT} \\
 &= \text{US\$} (19.318.312 - 4.829.577,9) \\
 &= \text{US\$}14.488.734 \\
 \text{Depresiasi (D)} &= 10\% \text{ FCI} \\
 &= 10\% \times \text{US\$}32.483.470 \\
 &= \text{US\$}3.248.347 \\
 \text{Annual cash flow (ACF)} &= \text{NPAT} + \text{D} \\
 &= \text{US\$} (14.488.734 + 3.248.347) \\
 &= \text{US\$}17.737.081 \\
 \% \text{ ACF} &= \frac{\text{ACF}}{\text{Total capital invesment (TCI)}} \\
 &= \frac{17.737.081}{36.092.744} \\
 &= 49,14\%
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, pabrik metanol ini memberikan keuntungan seperti yang diharapkan. Dalam kurun waktu 1 (satu) tahun, diperoleh

laba bersih yang sudah dipotong pajak (NPAT) sebesar US\$14.488.734 dengan perolehan uang tiap tahunnya (ACF) sebesar US\$17.737.081. Parameter kelayakan pendirian pabrik apabila persentase ACF lebih besar dari persentase bunga bank yang ditetapkan, yaitu sebesar 13%. Berdasarkan data di atas persentase ACF sebesar 49,14% telah melebihi persentase bunga bank, hal ini membuktikan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.

10.1.4 Lama Waktu Pengembalian Modal

A. Lama Pengembalian Modal

Pengembalian modal yang dipinjamkan oleh bank pada pabrik metanol ini ditentukan selama 4 (empat) tahun pengangsuran. Modal yang dipinjam harus dikembalikan beserta dengan bunganya seperti yang terdapat pada Tabel 10.4. Besaran angsuran tiap tahunnya dapat ditentukan melalui Persamaan 10.1 dengan perhitungan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Total capital investement} &= \text{US\$36.092.744} \\
 \text{(TCI)} & \\
 \text{Bunga modal (b)} &= 13\% \text{ (www.bi.go.id)} \\
 &= \text{(diakses 17 Januari 2023, 14:32)} \\
 \text{Salvage value (Vs)} &= 0 \\
 \text{Umur pabrik (n)} &= \frac{\text{FCI} - \text{Vs}}{\text{D}} \\
 &= \frac{\text{US\$32.483.470} - 0}{\text{US\$3.248.347}} \\
 &= 10 \text{ tahun} \\
 \text{Tahun angsuran (N)} &= 4 \text{ tahun} \\
 \text{Besaran angsuran (A)} &= \text{TCI} \left[\frac{\text{b}(1 + \text{b})^{\text{N}}}{(1 + \text{b})^{\text{N}} - 1} \right] \quad (10.1) \\
 &= \text{US\$12.134.171} \\
 \text{Pinjaman awal} &= \text{TCI} \\
 \text{Total pinjaman} &= \text{Pinjaman tahun ke-N} + \text{bunga} \\
 \text{Sisa pinjaman} &= \text{Total pinjaman} - \text{A}
 \end{aligned}$$

Tabel 10. 4 Lama pengembalian modal

THN KE-	PINJAMAN	BUNGA	TOTAL HUTANG	ANGSURAN	SISA HUTANG
0	36.092.74	0	36.092.74	0	36.092.74
1	36.092.74	4.692.05	40.784.801	12.134.171	28.650.63
2	28.650.63	3.724.58	32.375.211	12.134.171	20.241.04
3	20.241.04	2.631.33	22.872.376	12.134.171	10.738.20
4	10.738.20	1.395.96	12.134.171	12.134.171	0
Total	12.443.941	-	-	48.536.685	-

Menurut Timmerhaus dkk. (2003) ketika waktu pengembalian modal kurang dari setengah umur pabrik, maka pabrik tersebut layak untuk didirikan. Berdasarkan tabel 10.4 modal yang dipinjam beserta bunganya dapat lunas dalam jangka waktu 4 tahun. Jika dibandingkan dengan setengah umur pabrik selama 5 tahun, maka pabrik ini layak untuk didirikan.

B. Pay Out Time (POT)

Pay out time (POT) adalah waktu yang dibutuhkan untuk melunasi seluruh pinjaman dan bunganya. Perhitungan nilai POT berdasarkan Timmerhause dkk. (2003) dapat dilakukan dengan Persamaan 10.2 sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Pay out time (POT)} &= \frac{\text{Fixed capital investment (FCI)} + \Sigma \text{ bunga}}{\text{ACF}} \quad (10.2) \\
 &= \frac{32.483.470 + 12.443.941}{17.737.081} \\
 &= 2.53 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Ketika nilai POT yang didapat lebih kecil dari setengah umur pabrik, maka pabrik tersebut layak untuk didirikan. Berdasarkan perhitungan dari Persamaan 10.2 nilai POT yang didapat pada pabrik ini adalah 2.53 tahun. Angka tersebut lebih kecil jika dibandingkan setengah umur pabrik selama 5 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik metanol ini layak untuk dibangun

10.1.5 Total Modal Akhir

Total modal akhir adalah jumlah modal yang diperoleh hingga akhir umur pabrik atau hingga pabrik berhenti beroperasi. Parameter penentuan kelayakan total

modal akhir ini dapat dihitung dengan 2 cara, yaitu *net profit over total life of the project* (NPOTLP) dan *total capital sink* (TCS).

A. *Net Profit Over Total Life of the Project* (NPOTLP)

NPOTLP merupakan total nilai *cumulative cash position* (CCP) dengan nilai *capital recovery* (CR) yang perhitungannya terdapat pada Persamaan 10.5. Perhitungan CCP pada Persamaan 10.3 yang merupakan total keuntungan termasuk bunga pinjaman dalam bentuk uang tunai yang diperoleh selama umur pabrik. CR merupakan modal yang masih ada hingga akhir umur pabrik yang perhitungannya ditampilkan pada Persamaan 10.4.

$$\text{Cumulative cash position (CCP)} = (n \times \text{ACF}) - \text{TCI} \quad (10.3)$$

$$\text{Capital recovery (CR)} = \text{WCI} + \text{Vs} + \text{L} \quad (10.4)$$

$$\text{Net profit over total life of the project (NPOTLP)} = \text{CCP} + \text{CR} \quad (10.5)$$

Berdasarkan Persamaan 10.3 – 10.5 serta Tabel 10.2 dan Tabel 10.3 maka didapatkan hasil sebagai berikut:

1. *Cumulative cash position* (CCP);

$$\begin{aligned} \text{CCP} &= (n \times \text{ACF}) - \text{TCI} \\ &= (10 \times \text{US\$}17.737.081) - \text{US\$}36.092.744 \\ &= \text{US\$}141.278.063 \end{aligned}$$

2. *Capital recovery* (CR);

$$\begin{aligned} \text{CR} &= \text{Working capital investment (WCI)} + \text{Vs} + \text{Land (L)} \\ &= \text{US\$} (3.609.274,45 + 0 + 1.411.795) \\ &= \text{US\$}5.021.069 \end{aligned}$$

3. *Net profit over total life of the project* (NPOTLP).

$$\begin{aligned} \text{NPOTLP} &= \text{CCP} + \text{CR} \\ &= \text{US\$} (141.278.063 + 5.021.069) \\ &= \text{US\$}146.299.133 \end{aligned}$$

Sebagai parameter kelayakan pendirian, nilai NPOTLP harus lebih besar jika dibandingkan nilai TCI yang ditambah dengan Σ bunga pinjaman. Perhitungan untuk nilai dari parameter pembanding adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{TCI} + \Sigma \text{ bunga pinjaman} &= \text{US\$ (US\$36.092.744 + 12.443.941)} \\ &= \text{US\$48.536.685} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan yang dilakukan dapat dikemukakan bahwa nilai NPOTLP sebesar US\$146.299.133 dan nilai TCI ditambah Σ bunga pinjaman adalah sebesar US\$48.536.685. Berdasarkan nilai NPOTLP yang lebih besar dari parameter pembanding, maka pabrik metanol ini memenuhi syarat untuk didirikan.

B. Total Capital Sink (TCS)

Total Capital Sink merupakan keuntungan yang diperoleh dalam bentuk uang tunai yang tidak termasuk bunga pinjaman selama pabrik beroperasi. Nilai TCS diperoleh dengan nilai ACF selama masa umur pabrik yang dikurangi total angsuran pinjaman dan bunga. Penentuan nilai TCS dengan Persamaan 10.6 adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Total capital sink (TCS)} &= (n \times \text{ACF}) - \Sigma \text{ angsuran} && (10.6) \\ &= (10 \times \text{US\$17.737.081}) - \text{US\$48.536.685} \\ &= \text{US\$128.834.122,65} \end{aligned}$$

Sebagai parameter kelayakan pendirian, nilai TCS yang didapat harus lebih besar dari nilai TCI. Perhitungan dari Persamaan 10.6 menampilkan nilai TCS pada pabrik ini sebesar US\$128.834.122,65. Nilai TCI berdasarkan Tabel 10.2 sebesar US\$36.092.744. Berdasarkan data tersebut nilai TCS lebih besar dari nilai TCI, hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk dibangun.

10.1.6 Laju Pengembalian Modal

Parameter penentuan kelayakan laju pengembalian modal ini dapat dihitung dengan 2 cara, yaitu *rate of return* (ROR) dan *discounted cash flow rate of return* (DCF-ROR).

A. *Rate of Return (ROR)*

ROR merupakan laju pengembalian modal yang didapat dari rasio antara laba bersih setelah pajak dengan total modal yang dibutuhkan. Penentuan persentase ROR berdasarkan Persamaan 10.7 adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Rate of return (ROR)} &= \frac{\text{NPAT}}{\text{TCI}} \times 100\% & (10.7) \\
 &= \frac{14.488.734}{36.092.744} \times 100\% \\
 &= 40\%
 \end{aligned}$$

Parameter kelayakan pendirian pabrik untuk aspek ini adalah jika persentase ROR lebih besar dari persentase bunga bank yang ditetapkan. Bunga bank yang ditetapkan pada pabrik ini adalah 13%. Persentase ROR yang didapat sebesar 40% ternyata melebihi persentase bunga bank, hal ini membuktikan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.

B. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR)*

DCF-ROR merupakan laju pengembalian modal yang didapat dari perhitungan nilai bunga pinjaman selama umur pabrik. Berdasarkan Peters dan Timmerhaus (2003) nilai DCF-ROR dapat ditentukan melalui Persamaan 10.8.

$$\text{TCI} = \text{ACF} \left[\frac{1}{(1+i)^1} + \frac{1}{(1+i)^2} + \dots + \frac{1}{(1+i)^n} \right] + \frac{\text{WCI} + \text{Vs}}{(1+i)^n} \quad (10.8)$$

Nilai DCF-ROR merupakan nilai i yang didapat dari *trial and error* pada *software* Microsoft Excel yang detail perhitungannya ditampilkan pada Appendiks D – Evaluasi Ekonomi. Parameter kelayakannya apabila persentase DCF-ROR lebih besar dari persentase bunga bank yang ditetapkan. Berdasarkan perhitungan, nilai DCF-ROR yang didapat sebesar 0,55 atau 55%. Nilai tersebut tentunya lebih besar dari persentase bunga bank sebesar 13%, hal ini menunjukkan bahwa pabrik metanol ini kompatibel untuk didirikan.

10.1.7 Break Event Point (BEP)

Break event point (BEP) dapat diartikan sebagai titik impas yang menunjukkan persentase kapasitas yang harus dicapai agar seluruh pinjaman lunas terbayar atau untuk mengetahui persentase kapasitas ketika biaya produksi total sama dengan total penjualan. Tabel 10.3 dan sub-sub-bab 10.1.3 merupakan sumber data untuk perhitungan BEP yang meliputi *fixed cost* (FCost), *selling price* (SP), dan *direct production cost* (DPC) pada Persamaan 10.10. Secara khusus perhitungan Fcost yang meliputi *fixed charge* (FChg), *plant overhead cost* (POC), dan *general expenses* (GE) dapat dilihat pada Persamaan 10.9.

$$\text{Fixed cost (FCost)} = \text{FChg} + \text{POC} + \text{GE} \quad (10.9)$$

$$\text{Break even point (BEP)} = \frac{\text{FCost}}{\text{SP} - \text{DPC}} \times 100\% \quad (10.10)$$

Berdasarkan Persamaan 10.9 dan 10.10 maka didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut:

1. *Fixed cost* (Fcost);

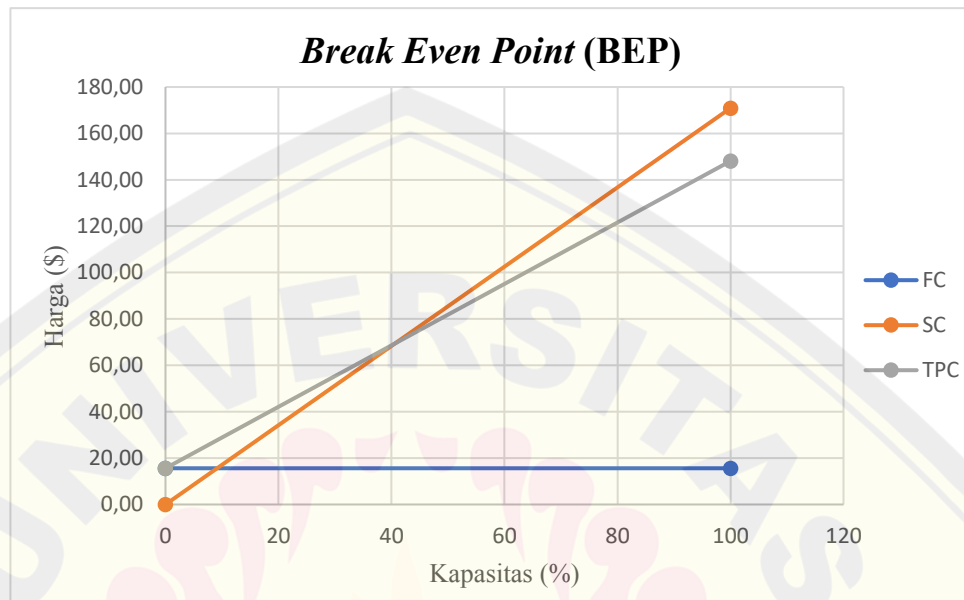
$$\begin{aligned} \text{Fcost} &= \text{FChg} + \text{POC} + \text{GE} \\ &= \text{US\$} (3.898.016 + 761.552 + 11.201.371) \\ &= \text{US\$}15.860.940 \end{aligned}$$

2. *Break event point* (BEP).

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FCost}}{\text{SP} - \text{DPC}} \times 100\% \\ &= \frac{15.860.940}{170.918.000 - 132.475.405} \times 100\% \\ &= 45,09\% \end{aligned}$$

Pabrik layak untuk didirikan apabila nilai BEP tidak terlalu besar maupun terlalu kecil. Berdasarkan Kusnarjo (2010), nilai BEP yang dapat diterima adalah $40\% < \text{BEP} < 60\%$. Berdasarkan perhitungan nilai BEP yang didapat memenuhi syarat, hal ini mengindikasikan bahwa pabrik metanol ini layak untuk didirikan.

Grafik BEP dapat dilihat pada Gambar 10.1 yang menampilkan Fcost, SP, dan DPC. Perpotongan antara garis total penjualan (SP) dengan total biaya produksi (TPC) merupakan nilai BEP.



Gambar 10. 1 Grafik *Break Even Point* (BEP)

Kesimpulan evaluasi ekonomi pada pabrik metanol ini dapat dilihat pada Tabel 10.5 yang mencakup berbagai parameter kelayakan pendirian pabrik pada sub-sub-bab 10.1.3 – 10.1.7.

Tabel 10. 5 Parameter kelayakan pendirian pabrik Metanol

No	Parameter	Hasil Perhitungan	Syarat Kelayakan	Kesimpulan
1	<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	US\$17.737.081 (49,14%)	Lebih besar dari bunga bank (>13%)	Layak didirikan
2	<i>Pay Out Time</i> (POT)	2.53 (10 tahun)	Kurang dari setengah umur pabrik (umur pabrik 10 tahun)	Layak didirikan

3	<i>Net Profit Over Total Lifetime of The Project (NPOTLP)</i>	US\$146.299.133	Lebih besar dari TCI + Total Bunga Pinjaman (US\$48,536,685)	Layak didirikan
4	<i>Total Capital Sink (TCS)</i>	US\$128.834.123	Lebih besar dari Total Capital Investment (US\$36,092,744)	Layak didirikan
5	<i>Rate of Return (ROR)</i>	40,14%	Lebih besar dari bunga bank (>13%)	Layak didirikan
6.	<i>Discounted cash flow rate of return (DCF-ROR)</i>	55%	Lebih besar dari bunga bank (13% < DCF-ROR)	Layak didirikan
7.	<i>Break Event Point (BEP)</i>	45,09%	40% < BEP < 60%	Layak didirikan

10.2.1 Faktor Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) adalah suatu cara atau upaya guna mempertahankan kesehatan, keselamatan, dan kesejahteraan pekerja di suatu lokasi proyek. Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) dibutuhkan dengan tujuan untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman bagi pekerja. Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) disini telah diatur dalam Undang-Undang Nomor 1 Tahun 1970 dan Undang-Undang Nomor 13 Tahun 2003 (Rarindo, 2018 ; Ridwan et al., 2021). Pada Undang-Undang Nomor 1 Tahun 1970 Bab III tentang Syarat-Syarat Keselamatan Kerja Pasal 3 disebutkan syarat-syarat keselamatan kerja sebagai berikut:

1. Mencegah dan mengurangi kecelakaan;

2. Mencegah, mengurangi, dan memadamkan kebakaran;
3. Mencegah dan mengurangi bahaya peledakan;
4. Memberi kesempatan atau jalan menyelamatkan diri pada waktu kebakaran atau kejadian-kejadian lain yang berbahaya;
5. Memberi pertolongan pada kecelakaan;
6. Memberi alat-alat perlindungan diri pada para pekerja;
7. Mencegah dan mengendalikan timbul atau menyebar luasnya suhu, kelembaban, debu, kotoran, asap, uap, gas, hembusan angin, cuaca, sinar radiasi, suara, dan getaran;
8. Mencegah dan mengendalikan timbulnya penyakit akibat kerja baik fisik maupun psychis, peracunan, infeksi, dan penularan;
9. Memperoleh penerangan yang cukup dan sesuai;
10. Menyelenggarakan suhu dan lembab udara yang baik;
11. Menyelenggarakan penyegaran udara yang cukup;
12. Memelihara kebersihan, kesehatan, dan ketertiban;
13. Memperoleh keserasian antara tenaga kerja, alat kerja, lingkungan, cara, dan proses kerjanya;
14. Mengamankan dan memperlancar pengangkutan orang, binatang, tanaman, atau barang;
15. Mengamankan dan memelihara segala jenis bangunan;
16. Mengamankan dan memperlancar pekerjaan bongkar muat, perlakuan, dan penyimpanan barang;
17. Mencegah terkena aliran listrik yang berbahaya;
18. Menyesuaikan dan menyempurnakan pengamanan pada pekerjaan yang bahaya kecelakaannya menjadi bertambah tinggi.

Pertimbangan-pertimbangan keselamatan dan kesehatan kerja (K3) atau dapat disebut *health safety and environment* (HSE) yang selanjutnya akan dibahas

pada sub-sub-bab 10.2.5, 10.2.6, dan 10.2.7 pada pabrik metanol ini meliputi 3 hal sebagai berikut:

1. Pertimbangan keselamatan dalam pabrik yang terdiri dari identifikasi dan pengelolaan *hazard* bahan kimia, kondisi proses dan utilitas, serta tata letak dan lokasi pabrik;
2. Pertimbangan kesehatan dan keselamatan kerja yang mencakup identifikasi dan pengelolaan *hazard* paparan bahan kimia dan paparan fisis;
3. Pertimbangan dampak terhadap lingkungan yang mencakup identifikasi dan pengelolaan *hazard* limbah padat dan cair.

10.2.2 Faktor Bahaya

Terdapat faktor bahaya yang terdapat pada lingkungan pabrik dalam bentuk fisik ataupun bentuk lainnya. Faktor bahaya yang mungkin terjadi pada pabrik metanol antara lain adalah bahaya kebakaran dan ledakan, mekanik, listrik, bahan kimia, serta bahaya terhadap kesehatan dan jiwa pekerja.

❖ Bahaya Kebakaran dan Ledakan

Tujuan dari pencegahan bahaya kebakaran dan ledakan adalah untuk memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan kerja atau kerusakan peralatan yang dapat mengganggu proses produksi. Bahaya ini dapat disebabkan oleh:

1. Kebocoran pada tangki maupun *valve* yang dapat mengakibatkan terjadinya ledakan;
2. Konsleting listrik pada saklar, stop kontak, peralatan instrumentasi, maupun peralatan listrik sederhana seperti lampu.

❖ Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik dapat disebabkan oleh pekerjaan konstruksi bangunan atau alat proses yang tidak sesuai dengan SOP. Beberapa hal yang perlu diperhatikan untuk mengurangi bahaya mekanik diantaranya adalah:

1. Perancangan alat yang akan digunakan dalam rangkaian proses produksi harus dilakukan secara benar dan tepat sesuai dengan aturan, Hal ini

dikarenakan perancangan alat *under design* dapat memperbesar kemungkinan terjadinya bahaya mekanik;

2. Pemasangan alat kendali maupun indikator pada setiap alat proses yang berisiko menimbulkan bahaya mekanik.

❖ **Bahaya Listrik**

Bahaya pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik sebaiknya menggunakan alat pengaman yang disediakan pabrik. Beberapa hal yang perlu diperhatikan antara lain:

1. Penerangan yang baik di setiap bagian pabrik;
2. Memberikan tanda pada peralatan yang terdapat dibawah tanah;
3. Peralatan penting seperti *switcher* dan transformator diletakkan di tempat tersendiri.

❖ **Bahaya Bahan Kimia**

Bahaya ini dapat ditimbulkan dari bahan-bahan yang memiliki sifat korosif, beracun, iritan, reaktif, mudah terbakar, mudah meledak, dan radioaktif. Hal yang perlu diperhatikan untuk mengurangi bahaya ini adalah:

1. Pelatihan potensi bahaya bahan kimia yang digunakan pada proses produksi;
2. Memberikan simbol bahaya di tempat penyimpanan bahan kimia;
3. Menyediakan APD yang sesuai bagi seluruh karyawan pabrik.

❖ **Bahaya Terhadap Kesehatan dan Jiwa Manusia**

Perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan untuk bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan diri sendiri maupun orang lain. Pengetahuan terkait K3 tentunya perlu dipahami oleh setiap pegawai yang bertugas pada suatu pabrik. Perusahaan secara umum akan melaksanakan pelatihan atau penyuluhan kepada seluruh karyawan, termasuk karyawan baru agar sosialisasi K3 lebih efektif sehingga lingkungan kerja yang aman dan nyaman dapat diwujudkan. Pelatihan K3 secara terperinci akan berbeda bagi setiap karyawan sesuai pada bidang pekerjaannya.

10.2.3 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat pelindung diri (APD) merupakan peralatan yang wajib disediakan oleh perusahaan. Alat pelindung diri (APD) dapat memberikan perlindungan bagi pekerja terhadap bahaya-bahaya yang mungkin terjadi. Penggunaan alat pelindung diri (APD) di lokasi kerja disesuaikan dengan potensi bahaya yang dihadapi dan wajib memenuhi standar negara Indonesia (SNI) (Fatmawati et al., 2021; (M. A. Pratama, 2021). Berikut adalah peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor PER.08/MEN/VII/2010 tentang APD:

1. Alat pelindung kaki berupa sepatu keselamatan untuk melindungi kaki dari benda keras, benda tajam, luka bakar, serta bahan kimia berbahaya dan konduksi listrik;
2. Alat pelindung pernafasan dengan fungsi melindungi saluran pernafasan mulai dari mulut hingga hidung dari uap senyawa kimia berbahaya serta partikel debu;
3. Alat pelindung tangan berupa sarung tangan kulit, asbes, katun, karet, dan listrik yang memiliki fungsi untuk melindungi tangan dari benda kasar dan tajam, benda atau peralatan bersuhu tinggi, benda atau peralatan bersuhu di bawah titik beku ($<0^{\circ}\text{C}$), bahan kimia berbahaya, serta konduksi listrik;
4. Alat pelindung mata yang berfungsi untuk mencegah percikan bahan kimia, berbagai partikulat, bahkan cahaya yang menyilaukan mengenai mata;
5. Pakaian pelindung berupa helm keselamatan dan jaket pelindung. Helm keselamatan tentunya berfungsi melindungi kepala dari timpaan benda maupun benturan dengan alat, adapun jaket keselamatan memiliki fungsi untuk melindungi diri dari bahan kimia dan berbagai partikulat.

10.2.4 Instrumentasi

Instrumentasi pada sebuah industri atau pabrik secara umum memiliki fungsi untuk mengamati (*indicator*), mencatat (*recorder*), dan mengendalikan (*controller*). Penentuan pemasangan instrumentasi tentunya berbeda-beda pada setiap pabrik, karena disesuaikan dengan kondisi yang ada. Pemasangan instrumentasi ini memiliki beberapa manfaat, seperti:

1. Proses produksi dapat diketahui dan dikendalikan kondisinya, sehingga dapat berjalan lebih optimal;
2. Data yang didapat lebih akurat dan lebih mudah dipertanggung jawabkan;
3. Mendeteksi kemungkinan bahaya yang akan timbul dan memutus atau menghentikan kemungkinan terjadinya bahaya tersebut;
4. Mempermudah proses pengoperasian alat-alat yang ada;
5. Kualitas produk lebih terjamin karena laju aliran sesuai dengan yang diharapkan;
6. Mengurangi jumlah pegawai yang berkaitan dengan analisis ekonomi;
7. K3 dan efisiensi kerja lebih terjamin.

Berdasarkan proses kerjanya, instrumentasi dapat dibagi menjadi dua dengan tujuan yang berbeda, yaitu:

1. Manual yang alat prosesnya tidak memerlukan ketelitian yang tinggi, biasanya hanya dipasang *indicator* maupun *recorder* saja;
2. Otomatis yang alat proses membutuhkan tingkat ketelitian yang tinggi, karena sedikit perubahan akan berdampak pada kualitas dan kuantitas produknya, oleh karena *controller* dibutuhkan pada kondisi ini.

Beberapa instrumen beserta fungsinya yang umumnya terdapat pada sebuah pabrik ditampilkan pada Tabel 10.6.

Tabel 10.6 Daftar instrumen beserta fungsinya

Instrumen	Fungsi
<i>Temperature indicator</i> (TI)	Mengetahui suhu pada proses dan peralatan
<i>Temperature controller</i> (TC)	Mengontrol suhu pada proses dan peralatan
<i>Pressure indicator</i> (PI)	Mengetahui tekanan pada proses dan peralatan
<i>Pressure controller</i> (PC)	Mengontrol tekanan pada proses dan peralatan

Instrumen	Fungsi
<i>Flow indicator</i> (FI)	Mengetahui laju aliran pada proses dan peralatan
<i>Flow controller</i> (FC)	Mengontrol laju aliran pada peralatan
<i>Level indicator</i> (LI)	Mengetahui tinggi permukaan fluida pada proses dan peralatan
<i>Level controller</i> (LC)	Mengontrol tinggi permukaan fluida pada proses dan peralatan
<i>Ratio controller</i> (RC)	Mengontrol aliran cairan pada pada proses

10.2.5 Pertimbangan Aspek Keamanan Pabrik (*Safety*)

Proses perancangan pabrik metanol sangat perlu untuk mempertimbangkan berbagai aspek K3 atau HSE yang ada. Pada setiap proses dengan kondisi operasi, bahan, dan alat tertentu biasanya memiliki *hazard* (bahaya) dengan kadar risiko yang berbeda-beda. Aspek *safety* pada sebuah pabrik serta kegiatan para karyawan yang sesuai dengan *standard operating procedure* (SOP) berbanding lurus dengan penurunan risiko *hazard*. Ketika risiko *hazard* semakin kecil, maka keselamatan dan kesehatan para karyawan serta lingkungan di sekitarnya akan lebih terjamin. Aspek *safety* meliputi identifikasi sekaligus penanganan *hazard* pada bahan kimia, peralatan proses dan utilitas, serta tata letak dan lokasi pabrik.

❖ Identifikasi *Hazard* Bahan Kimia

Identifikasi *hazard* dan pengelolaan bahan kimia yang merupakan bagian dari pertimbangan aspek *safety* yang dapat dilihat pada Tabel 10.7. Adapun produk yang dihasilkan pada pabrik metanol ini terdapat pada Tabel 10.8. Identifikasinya meliputi *explosive* (meledak), *flammable* (mudah terbakar), *toxic* (beracun), *corrosive* (korosif), *irritant* (iritasi), *oxidizing* (pengoksidasi), dan *radioactive* (radioaktif).

Tabel 10.7 Identifikasi *hazard* bahan baku dan bahan penunjang

No.	Jenis Bahan	<i>Hazard</i>						Keterangan	Pengelolaan	
		<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>			<i>Radioactive</i>
1.	Gas Alam	✓	✓	✓	-	✓	✓	-	Gas yang sangat mudah terbakar, Konsentrasi gas yang tinggi dapat menyebabkan ketidaksadaran dan kematian	Jauhkan dari panas, percikan api, nyala api terbuka, permukaan yang panas

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

No.	Jenis Bahan	<i>Hazard</i>						Keterangan	Pengelolaan	
		<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>			<i>Radioactive</i>
2.	Karbon Monoksida (CO)	✓	✓	✓	✓	✓	✓	-	Gas yang mudah terbakar, dan beracun saat dihirup	Jauhkan dari panas, percikan api, nyala api terbuka, permukaan yang panas
3.	Karbon dioksida (CO ₂)	✓	✓	✓	✓	✓	-	-	Gas yang mudah terbakar, dan beracun saat dihirup	Jauhkan dari panas, percikan api, nyala api terbuka, permukaan yang panas
4.	Nitrogen (N ₂)	✓	✓	-	-	-	-	-	Mudah terbakar, dan meledak jika dipanaskan	Jauhkan dari panas, percikan api, nyala api terbuka, permukaan yang panas

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

No.	Jenis Bahan	<i>Hazard</i>							Keterangan	Pengelolaan
		<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>	<i>Radioactive</i>		
5.	Hidrogen (H ₂)	✓	✓	-	-	-	✓	-	Mudah terbakar, dan meledak jika dipanaskan	Jauhkan dari panas, percikan api, nyala api terbuka, permukaan yang panas
6.	Oksigen Liquid (O ₂)	✓	✓	-	-	-	✓	-	Bahan dapat menyebabkan luka bakar atau cedera kriogenik	Kenakan sarung tangan isolasi dingin dan pelindung wajah. Jauhkan dari pakaian, bahan yang tidak cocok dan bahan yang mudah terbakar
7.	Katalis NiO	-	-	✓	✓	✓	-	-	Menyebabkan kerusakan pada organ (paru-paru)	Kenakan APD dengan benar

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

No.	Jenis Bahan	<i>Hazard</i>							Keterangan	Pengelolaan
		<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>	<i>Radioactive</i>		
8.	Katalis CuO/Zn/Al ₂ O ₃	-	-	✓	✓	✓	-	-	melalui paparan yang lama atau berulang jika terhirup Menyebabkan kerusakan pada organ (paru-paru) melalui paparan yang lama atau berulang jika terhirup	Kenakan APD dengan benar
9.	Metanol (CH ₃ OH)	✓	-	✓	✓	✓	✓	-	Cairan dan uap yang sangat mudah terbakar	Disimpan dalam tangki penyimpanan yang jauh dari sumber api

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

No.	Jenis Bahan	<i>Hazard</i>						Keterangan	Pengelolaan
		<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>		
10.	Air (H ₂ O)	-	-	-	-	-	-	Produk samping dari pabrik metanol	Air disimpan dalam tangki penyimpanan pada suhu dan tekanan atmosfer

❖ **Identifikasi *Hazard* Peralatan Proses dan Utilitas**

Identifikasi serta pengelolaan *hazard* pada seluruh peralatan proses dan utilitas yang merupakan bagian dari pertimbangan aspek *safety* dapat dilihat pada Tabel 10.8. Identifikasinya adalah tekanan, suhu, kecepatan putaran yang tinggi, elevasi (ketinggian), kuantitas bahan, dan benda tajam.

Tabel 10. 8 Identifikasi *hazard* proses dan peralatan proses dan utilitas

No.	Peralatan	<i>Hazard</i>						Pengelolaan	
		Tekanan	Suhu	Putaran Tinggi	Elevasi	Berisik	Kuantitas Bahan Benda Tajam		
1.	Storage Gas Alam	-	-	-	-	-	✓	-	Pemeliharaan secara berkala
2.	Kompresor	✓	-	-	-	-	-	-	Pemasangan <i>pressure indicator, pressure controller, flow controller</i> , dan pemeliharaan secara berkala

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

<i>Hazard</i>									
No.	Peralatan							Pengelolaan	
		Tekanan	Suhu	Putaran Tinggi	Elevasi	Berisik	Kuantitas Bahan Benda Tajan		
3.	Primary Reformer	✓	✓	-	-	-	✓	-	Pemasangan <i>temperature indicator</i> , <i>pressure indicator</i> , <i>flow indicator</i> , <i>temperature controller</i> , <i>pressure controller</i> , <i>flow controller</i> , dan pemeliharaan secara berkala
4.	Secondary Reformer	✓	✓	-	-	-	✓	-	Pemasangan <i>temperature indicator</i> , <i>pressure indicator</i> , <i>flow indicator</i> , <i>temperature controller</i> , <i>pressure controller</i> , <i>flow controller</i> , dan pemeliharaan secara berkala
5.	<i>Oxygen Storage</i>	✓	✓	-	-	-	✓	-	Pemeliharaan secara berkala
6.	Separator	✓	✓	-	-	-	✓	-	Pemasangan <i>temperature indicator</i> , <i>pressure indicator</i> , <i>flow indicator</i> , <i>temperature controller</i> , <i>pressure controller</i> , <i>flow controller</i> , dan pemeliharaan secara berkala

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

		<i>Hazard</i>							
No.	Peralatan	Tekanan	Suhu	Putaran Tinggi	Elevasi	Berisik	Kuantitas Bahan Benda Tajan	Pengelolaan	
7.	Reaktor Metanol	✓	✓	-	-	-	✓	-	Pemasangan <i>temperature indicator</i> , <i>pressure indicator</i> , <i>flow indicator</i> , <i>temperature controller</i> , <i>pressure controller</i> , <i>flow controller</i> , dan pemeliharaan secara berkala
8.	Kolom Distilasi	✓	✓	-	✓	-	✓	-	Pemasangan <i>temperature indicator</i> , <i>pressure indicator</i> , <i>flow indicator</i> , <i>temperature controller</i> , <i>pressure controller</i> , <i>flow controller</i> , dan pemeliharaan secara berkala
9.	Kondensor	-	✓	-	-	-	✓	-	Pemasangan <i>flow controller</i> , <i>temperature indicator</i> , dan pemeliharaan secara berkala

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

		<i>Hazard</i>						
No.	Peralatan	Tekanan	Suhu	Putaran Tinggi	Elevasi	Berisik	Kuantitas Bahan Benda Tajan	Pengelolaan
10.	Reboiler	✓	✓	-	-	-	-	Pemasangan <i>temperature indicator</i> , <i>pressure indicator</i> , <i>flow indicator</i> , <i>temperature controller</i> , <i>pressure controller</i> , <i>flow controller</i> , APAR, dan pemeliharaan secara berkala
11.	Pompa	✓	✓	-	-	✓	✓	Pemasangan <i>flow controller</i> dan pemeliharaan secara berkala
12.	Heater	-	✓	-	-	-	✓	Pemasangan <i>flow controller</i> , <i>temperature indicator</i> , dan pemeliharaan secara berkala
13.	Cooler	-	✓	-	-	-	✓	Pemasangan <i>flow controller</i> , <i>temperature indicator</i> , dan pemeliharaan secara berkala
14.	Tangki Penyimpanan	-	-	-	-	-	✓	Pemasangan <i>flow controller</i> , <i>flow indicator</i> , <i>level indicator</i> dan pemeliharaan secara berkala

❖ **Identifikasi *Hazard* Tata Letak dan Lokasi Pabrik**

Identifikasi *hazard* tata letak dan lokasi pabrik serta pengelolaannya terdapat pada Tabel 10.9 yang merupakan bagian dari pertimbangan aspek *safety*. Ledakan, kebakaran, dan pelepasan bahan berbahaya merupakan identifikasi *hazardnya*.

Tabel 10. 9 Identifikasi *hazard* tata letak dan lokasi pabrik

No.	Peralatan	<i>Hazard</i>			Pengelolaan
		Ledakan	Kebakaran	Bahan Pelepasan Berbahaya	
1.	Letak tangki penyimpanan metanol terhadap area proses	✓	✓	✓	Lokasi diletakkan berjauhan dari area proses dan gudang bahan baku
2.	Jarak antara area proses dengan gedung kantor	✓	✓	✓	Dipisahkan oleh jalan

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

No.	Peralatan	<i>Hazard</i>			Pengelolaan
		Ledakan	Kebakaran	Bahan Pelepasan Berbahaya	
3.	Jarak antara area proses dengan jalan raya	✓	✓	✓	Dipisahkan oleh pagar dengan sistem keamanan
4.	Jarak antara area proses dengan pemukiman penduduk	✓	✓	✓	Dipisahkan oleh pagar dengan sistem keamanan
5.	Kondisi geografis	✓	✓	✓	Konstruksi bangunan dan perancangan alat harus sesuai dengan kondisi lapangan

10.2.6 Pertimbangan Aspek Kesehatan dan Keselamatan Kerja (*Health*)

Aspek *health* pada sebuah pabrik berbanding lurus dengan keselamatan dan kesehatan para karyawan, orang-orang di sekitar pabrik, serta lingkungan. Aspek *health* meliputi identifikasi sekaligus penanganan *hazard* pada paparan bahan kimia dan paparan fisis.

❖ Identifikasi *Hazard* Paparan Bahan Kimia

Identifikasi *hazard* dan cara mengelola paparan bahan kimia yang merupakan bagian dari pertimbangan aspek *health* dapat dilihat pada Tabel 10.10. Indikasinya meliputi kanker, kerusakan paru-paru, kerusakan ginjal, kerusakan organ, mutasi gen, dan iritasi.



Tabel 10. 10 Identifikasi *hazard* paparan bahan kimia

No	Jenis Paparan	<i>Hazard</i>						Keterangan	Pengelolaan
		Kanker	Kerusakan Paru-Paru	Kerusakan Ginjal	Kerusakan Organ	Mutasi Gen	Iritasi		
1.	Metanol	-	-	-	-	-	✓	Produk akhir	Pekerja diwajibkan menggunakan pakaian pelindung, masker, sarung tangan, kacamata, dan sepatu keselamatan
2.	Katalis NiO	✓	✓	-	✓	-	✓	Sebagai katalis pada proses <i>reforming</i>	Pekerja diwajibkan menggunakan pakaian pelindung, masker, sarung tangan, kacamata, dan sepatu keselamatan

DIGITAL REPOSITORY UNIVERSITAS JEMBER

<i>Hazard</i>									
No	Jenis Paparan						Keterangan	Pengelolaan	
		Kanker	Kerusakan Paru-Paru	Kerusakan Ginjal	Kerusakan Organ	Mutasi Gen			Iritasi
3.	Katalis CuO/Zn/Al ₂ O ₃	-	-	✓	-	-	-	Sebagai katalis pada proses sinteas metanol	Pekerja diwajibkan menggunakan pakaian pelindung, masker, sarung tangan, kacamata, dan sepatu keselamatan
4.	Oksigen (O ₂)	-	-	-	-	-	✓	Sebagai bahan tambahan proses secondary reforming	Pekerja diwajibkan menggunakan pakaian pelindung, masker, sarung tangan, kacamata, dan sepatu keselamatan
5.	Air (H ₂ O)	-	-	-	-	-	-	Sebagai produk samping	Pekerja diwajibkan menggunakan pakaian pelindung, masker, sarung tangan, kacamata, dan sepatu keselamatan

❖ **Identifikasi *Hazard* Paparan Fisis**

Identifikasi *hazard* paparan fisis dan pengelolaannya dapat dilihat pada Tabel 10.11 yang merupakan bagian dari pertimbangan aspek *health*. Identifikasinya meliputi tuli, kanker, kerusakan jaringan kulit, dan infeksi saluran pernapasan atas (ISPA).

Tabel 10. 11 Identifikasi *hazard* paparan fisis

No.	Jenis Paparan	Keterangan					Sumber Paparan	Pengelolaan
		Tuli	Kanker	Kerusakan Jaringan Kulit	ISPA			
1.	Panas	-	-	✓	-	Primary reformer, secondary reformer, reaktor metanol <i>reboiler</i> , dan kondensor	Setiap orang yang memasuki area pabrik diharuskan untuk mengenakan sarung tangan, pakaian pelindung (<i>wearpack</i>), dan sepatu keselamatan	
2.	Listrik	-	-	✓	-	Kompresor, instrumen <i>indicator</i> , dan pompa	Masing-masing orang yang memasuki area pabrik diwajibkan untuk mengenakan sarung tangan dan sepatu keselamatan	

10.2.7 Pertimbangan Aspek Lingkungan (*Environment*)

Selain memperhatikan aspek *safety* dan *health*, aspek *environment* perlu mendapatkan perhatian khusus. Hal ini disebabkan penanganannya yang berkaitan secara langsung dengan lingkungan dan masyarakat di sekitar pabrik. Aspek lingkungan *environment* meliputi identifikasi sekaligus penanganan *hazard* pada limbah padat dan limbah cair.

❖ Identifikasi *Hazard* Limbah Padat

Diantara pertimbangan aspek *environment* adalah identifikasi dan pengelolaan *hazard* limbah padat yang terdapat pada Tabel 10.12. Identifikasinya meliputi *toxic* (beracun), kerusakan ekologi, pencemaran air, dan radioaktif.

Tabel 10. 12 Identifikasi *hazard* limbah padat

<i>Hazard</i>								
No.	Limbah	<i>Hazard</i>				Sumber	Keterangan	Pengelolaan
		<i>Toxic</i>	Kerusakan Ekologi	Pencemaran Air	Radioaktif			
1.	Tidak menghasilkan limbah padat	-	-	-	-	-	-	-

❖ **Identifikasi *Hazard* Limbah Cair**

Identifikasi *hazard* limbah cair dan pengelolaannya terdapat pada Tabel 10.13 yang merupakan bagian dari pertimbangan aspek *environment*. Identifikasinya adalah *toxic* (beracun) bagi manusia dan biota air, pencemaran sumber air, penurunan kualitas air, dan kerusakan ekologi.

Tabel 10. 13 Identifikasi *hazard* limbah cair

No.	Limbah	<i>Hazard</i>					Sumber	Keterangan	Pengelolaan
		<i>Toxic</i> Bagi Manusia	<i>Toxic</i> Bagi Biota Air	Pencemaran Sumber Air	Penurunan Kualitas Air	Kerusakan Ekologi			
1.	Air	-	-	-	-	-	Cooler, Heater, kondensor, produk bawah <i>reboiler</i> , serta domestik pabrik	Air (H ₂ O)	Diolah kembali menuju unit utilitas pengadaan air

❖ **Identifikasi *Hazard* Emisi Gas**

Identifikasi *hazard* serta pengelolaan emisi gas yang merupakan bagian dari pertimbangan aspek *environment* dapat dilihat pada Tabel 10.14. Identifikasi meliputi *toxic* (beracun), pemanasan global, pembentukan *smog* (asap kabut), pengikisan ozon, hujan asam, dan kerusakan ekologi.

Tabel 10. 14 Identifikasi *hazard* limbah gas

No.	Limbah	<i>Hazard</i>					Sumber	Keterangan	Pengelolaan
		<i>Toxic</i> Bagi Manusia	<i>Toxic</i> Bagi Biota Air	Pencemaran Sumber Air	Penurunan Kualitas Air	Kerusakan Ekologi			
1.	Syngas	-	-	-	-	-	Separator II dan distilasi I	Gas CH ₄ , C ₂ H ₆ , C ₃ H ₈ , C ₄ H ₁₀ , C ₅ H ₁₂ , C ₆ H ₁₄ , CO ₂ , CO, H ₂	Dialirkan ke flare stack untuk dibakar

BAB 11. PENUTUP

11.1 Kesimpulan

Berdasarkan uraian dan pembahasan yang terdapat pada 10 (sepuluh) bab sebelumnya, maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Lokasi pabrik metanol berada di Kecamatan Malo, Kabupaten Bojonegoro, Provinsi Jawa Timur dengan total luas lahan seluas 22.500 m² dengan lahan utama seluas 22.000 m² dan lahan perluasan 5000 m²;
2. Pabrik metanol ini memiliki kapasitas produksi sebesar 91.400 ton/tahun;
3. Bahan baku berupa gas alam yang dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan produksi pada pabrik ini adalah 828.087,9 ton/tahun yang didapat dari *Field* Jambaran Tiung Biru Bojobegoro yang dikelola oleh Pertamina EP Cepu ;
4. Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari;
5. Terdapat empat jumlah unit proses pada pabrik ini ada tiga, yaitu *primary reforming*, *secondary reforming*, sintesis metanol, dan pemurnian;
6. Bentuk badan usaha yang direncanakan pada pabrik ini adalah perseroan terbatas (PT) dengan jumlah karyawan sebanyak 189 orang;
7. Evaluasi ekonomi diperoleh:
 - *Annual cash flow* (ACF) = US\$17.737.081 (49,14%)
 - *Pay out time* (POT) = 2,53 tahun
 - *Net profit over total lifetime of the project* (NPOTLP) = US\$146.299.133
 - *Total capital sink* (TCS) = US\$128.834.123
 - *Rate of return* (ROR) = 40,14%
 - *Discounted cash flow rate of return* (DCF-ROR) = 55%
 - *Break even point* (BEP) = 45,09%
8. Berdasarkan evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik metanol dari gas alam dengan proses lurgi berkapasitas 91.400 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- 'Arifushidqi, L. K., Muhammad, I., Rahmawati, Y., & Nurkhamidah, S. (2021). Pra Desain Pabrik Dimetil Eter (DME) dari Gas Alam Menggunakan Metode Indirect Process. *Jurnal Teknik ITS*, 10(1).
- Aasberg-petersen, B. K., Nielsen, C. S., Dybkjær, I., & Perregaard, J. (2008). *Large Scale Methanol Production from Natural Gas*. 14.
- Angraini, S., Pinem, J. A., & Saputra, E. (2016). Pemompaan Pada Kombinasi Proses Koagulasi Dan. *Journal FTEKNIK*, 3(1), 1–9.
- Brownell. (1959). Process Equipment Design Handbook. In *Advances in Applied Science Research* (Vol. 3, Issue 3, p. 408).
- Dermawan, D. A., Arthapersada, R. I., Adiputra, M. K., Hakim, I. P., Putro, K., & Cahyono, R. B. (2022). Efisiensi energi dan evaluasi keselamatan pada modifikasi penggantian katalis unit Desulfurizer di PT . Kaltim Methanol Industri (KMI), Bontang , Indonesia. 16, 7–12. <https://doi.org/10.22146/jrekpros.68759>
- Didik Aribowo, Desmira, D. A. F. (2020). SISTEM PERAWATAN MESIN GENSET DI PT (PERSERO) PELABUHAN INDONESIA II. *Prosiding Seminar Nasional Pendidikan FKIP*, 8(75), 147–154.
- Ezhov, A., Kottsov, S., Levin, I., Zhilyaeva, N., Galkin, R., Belostotsky, I., Volnina, E., & Kipnis, M. (2022). Effective Cu/ZnO/Al₂O₃ Catalyst for Methanol Production: Synthesis, Activation, Catalytic Performance, and Regeneration. *Catalysis Research*, 2(3), 1–1.
- Fatimura, M., & Fitriyanti, R. (2018). Penanganan Gas Asam (Sour Gas) Yang Terkandung Dalam Gas Alam Menjadi Sweetening Gas. *Jurnal Redoks*, 3(2), 55.
- Fatmawati, Priyanto, S., & Margowati, S. (2021). Pengaruh Pendidikan Kesehatan Keselamatan Dan Kesehatan Kerja Terhadap Kepatuhan Menggunakan Alat Pelindung Diri Pada Pekerja Pabrik Tahu Di Kelurahan Tidar Selatan Magelang. *University Research Colloquium*, 472–478.

- GEANKOPLIS, C. J. (2003). *Transport Processes and Separation Process Principles*.
- Geissler, K., Newson, E., Vogel, F., Truong, T. B., Hottinger, P., & Wokaun, A. (2001). Autothermal methanol reforming for hydrogen production in fuel cell applications. *Physical Chemistry Chemical Physics*, 3(3), 289–293.
- Hartanto, Y. (2017). Distilasi Ekstraktif Pada Pemisahan Aseton Dan Metanol. *Jurnal Integrasi Proses*, 6(4), 168. <https://doi.org/10.36055/jip.v6i4.2505>
- Hermanto, K. (2022). Analisis Beban Kerja Mental Pada Seksi Operasi Utilitas Pt Semen Indonesia (Persero) Tbk Pabrik Tuban Menggunakan Metode NASA-TLX. *Jurnal Industri & Teknologi Samawa*, 3(1), 39–48.
- Isomura, K. (2020). *Organization Theory by Chester Barnard*.
- Jansson, R. E. W. (1980). Electrochemical reaction engineering. In *Chemical Engineering Science* (Vol. 35, Issue 9).
- Kern. (1965). *Process Heat Transfer* (p. 878).
- Kim, D., & Han, J. (2020). Techno-economic and climate impact analysis of carbon utilization process for methanol production from blast furnace gas over Cu/ZnO/Al₂O₃ catalyst. *Energy*, 198, 117355.
- Kurniawan, R. S. (2018). *Analisa Penggunaan Genset Di Untag Surabaya Sebagai Energi Alternatif Untuk Manajemen Energi*.
- Kusnarjo. (2010). *Perancangan Pabrik Kimia*. Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Lee, S. (1990). *No TiMethanol Synthesis Technology*. CRC Press Inc.
- Ludwig, E. E., Engineer, R. C., & Baton Rouge, L. (2015). Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 3. <https://doi.org/10.1016/c2009-0-27268-0>
- Mardalena, T., & Budiman, D. (2020). Analisis Sistem Manajemen Sewa Menyewa Kapal Di Perusahaan Jasa Pelayaran Tanjung Balai Karimun Kabupaten Karimun Provinsi Kepulauan Riau. *Jurnal Ilmiah MEA (Manajemen, Ekonomi, & ...)*, 4(3), 1284–1309.
- McCabe, W. L. (1993). Unit Operation Of Chemical Engineering. In *First Break*

(Vol. 34, Issue 9, p. 1154).

- Octovian, R., & Winarsa, R. H. (2021). Pengaruh Current Ratio (Cr), Return on Assets (Roa) Dan Debt To Equity Ratio (Der) Terhadap Return Saham Perusahaan Sub Sektor Industri Kimia Yang Terdaftar Di Bursa Efek Indonesia Periode 2014-2018. *JURNAL SeMaRaK*, 4(1), 70.
- Palma, V., Meloni, E., Ruocco, C., Martino, M., & Ricca, A. (2018). State of the Art of Conventional Reactors for Methanol Production. In *Methanol: Science and Engineering*. Elsevier B.V.
- Perry, R. H. (2007). PERRY's Chemical Engineering Handbook. *Perrys' Chemical Engineers' Handbook*, 21.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill Education.
- Praptono, E., & Idayanti, S. (2020). *Hukum Perusahaan* (E. A. Pratama (ed.)). Penerbit Tanah Air Beta.
- Pratama, B. S. dkk. (2018). Neraca Gas Bumi Indonesia. *Direktorat Jenderal Minyak Dan Gas Bumi Kementerian ESDM Republik Indonesia*, 1–70.
- Pratama, M. A. (2021). Scooping Review : Efektivitas Penggunaan Alat Pelindung Diri dengan Kejadian Dermatitis Kontak pada Pekerja Pabrik. *Jurnal Riset Kedokteran*, 1(1), 26–31. <https://doi.org/10.29313/jrk.v1i1.107>
- Rahimah, Z., Heldawati, H., & Syauqiyah, I. (2016). Pengolahan Limbah Deterjen Dengan Metode Koagulasiflokulasi Menggunakan Koagulan Kapur Dan Pac. *Konversi*, 5(2), 13–19.
- Rarindo, H. (2018). Keselamatan Dan Kesehatan Kerja (K3) : Suatu Analisis Studi Kasus Kecelakaan Kerja Di Pabrik, Kebijakan Hukum Dan Peraturannya Hari. *Jurnal Ilmiah Teknologi FST Undana*, 12(2), 1–10.
- Ridwan, A., Susanto, S., Winarno, S., Setianto, Y. C., Gardjito, E., & Siswanto, E. (2021). Sosialisasi Pentingnya Penerapan Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) Pada Karyawan Pabrik Semen Tuban. *Jurnal Abdimas Berdaya : Jurnal Pembelajaran, Pemberdayaan Dan Pengabdian Masyarakat*, 4(01), 36.
- Richardson's, C. &. (1983). *Chemical engineering design. Volume 6*, 1055.
- Rohmah, N. F. (2019). Struktur dan Desain Organisasi. *Intizam (Jurnal Manajemen*

- Pendidikan Islam*), 3(1), 1–13.
- Sahadi, Taufiq, O. H., & Wardani, A. K. (2020). Karakter Kepemimpinan Ideal Dalam Organisasi. *Jurnal Moderat*, 6(3), 519.
- Salimy, D. . H. (2008). Aspek Keselamatan Pada Aplikasi Reaktor Nuklir Suhu Tinggi Untuk Proses *Steam Reforming Gas Alam*. *Jurnal Pengembangan Energi Nuklir*, 1(1), 1–9.
- Smith, J. ., Abbot, M. ., & Van Ness, H. . (2005). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics (in SI Units)*.
- Statistika, B. P. (2021). Buletin Statistika Perdagangan Luar Negeri 2021. *Buletin Statistika Perdagangan Luar Negeri 2021*, 2(1), 169.
- Steven, S. (2022). Peranan Kemandirian Industri Kimia Terhadap Pertumbuhan Ekonomi Jangka Panjang Indonesia. *Researchgate.Net, December 2019*.
- Sudri, N. M., Nendissa, B. C., & Herawati, Y. (2012). Analisis Sistem Perawatan Komponen Generator Starter pada Mesin Pesawat di PT XYZ. *Jurnal Teknik Dan Ilmu Komputer*, 1(3), 287–293.
- Susan, E. (2019). Manajemen Sumber Daya Manusia. *Jurnal Manajemen Pendidikan Islam*, 9(2), 952–962.
- Swain, P. K., Das, L. M., & Naik, S. N. (2011). Biomass to liquid: A prospective challenge to research and development in 21st century. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15(9), 4917–4933.
- Ulrich, G. D. (1984). *John Wiley & Sons a Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics*. 484.
- Westerterp, K. R. (2016). New Methanol Processes. <https://Medium.Com/>, 1142–1153.
- Wulandewi, I. A. K. T., & Mudana, I. N. (2019). Kedudukan Hukum Perseroan Terbatas yang Anggaran Dasarnya Tidak Sesuai dengan Undang-Undang No. 40 Tahun 2007 Tentang Perseroan Terbatas. *Kertha Negara : Journal Ilmu Hukum, Volume:7(40)*, 1–20.
- Yudiputri Ajeng Puspitasari , Eviana Dewi Setiawati, G. W. dan W. (2014). PRA Desain Pabrik Dimethyl Ether (Dme) Dari Gas Alam. *Jurnal Teknik ITS*, 3(2), 10–13.

APPENDIKS A – NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 91.400 ton/tahun
 : 11.540,4 kg/jam
 Kondisi Operasi :
 1 tahun : 330 hari
 1 hari : 24 jam
 Basis Perhitungan : 1 Jam operasi
 Feed gas alam : 5.320 kgmol
 : 104.554 kg gas alam
 Komposisi *feed* gas alam :

Komponen	Komposisi (%)	BM (kg/kmol)	Mol (kgmol)	Massa (kg)
N ₂	0,042	28,01	2,20	61,53
CO ₂	5,497	44,01	287,48	12.651,97
CH ₄	85,386	16,04	4.465,66	71.642,19
C ₂ H ₆	4,177	30,07	218,45	6.568,72
C ₃ H ₈	2,851	44,10	149,10	6.574,92
n-C ₄ H ₁₀	0,678	58,12	35,46	2.060,96
i-C ₄ H ₁₀	0,580	58,12	30,33	1.763,06
n-C ₅ H ₁₂	0,174	72,15	9,10	656,56
i-C ₅ H ₁₂	0,280	72,15	14,64	1.056,54
C ₆ H ₁₄	0,332	86,18	17,36	1.496,30
C ₇ H ₁₆	0,004	100,21	0,21	21,29
H ₂ O	0,0000	18,02	0	0,00
TOTAL	100		5.230	104.554

(Sumber : Natural Gas Composition Data in Indonesia)

1. MIXING POINT

Kebutuhan *steam* = 197697 (utilitas)

INPUT		OUTPUT	
ALIRAN 2		ALIRAN 4	
Komponen	Massa (Kg)	Komponen	Massa (kg)
CH ₄	71.642	CH ₄	71.642,19
C ₂ H ₆	6.569	C ₂ H ₆	6.568,72
C ₃ H ₈	6.575	C ₃ H ₈	6.574,92
nC ₄ H ₁₀	2.061	nC ₄ H ₁₀	2.060,96
iC ₄ H ₁₀	1.763	iC ₄ H ₁₀	1.763,06
nC ₅ H ₁₂	656,6	nC ₅ H ₁₂	656,56
iC ₅ H ₁₂	1.057	iC ₅ H ₁₂	1.056,54
C ₆ H ₁₄	1.496	C ₆ H ₁₄	1.496,30
N ₂	61,53	N ₂	61,53
CO ₂	12.652	CO ₂	12.651,97
H ₂ O	0	H ₂ O	197.697,4
H ₂	0	H ₂	0
CO	0	CO	0
CH ₃ OH	0	CH ₃ OH	0
C ₇ H ₁₆	21,29	C ₇ H ₁₆	21,29
ALIRAN Steam (3)			
Komponen	Massa (Kg)		
H ₂ O (<i>Steam</i>)	197.697		
TOTAL	302.251,45		302.251,45

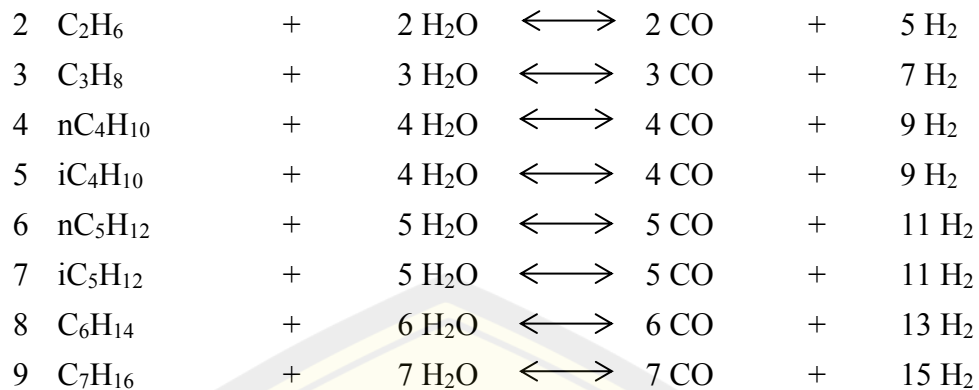
2. Primary Reformer (R-110)

Kondisi Operasi = Suhu = 789 °C
Tekanan = 42,8 bar

Reaksi yang terjadi :

* Reaksi utama :



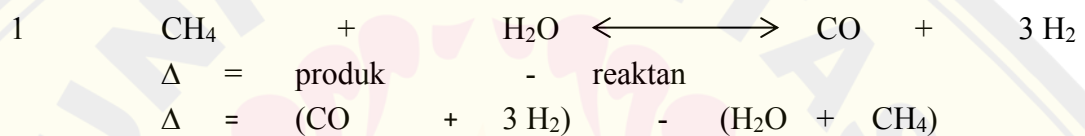


* Reaksi samping (*Water shift gas reaction*):



Perhitungan Konstanta Kesetimbangan K_1

Reaksi



Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 (*Smith sixth edition Hal 635*):

Konstanta	Komponen				Δ
	CH ₄	H ₂ O	CO	H ₂	
A	1,702	3,470	3,376	3,249	7,951
B	0,009	0,001	0,001	0,0004	-0,009
C	-2E-06	0	0	0	2E-06
D	0	12.100	-3.100	8.300	9.700

Konstanta	Komponen				
	nC ₅ H ₁₂	iC ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C ₇ H ₁₆	CO
A	2,464	2,464	3,025	3,57	3,376
B	0,045	0,045	0,054	0,062	0,0006
C	-1,4E-05	-1E-05	-2E-05	-1,9E-05	0
D	0	0	0	0	-3100

Konstanta	Komponen		
	CO ₂	H ₂	H ₂ O
A	5,457	3,249	3,47
B	0,0014	0,0004	0,001
C	0	0	0
D	-115700	8300	12100

Data Standard Enthalpies and Gibbs-energy of Formation Tabel C.4, Hal 637 :

Konstanta	Komponen				
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	nC ₄ H ₁₀	iC ₄ H ₁₀
ΔH°_{F298}	-74520	-83820	-104680	-125790	-125790
ΔG°_{F298}	-50460	-31855	-24290	-16570	-16570

Konstanta	Komponen				
	nC ₅ H ₁₂	iC ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C ₇ H ₁₆	CO
ΔH°_{F298}	-146760	-146760	-166920	-187780	-110525
ΔG°_{F298}	-8650	-8650	150	8260	-137169

Konstanta	Komponen		
	CO ₂	H ₂	H ₂ O
ΔH°_{F298}	-393509	0	-241818
ΔG°_{F298}	-394359	0	-228572

Reaksi	ΔA	ΔB	ΔC	ΔD	ΔH°_{F298}	ΔG°_{F298}
1	7,95	-0,009	2E-06	9700	205813	141863
2	14,93	-0,019	6E-06	11100	346406	214661
3	21,25	-0,029	9E-06	12500	498559	298499
4	26,93	-0,037	1E-05	13900	650962	382182
5	27,19	-0,038	1E-05	13900	650962	382182
6	32,81	-0,045	1E-05	15300	803225	465665
7	32,81	-0,045	1E-05	15300	803225	465665
8	38,65	-0,054	2E-05	16700	954678	548268
9	44,51	-0,062	2E-05	18100	1106831	631561
10	1,86	0,000	0	-1E+05	-41166	-28618

- Menghitung konstanta reaksi

$$\begin{aligned}
 T \text{ reference} &= 25 & C &= 298,15 & k \\
 T \text{ Operasi} &= 789 & C &= 1062,15 & k \\
 t &= 3,562468556 \\
 R &= 8,314
 \end{aligned}$$

No.	$\frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT$	$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \frac{dT}{T}$	$\frac{\Delta G^\circ}{RT}$
1	2418,227	4,623	-4,839
2	3780,709	7,470	-17,831
3	4895,425	9,863	-29,504
4	5996,704	12,180	-41,249
5	5918,490	12,073	-41,216
6	7137,594	14,576	-53,076
7	7137,594	14,576	-53,076
8	8276,486	16,966	-65,018
9	9415,792	19,359	-76,888
10	1046,687	1,622	-0,237

Sehingga nilai konstanta kesetimbangan yg diperoleh adalah :

Reaksi	K
1	126,2884535
2	55452384,55
3	6,51037E+12
4	8,20759E+17
5	7,94071E+17
6	1,12343E+23
7	1,12343E+23
8	1,72648E+28
9	2,46526E+33
10	1,266870061

- Menghitung nilai K1

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252

i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
H ₂	33,19	13,13	-0,216

Hasil Perhitungan :

Komponen	Tr	Pr	B ⁰	B ¹	Φ
CH ₄	5,573	0,932	0,056	0,139	1,010
C ₂ H ₆	3,479	0,880	0,026	0,138	1,010
C ₃ H ₈	2,872	1,009	0,005	0,137	1,009
n-C ₄ H ₁₀	2,499	1,129	-0,014	0,135	1,006
i-C ₄ H ₁₀	2,603	1,175	-0,008	0,136	1,007
n-C ₅ H ₁₂	2,261	1,272	-0,031	0,133	1,001
i-C ₅ H ₁₂	2,307	1,286	-0,028	0,134	1,001
C ₆ H ₁₄	2,092	1,417	-0,046	0,131	0,995
C ₇ H ₁₆	1,966	1,564	-0,060	0,129	0,988
H ₂ O	1,641	0,194	-0,108	0,118	0,992
CO	7,992	1,225	0,068	0,139	1,011
CO ₂	3,492	0,581	0,026	0,138	1,009
H ₂	32,002	3,264	0,081	0,139	1,005

> Sehingga nilai K1 dapat diketahui dari

Reaksi	K1
1	123,1130397
2	52484045,1
3	5,97516E+12
4	7,28645E+17
5	7,06126E+17
6	9,63732E+22
7	9,63577E+22
8	1,42888E+28
9	1,96618E+33
10	1,252694344

Menghitung konversi dan komposisi gas keluar reformer:

i j	CH4	C2H6	C3H8	n-C4H10	i-C4H10	n-C5H12	i-C5H12
1	-1	0	0	0	0	0	0
2	0	-1	0	0	0	0	0
3	0	0	-1	0	0	0	0
4	0	0	0	-1	0	0	0
5	0	0	0	0	-1	0	0
6	0	0	0	0	0	-1	0
7	0	0	0	0	0	0	-1
8	0	0	0	0	0	0	0
9	0	0	0	0	0	0	0
10	0	0	0	0	0	0	0

i j	C6H14	C7H16	CO	CO2	H2O	H2	Vj
1	0	0	1	0	-1	3	2
2	0	0	2	0	-2	5	4
3	0	0	3	0	-3	7	6
4	0	0	4	0	-4	9	8
5	0	0	4	0	-4	9	8
6	0	0	5	0	-5	11	10
7	0	0	5	0	-5	11	10
8	-1	0	6	0	-6	13	12
9	0	-1	7	0	-7	15	14
10	0	0	-1	1	-1	1	0

Komposisi gas keluar dpt dihitung dgn pers 13.7 Smith Vannes 454

$$y_i = \frac{n_{i0} + \sum_j v_{i,j} \varepsilon_j}{n_0 + \sum_j v_j \varepsilon_j} \quad (i = 1, 2, \dots, N)$$

dimana : n_{i0} = jumlah mol komponen i yang masuk
 n_0 = jumlah mol total komponen yang masuk
 v_{ij} = konstanta reaksi komponen i pada reaksi ke j
 ε_j = koordinat reaksi pada reaksi ke j

Komponen	n_{i0} (kgmol)
CH ₄	4465,7
C ₂ H ₆	218,4
C ₃ H ₈	149,1
n-C ₄ H ₁₀	35,5
i-C ₄ H ₁₀	30,3
n-C ₅ H ₁₂	9,1
i-C ₅ H ₁₂	14,6
C ₆ H ₁₄	17,4
C ₇ H ₁₆	0,2
N ₂	2,2
CO ₂	287,5
H ₂ O	10974,0
H ₂	0,0
CO	0,0
CH ₃ OH	0,0
n₀	16204,0

Untuk reaksi



$$K = \frac{[y_C]^c [y_D]^d}{[y_A]^a [y_B]^b}$$

maka untuk reaksi pertama, persamaannya adalah sebagai berikut :

$$K_1 = \frac{[y_{H_2}]^3 [y_{CO}]}{[y_{CH_4}] [y_{H_2O}]}$$

Demikian seterusnya untuk reaksi-reaksi selanjutnya, sehingga diperoleh 9 persamaan. Dari persamaan tersebut, maka akan diperoleh nilai ϵ_1 sampai ϵ_{10} .

Trial :

$$\epsilon_1 = 70,5$$

$$\epsilon_8 = 16,9$$

$$\epsilon_2 = 198,9$$

$$\epsilon_9 = 0,2$$

$$\epsilon_3 = 113,8$$

$$\epsilon_{10} = 871,8$$

$$\epsilon_4 = 35,0$$

$$\begin{aligned} \varepsilon_5 &= 29,9 \\ \varepsilon_6 &= 8,6 \\ \varepsilon_7 &= 14,1 \end{aligned}$$

Maka fraksi komponen hasil reaksi *steam* reforming sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Y_{CH_4} &= 0,234109 & Y_{C_6H_{14}} &= 2,65E-05 \\ Y_{C_2H_6} &= 0,001043 & Y_{C_7H_{16}} &= 3,31E-06 \\ Y_{C_3H_8} &= 0,001881 & Y_{H_2O} &= 0,469652 \\ Y_{n-C_4H_{10}} &= 0,00002622 & Y_{CO} &= 0,022009 \\ Y_{i-C_4H_{10}} &= 0,00002587 & Y_{CO_2} &= 0,061749 \\ Y_{n-C_5H_{12}} &= 2,9082E-05 & Y_{H_2} &= 0,209308 \\ Y_{i-C_5H_{12}} &= 2,8468E-05 & & \end{aligned}$$

Jumlah mol hasil reaksi PR sbb : 18773,93917

- Mencari nilai ymol

ymol		Komponen
70510,822	4395,142	CH ₄
588,687	19,577	C ₂ H ₆
1557,564	35,321	C ₃ H ₈
28,612	0,492	n-C ₄ H ₁₀
28,230	0,486	i-C ₄ H ₁₀
39,393	0,546	n-C ₅ H ₁₂
38,561	0,534	i-C ₅ H ₁₂
42,920	0,498	C ₆ H ₁₄
6,222	0,062	C ₇ H ₁₆
0,000	0,000	N ₂
51018,896	1159,265	CO ₂
158843,157	8817,223	H ₂ O
7921,960	3929,544	H ₂

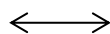
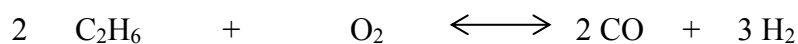
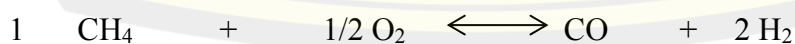
11573,944	413,194	CO
0,000	0,000	CH ₃ OH
302199,0	18771,88	Total

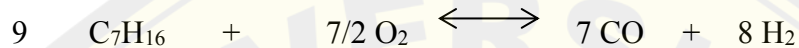
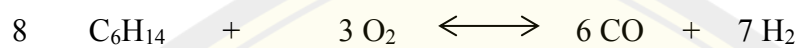
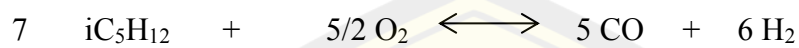
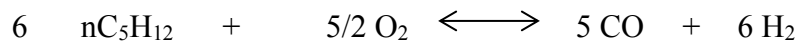
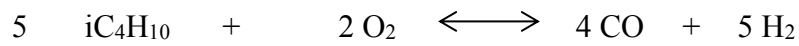
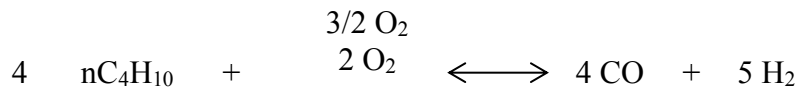
NERACA MASSA TOTAL *PRIMARY REFORMER*

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 7			ALIRAN 8		
Komponen	Mol	Massa	Komponen	Mol	Massa
CH ₄	4.465,7	71.642,19	CH ₄	4.39715	70.543,05
C ₂ H ₆	218,4	6.568,72	C ₂ H ₆	19,58	588,75
C ₃ H ₈	149,1	6.574,92	C ₃ H ₈	35,33	1.557,73
n-C ₄ H ₁₀	35,5	2.060,96	n-C ₄ H ₁₀	0,49	28,61
i-C ₄ H ₁₀	30,3	1.763,06	i-C ₄ H ₁₀	0,49	28,23
n-C ₅ H ₁₂	9,1	656,56	n-C ₅ H ₁₂	0,55	39,40
i-C ₅ H ₁₂	14,6	1.056,54	i-C ₅ H ₁₂	0,53	38,57
C ₆ H ₁₄	17,4	1.496,30	C ₆ H ₁₄	0,50	42,93
C ₇ H ₁₆	0,2	21,29	C ₇ H ₁₆	0,00	0,00
N ₂	2,2	61,53	N ₂	0,00	0,00
CO ₂	287,5	12.651,97	CO ₂	1.159,39	51.024,48
H ₂ O	10.974,0	197.697,42	H ₂ O	8.818,19	158.860,54
H ₂	0,0	0,00	H ₂	3.929,97	7.922,83
CO	0,0	0,00	CO	413,24	11.575,21
CH ₃ OH	0,0	0,00	CH ₃ OH	0,00	0,00
TOTAL	16.204,0	302.251,45		18.775,47	302.251,45

3. Secondary Reformer (R-120)

Kondisi Operasi = Suhu = 1050 C
Tekanan = 42,8 Bar





Reaksi *water shift*



Jumlah karbon yang masuk Secondary Reformer :

Komponen	n (kgmol)	Σatom C	n total (kgmol)
CH ₄	4397,151	1	4397,151
C ₂ H ₆	19,579	2	39,159
C ₃ H ₈	35,325	3	105,976
nC ₄ H ₁₀	0,492	4	1,969
iC ₄ H ₁₀	0,486	4	1,943
nC ₅ H ₁₂	0,546	5	2,730
iC ₅ H ₁₂	0,535	5	2,673
C ₆ H ₁₄	0,498	6	2,989
C ₇ H ₁₆	0,011	7	0,078
N ₂	0,000	0	0,000
CO ₂	1159,392	1	1159,392
H ₂ O	8818,188	0	0,000
H ₂	3929,974	0	0,000
CO	413,240	1	413,240
CH ₃ OH	0,000	1	0,000
Total	18775,416	40	6127,298

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 (*Smith sixth edition Hal 635*) :

Konstanta	Komponen				
	nC ₅ H ₁₂	iC ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C ₇ H ₁₆	CO
A	2,464	2,464	3,025	3,57	3,376
B	0,045	0,045	0,054	0,062	0,0006
C	-1,4E-05	-1E-05	-2E-05	-1,9E-05	0
D	0	0	0	0	-3100

Konstanta	Komponen			
	CO ₂	H ₂	H ₂ O	O ₂
A	5,457	3,249	3,47	3,639
B	0,001405	0,00042	0,00145	0,000506
C	0	0	0	0
D	-115700	8300	12100	-22700

Data *Standard Enthalpies and Gibbs-energy of Formation* Tabel C.4, Hal 637 :

Konstanta	Komponen				
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	nC ₄ H ₁₀	iC ₄ H ₁₀
ΔH°_{F298}	-74520	-83820	-104680	-125790	-125790
ΔG°_{F298}	-50460	-31855	-24290	-16570	-16570

Konstanta	Komponen				
	nC ₅ H ₁₂	iC ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄	C ₇ H ₁₆	CO
ΔH°_{F298}	-146760	-146760	-166920	-187780	-110525
ΔG°_{F298}	-8650	-8650	150	8260	-137169

Konstanta	Komponen			
	CO ₂	H ₂	H ₂ O	O ₂
ΔH°_{F298}	-393509	0	-241818	0
ΔG°_{F298}	-394359	0	-228572	0

Reaksi	ΔA	ΔB	ΔC	ΔD	ΔH°_{F298}	ΔG°_{F298}
1	6,35	-0,008	2E-06	24850	-36005	-86709

2	11,73	-0,017	6E-06	41400	-137230	-242483
3	16,45	-0,026	9E-06	57950	-226895	-387217
4	20,54	-0,034	1E-05	74500	-316310	-532106
5	20,79	-0,035	1E-05	74500	-316310	-532106
6	24,81	-0,041	1E-05	91050	-405865	-677195
7	24,81	-0,041	1E-05	91050	-405865	-677195
8	29,06	-0,049	2E-05	107600	-496230	-823164
9	9,69	-0,057	2E-05	124150	-585895	-968443
10	1,86	0,000	0	-1E+05	41166	28618

Menghitung konversi dan komposisi gas keluar reformer :

i j	CH4	C2H6	C3H8	n-C4H10	i-C4H10	n-C5H12	i-C5H12
1	-1	0	0	0	0	0	0
2	0	-1	0	0	0	0	0
3	0	0	-1	0	0	0	0
4	0	0	0	-1	0	0	0
5	0	0	0	0	-1	0	0
6	0	0	0	0	0	-1	0
7	0	0	0	0	0	0	-1
8	0	0	0	0	0	0	0
9	0	0	0	0	0	0	0
10	0	0	0	0	0	0	0

i j	C6H14	C7H16	CO	CO2	H2O
1	0	0	1	0	0
2	0	0	2	0	0
3	0	0	3	0	0
4	0	0	4	0	0
5	0	0	4	0	0
6	0	0	5	0	0
7	0	0	5	0	0
8	-1	0	6	0	0
9	0	-1	7	0	0
10	0	0	-1	1	-1

i j	H2	O2	Vj
1			
2			
3			
4			
5			
6			
7			
8			
9			
10			

1	2	-0,5	1,5
2	3	-1	3
3	4	-1,5	4,5
4	5	-2	6
5	5	-2	6
6	6	-2,5	7,5
7	6	-2,5	7,5
8	7	-3	9
9	8	-3,5	10,5
10	1	0	0

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 Smith Vannes(Hal 632) :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
H ₂	33,19	13,13	-0,216
O ₂	154,6	50,43	0,022

Hasil Perhitungan :

Komponen	Tr	Pr	B ⁰	B ¹	Φ
CH ₄	6,9420	0,9095456	0,06399	0,13895	1,0086398
C ₂ H ₆	4,3339	0,8585796	0,04261	0,13864	1,0112501
C ₃ H ₈	3,5780	0,9846987	0,02811	0,13819	1,0136087
n-C ₄ H ₁₀	3,1126	1,1019494	0,0144	0,13754	1,0149474
i-C ₄ H ₁₀	3,2422	1,1466557	0,01874	0,13777	1,0155654
n-C ₅ H ₁₂	2,8170	1,2412463	0,00253	0,13678	1,0164347

i-C ₅ H ₁₂	2,8739	1,2548034	0,00506	0,13696	1,0156203
C ₆ H ₁₄	2,6067	1,3828099	-0,00811	0,13592	1,0175532
C ₇ H ₁₆	2,4494	1,5266423	-0,01765	0,13501	1,0186198
H ₂ O	2,0447	0,1896622	-0,05137	0,13047	0,9994108
CO	9,9560	1,1954844	0,07232	0,13899	1,0095308
CO ₂	4,3496	0,5665719	0,04284	0,13864	1,009672
H ₂	39,8659	3,185834	0,08184	0,139	1,0041494
O ₂	8,5585	0,8294666	0,0694	0,13898	1,0070473

- Mencari nilai K dan K1

Reaksi	K	K1
1	2E+11	2E+11
2	2E+25	2E+25
3	5E+38	5E+38
4	2E+52	2E+52
5	2E+52	2E+52
6	7E+65	7E+65
7	7E+65	7E+65
8	3E+79	3E+79
9	5E+85	5E+85
10	9E+00	9E+00

- Menghitung kebutuhan O₂

O₂ didapatkan dari reaksi = 0.5 mol CH₄ + 1 C₂H₆ + 1.5 C₃H₈ + 2 nC₄H₁₀ + 2 iC₄H₁₀ + 2.5 nC₅H₁₂ + 2.5 iC₅H₁₂ + 3 C₆H₁₄ + 3.5 C₇H₁₆

$$\% \text{ excess} = \frac{\text{O}_2 \text{ masuk} - \text{O}_2 \text{ teoritis}}{\text{O}_2 \text{ teoritis}} \times 100\%$$

(digunakan excess O₂ 10%)

Kebutuhan O₂ Teoritis dari reaksi 1-9 = 2277,511785

Jadi O₂ yang dibutuhkan untuk partial oxidation = 2505,262963 kgmol

Sumber: Engineering ToolBox, 2003

Trial nilai ϵ

$$\epsilon_1 = 4300 \quad \epsilon_8 = 0,5$$

$$\epsilon_2 = 17,758 \quad \epsilon_9 = 0,5$$

$$\varepsilon_3 = 33,4 \quad \varepsilon_{13} = 3357,201$$

$$\varepsilon_4 = 0,4$$

$$\varepsilon_5 = 0,4$$

$$\varepsilon_6 = 0,5$$

$$\varepsilon_7 = 0,5$$

Maka fraksi komponen hasil reaksi *secondary reforming* sebagai berikut :

$$y_{CH_4} = 0,00345552 \quad y_{C_6H_{14}} = 0 \quad y_{H_2O} = 0,1942535$$

$$y_{C_2H_6} = 6,478E-05 \quad y_{C_7H_{16}} = 0 \quad y_{CO} = 0,0414007$$

$$y_{C_3H_8} = 6,9977E-05 \quad y_{CO_2} = 0,08293$$

$$y_{n-C_4H_{10}} = 3,6949E-06 \quad y_{H_2} = 2,4382494$$

$$y_{i-C_4H_{10}} = 3,8824E-06 \quad y_{O_2} = 0,0099732$$

$$y_{n-C_5H_{12}} = 1,6783E-06$$

$$y_{i-C_5H_{12}} = 1,6796E-06$$

Jumlah mol hasil reaksi SR sebagai berikut : 28112,67978

NERACA MASSA TOTAL *SECONDARY REFORMER*

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 8			ALIRAN 12		
Komponen	kgmol	kg	Komponen	kgmol	kg
CH ₄	4.397,15	70.543,05	CH ₄	97,14	1.558,47
C ₂ H ₆	19,58	588,75	C ₂ H ₆	1,82	54,76
C ₃ H ₈	35,33	1.557,73	C ₃ H ₈	1,97	86,75
n-C ₄ H ₁₀	0,49	28,61	n-C ₄ H ₁₀	0,10	6,04
i-C ₄ H ₁₀	0,49	28,23	i-C ₄ H ₁₀	0,11	6,34
n-C ₅ H ₁₂	0,55	39,40	n-C ₅ H ₁₂	0,05	3,40
i-C ₅ H ₁₂	0,53	38,57	i-C ₅ H ₁₂	0,05	3,41
C ₆ H ₁₄	0,50	42,93	C ₆ H ₁₄	0,02	1,68
C ₇ H ₁₆	0,00	0,00	C ₇ H ₁₆	0,00	0,00
N ₂	0,00	0,00	N ₂	0,00	0,00
CO ₂	1.159,39	51.024,48	CO ₂	2.331,38	102.603,55
H ₂ O	8.818,19	158.860,54	H ₂ O	5.460,99	98.380,23
H ₂	3.929,97	7.922,83	H ₂	68.545,73	138.188,19

CO	413,24	11.575,21	CO	1.163,88	32.601,42
CH ₃ OH	0,00	0,00	CH ₃ OH	0,00	0,00
Total	18.775,47	302.251,45	O₂	280,37	8.971,98
INPUT					
ALIRAN 11					
O ₂	2.505,26	80.168,41			
Total	2.505,26	80.168,41			
TOTAL	21.280,73	382.419,87	TOTAL	77.883,15	382.419,87

4. SEPARATOR I (F-127)

Suhu = 61 °C = 334,40 K
 Tekanan = 42 bar = 4220 kPa
 = 31652,7 mmHg

Untuk menghitung jumlah vapor dan liquid, digunakan persamaan sbg berikut:

$$F = L + V$$

$$y_i = \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)}$$

$$x_i = \frac{z_i}{1 + V(K_i - 1)}$$

$$y_i = K_i x_i$$

$$x_i = y_i / K_i$$

$$K_i = \frac{P_i^{sat}}{P}$$

$$\ln P^{sat} (bar) = a - \frac{b}{(T(^{\circ}C) + c)}$$

(Smith *et al.*, 2005)

Konstanta Antoine dari Berbagai Komponen

Komponen	Konstanta Antoine		
	a	b	c
CH ₄	15,2243	897,84	-7,16
C ₂ H ₆	15,6637	1511,42	-17,16

C ₃ H ₈	15,726	1872,46	-25,16
nC ₄ H ₁₀	17,216	3137,02	-94,43
iC ₄ H ₁₀	15,5381	2032,73	-33,15
nC ₅ H ₁₂	15,8333	2477,07	-39,94
iC ₅ H ₁₂	15,8333	2477,07	-39,94
C ₆ H ₁₄	15,8366	2697,55	-48,78
N ₂	14,9342	588,72	-6,6
CO ₂	22,5898	3103,39	-0,16
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13
H ₂	13,6333	164,9	3,19
CO	14,3686	530,22	-13,15
O ₂	15,4075	734,55	-6,45
CH ₃ OH	18,5875	3626,55	-34,29

Hasil Perhitungan Flash Separator

Komponen	Mol	Fraksi Mol	Flowrate	Fr Massa
CH ₄	97,144048	0,001247298	1558,472	0,004074797
C ₂ H ₆	1,8211389	2,33828E-05	54,76146	0,00014318
C ₃ H ₈	1,9672538	2,52589E-05	86,74999	0,000226817
nC ₄ H ₁₀	0,1038748	1,33372E-06	6,037619	1,5786E-05
iC ₄ H ₁₀	0,1091439	1,40137E-06	6,343878	1,65868E-05
nC ₅ H ₁₂	0,0471807	6,05784E-07	3,404131	8,90048E-06
iC ₅ H ₁₂	0,0472186	6,06271E-07	3,406868	8,90763E-06
C ₆ H ₁₄	0,0194547	2,49792E-07	1,676564	4,38356E-06
N ₂	0	0	0	0
CO ₂	2331,3849	0,029934216	102603,6	0,268268267
H ₂ O	5460,9873	0,07011728	98380,23	0,257225937
H ₂	68545,726	0,880104572	138188,2	0,3613082
CO	1163,8833	0,014943879	32601,42	0,085239998
O ₂	280,3745	0,003599916	8971,984	0,023458238
CH ₃ OH	0	0	0	0

Psat (mmhg)	Ki	yi	xi	Psat (bar)	P bulb	P dew
263188,46	8,315	0,00	0,0002	342,14	0,427	4E-06

54144,98	1,711	0,00	1E-05	70,39	0,002	3E-07
15850,59	0,501	0,00	5E-05	20,61	0,001	1E-06
63,02	0,002	0,00	2E-05	0,08	0,000	2E-05
6571,18	0,208	0,00	5E-06	8,54	0,000	2E-07
1670,79	0,053	0,00	5E-06	2,17	0,000	3E-07
1670,79	0,053	0,00	5E-06	2,17	0,000	3E-07
597,08	0,019	0,00	3E-06	0,78	0,000	3E-07
507994,98	16,049	0,00	0	660,39	0,000	0E+00
600120,03	18,960	0,03	0,0017	780,16	23,353	4E-05
158,30	0,005	0,00	0,9378	0,21	0,014	3E-01
511364,37	16,155	0,94	0,0583	664,77	585,070	1E-03
333737,40	10,544	0,02	0,0015	433,86	6,484	3E-05
523177,91	16,529	0,00	0,0002	680,13	2,448	5E-06
667,43	0,021	0,00	0	0,87	0	0
2820977,314	89,12283	1,00	1,00	3667,27	617,799	0,3421498

Trial nilai V dengan menggunakan goal seek, dan diperoleh hasil berikut :

Fraksi V :	0,930	
V :	72422,387	kmol/jam
Fraksi L :	0,070	
L :	5461,228	kmol/jam

Sehingga dapat diperoleh komposisi bottom dan top sebagai berikut :

Komposisi Aliran *Top* dan *Bottom Product Flash Separator*

Komponen	Top		Bottom	
	Fraksi Mol	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol	Mol (kmol/jam)
CH ₄	0,0013	96,271	0,000	0,873
C ₂ H ₆	0,0000	1,744	0,000	0,077
C ₃ H ₈	0,0000	1,710	0,000	0,257
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,003	0,000	0,101
iC ₄ H ₁₀	0,0000	0,080	0,000	0,029
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,019	0,000	0,028
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,019	0,000	0,028
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,004	0,000	0,016
N ₂	0,0000	0,000	0,000	0,000

CO ₂	0,0321	2322,149	0,002	9,236
H ₂ O	0,0047	339,651	0,938	5121,337
H ₂	0,9421	68227,265	0,058	318,461
CO	0,0160	1155,618	0,002	8,265
O ₂	0,0039	279,101	0,000	1,273
CH ₃ OH	0,0000	0,000	0,000	0,000
Total	1	72423,635	1	5459,980
Total	77883,615		kmol/jam	

NERACA MASSA SEPARATOR I

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 15			ALIRAN TOP 16		
Komponen	Fr Massa	Massa (kg)	Komponen	Fr Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,004	1.558,47	CH ₄	0,005	1.544,47
C ₂ H ₆	0,000	54,76	C ₂ H ₆	0,000	52,45
C ₃ H ₈	0,000	86,75	C ₃ H ₈	0,000	75,40
nC ₄ H ₁₀	0,000	6,04	nC ₄ H ₁₀	0,000	0,16
iC ₄ H ₁₀	0,000	6,34	iC ₄ H ₁₀	0,000	4,65
nC ₅ H ₁₂	0,000	3,40	nC ₅ H ₁₂	0,000	1,40
iC ₅ H ₁₂	0,000	3,41	iC ₅ H ₁₂	0,000	1,40
C ₆ H ₁₄	0,000	1,68	C ₆ H ₁₄	0,000	0,34
N ₂	0,000	0,00	N ₂	0,000	0,00
CO ₂	0,268	102.603,55	CO ₂	0,354	102.197,08
H ₂ O	0,257	98.380,23	H ₂ O	0,021	6.118,84
H ₂	0,361	138.188,19	H ₂	0,476	137.546,17
CO	0,085	32.601,42	CO	0,112	32.369,91
O ₂	0,023	8.971,98	O ₂	0,031	8.931,24
CH ₃ OH	0,000	0,00	CH ₃ OH	0,000	0,00
Total	1,00	382.466,23	Total	1,00	288.843,51

OUTPUT

ALIRAN BOTTOM 17

Komponen	Fr Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,000	14,01
C ₂ H ₆	0,000	2,31
C ₃ H ₈	0,000	11,35

nC ₄ H ₁₀	0,000	5,88
iC ₄ H ₁₀	0,000	1,69
nC ₅ H ₁₂	0,000	2,00
iC ₅ H ₁₂	0,000	2,00
C ₆ H ₁₄	0,000	1,34
N ₂	0,000	0,00
CO ₂	0,004	406,47
H ₂ O	0,985	92.261,39
H ₂	0,007	642,02
CO	0,002	231,51
O ₂	0,000	40,75
CH ₃ OH	0,000	0,00
C ₇ H ₁₆	0,000	0,00
Total	1,00	93.622,73

382.46623**TOTAL****382.466,23**

6. Reaktor Metanol

Data untuk perhitungan neraca massa reaktor

Fr Mol	KMOL	Fr Mass	KMP	Massa
0,001	96,27	0,005	CH ₄	1544,47
0,000	1,74	0,000	C ₂ H ₆	52,45
0,000	1,71	0,000	C ₃ H ₈	75,40
0,000	0,00	0,000	nC ₄ H ₁₀	0,16
0,000	0,08	0,000	iC ₄ H ₁₀	4,65
0,000	0,02	0,000	nC ₅ H ₁₂	1,40
0,000	0,02	0,000	iC ₅ H ₁₂	1,40
0,000	0,00	0,000	C ₆ H ₁₄	0,34
0,000	0,00	0,000	N ₂	0,00
0,032	2322,15	0,354	CO ₂	102197,08
0,005	339,65	0,021	H ₂ O	6118,84
0,942	68227,27	0,476	H ₂	137546,17
0,016	1155,62	0,112	CO	32369,91
0,004	279,10	0,031	O ₂	8931,24
0	0	0	CH ₃ OH	0,00

1,00	72423,64	1,00	TOTAL	288843,51
------	----------	------	-------	-----------

Reaksi yang terjadi pada reaksi pembentukan methanol adalah :

Reaksi pertama dapat ditulis seperti berikut.

	CO	+	2H ₂	→	CH ₃ OH
M	1.155,618		68.227,265		
R	635,590		1.271,180		635,590
S	520,028		66.956,085		635,590

Nilai Konversi pada reaksi ini sebesar 55 %

Reaksi kedua dapat ditulis seperti berikut.

	CO ₂	+	3H ₂	→	CH ₃ OH	+	H ₂ O
M	2.322,149		68.227,265		0,000		339,651
R	417,987		1.253,960		417,987		417,987
S	1.904,162		66.973,305		417,987		757,638

Nilai Konversi pada reaksi ini sebesar 18 %

Sumber: (Leonzio, G., 2018)

NERACA MASSA TOTAL REAKTOR

Komponen	INPUT			OUTPUT		
	Fr Mol	Mol	Massa	Fr Mol	Mol	Massa
CH ₄	0,001	96,27	1.544,47	0,001	96,27	1.544,47
C ₂ H ₆	0,000	1,74	52,45	0,000	1,74	52,45
C ₃ H ₈	0,000	1,71	75,40	0,000	1,71	75,40
nC ₄ H ₁₀	0,000	0,00	0,16	0,000	0,00	0,16
iC ₄ H ₁₀	0,000	0,08	4,65	0,000	0,08	4,65
nC ₅ H ₁₂	0,000	0,02	1,40	0,000	0,02	1,40
iC ₅ H ₁₂	0,000	0,02	1,40	0,000	0,02	1,40
C ₆ H ₁₄	0,000	0,00	0,34	0,000	0,00	0,34
N ₂	0,000	0,00	0,00	0,000	0,00	0,00
CO ₂	0,032	23.22,15	102.174,56	0,027	1.904,16	83.783,14
H ₂ O	0,005	339,65	6.113,71	0,011	757,64	13.637,48
H ₂	0,942	68.227,27	136.454,53	0,934	65.702,12	131.404,25
CO	0,016	1.155,62	32.357,32	0,007	520,03	14.560,79
O ₂	0,004	279,10	8.931,24	0,004	279,10	8.931,24
CH ₃ OH	0,000	0,00	0,00	0,015	1.053,58	33.714,46
TOTAL	1,000	72.423,64	287.711,62	1,000	70.316	287.711,62

7. SEPARATOR II (F-215)

$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 33 \text{ } ^\circ\text{C} = 306,15 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 10 \text{ bar} = 1000 \text{ kPa} \\ &= 7500,64 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Komponen	Konstanta Antoine		
	a	b	c
CH ₄	15,2243	897,84	-7,16
C ₂ H ₆	15,6637	1511,42	-17,16
C ₃ H ₈	15,726	1872,46	-25,16
nC ₄ H ₁₀	17,216	3137,02	-94,43
iC ₄ H ₁₀	15,5381	2032,73	-33,15
nC ₅ H ₁₂	15,8333	2477,07	-39,94
iC ₅ H ₁₂	15,8333	2477,07	-39,94
C ₆ H ₁₄	15,8366	2697,55	-48,78
N ₂	14,9342	588,72	-6,6
CO ₂	22,5898	3103,39	-0,16
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13
H ₂	13,6333	164,9	3,19
CO	14,3686	530,22	-13,15
O ₂	15,4075	734,55	-6,45
CH ₃ OH	18,5875	3626,55	-34,29

Hasil Perhitungan Flash Separator

Komponen	Mol	Fraksi Mol	Flowrate	Fr Massa
CH ₄	96,27	0,001	1544,465	0,005
C ₂ H ₆	1,74	0,000	52,45	0,000
C ₃ H ₈	1,71	0,000	75,40	0,000
nC ₄ H ₁₀	0,00	0,000	0,16	0,000
iC ₄ H ₁₀	0,08	0,000	4,65	0,000
nC ₅ H ₁₂	0,02	0,000	1,40	0,000
iC ₅ H ₁₂	0,02	0,000	1,40	0,000
C ₆ H ₁₄	0,00	0,000	0,34	0,000
N ₂	0,00	0	0	0
CO ₂	1903,74	0,027	83783,14	0,291
H ₂ O	757,00	0,011	13637,48	0,047
H ₂	65180,68	0,934	131404,2	0,457

CO	519,83	0,007	14560,79	0,051
O ₂	279,10	0,004	8931,238	0,031
CH ₃ OH	1053,58	0,015	33714,46	0,117
Total	69793,78	1,00	287712	1,00

Psat (mmhg)	Ki	yi	xi	Psat (bar)	P bulb	P dew
203087,095	27,076	0,0014	5E-05	264,013	0,364	5,2E-06
33985,595	4,531	3E-05	6E-06	44,181	0,001	5,7E-07
8623,136	1,150	2E-05	2E-05	11,210	0,000	2,2E-06
11,014	0,001	4E-09	3E-06	0,014	0,000	2,7E-06
3268,880	0,436	1E-06	3E-06	4,250	0,000	2,7E-07
684,270	0,091	2E-07	3E-06	0,890	0,000	3,1E-07
684,270	0,091	2E-07	3E-06	0,890	0,000	3,1E-07
211,746	0,028	4E-08	1E-06	0,275	0,000	2,0E-07
428845,493	57,175	0	0	557,499	0	0
254656,580	33,951	0,0276	0,0008	331,054	9,030	8,2E-05
37,567	0,005	0,003	0,5907	0,049	0,001	2,2E-01
489054,685	65,202	0,9464	0,0145	635,771	593,749	1,5E-03
284638,555	37,949	0,0075	0,0002	370,030	2,756	2,0E-05
423601,761	56,475	0,0041	7E-05	550,682	2,202	7,3E-06
190,134	0,025	0,01	0,3928	0,247	0,004	6,1E-02
2131580,780	284,187	1	1,00	2771,055	608,107	2,8E-01

Trial nilai V dengan menggunakan goal seek, dan diperoleh hasil berikut :

Fraksi

V : 0,987

V : 68857,025 kmol/jam

Fraksi

L : 0,013

L : 936,753 kmol/jam

Sehingga dapat diperoleh komposisi bottom dan top sebagai berikut :

Komposisi Aliran Top dan Bottom Product Flash Separator

Komponen	Top		Bottom	
	Fraksi Mol	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol	Mol (kmol/jam)
CH ₄	0,001	96,223	0,000	0,048
C ₂ H ₆	0,000	1,739	0,000	0,005
C ₃ H ₈	0,000	1,690	0,000	0,020

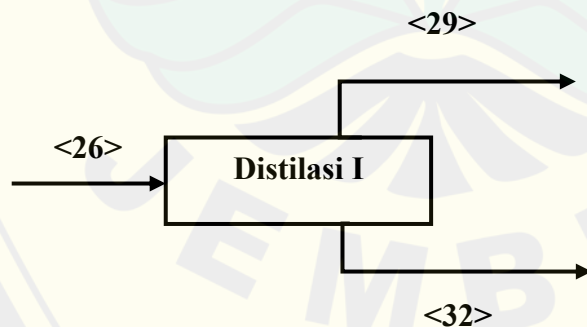
nC ₄ H ₁₀	0,000	0,000	0,000	0,002
iC ₄ H ₁₀	0,000	0,078	0,000	0,002
nC ₅ H ₁₂	0,000	0,017	0,000	0,003
iC ₅ H ₁₂	0,000	0,017	0,000	0,003
C ₆ H ₁₄	0,000	0,003	0,000	0,001
N ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,028	1902,980	0,001	0,763
H ₂ O	0,003	203,699	0,591	553,303
H ₂	0,946	65167,081	0,015	13,597
CO	0,008	519,640	0,000	0,186
O ₂	0,004	279,034	0,000	0,067
CH ₃ OH	0,010	685,619	0,393	367,958
Total	1	68857,819	1,000	935,959
TOTAL		69793,778		Kmol/jam

NERACA MASSA TOTAL SEPARATOR II

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 22			ALIRAN TOP 24		
Komponen	Fr Massa	Massa	Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	0,005	1.544,465	CH ₄	0,006	1.543,69
C ₂ H ₆	0,000	52,449	C ₂ H ₆	0,000	52,29
C ₃ H ₈	0,000	75,396	C ₃ H ₈	0,000	74,51
nC ₄ H ₁₀	0,000	0,155	nC ₄ H ₁₀	0,000	0,02
iC ₄ H ₁₀	0,000	4,654	iC ₄ H ₁₀	0,000	4,51
nC ₅ H ₁₂	0,000	1,402	nC ₅ H ₁₂	0,000	1,22
iC ₅ H ₁₂	0,000	1.403	iC ₅ H ₁₂	0,000	1,22
C ₆ H ₁₄	0,000	0.335	C ₆ H ₁₄	0,000	0,23
N ₂	0,000	0.000	N ₂	0,000	0,00
CO ₂	0,291	83.783,136	CO ₂	0,315	83.749,58
H ₂ O	0,047	13.637,477	H ₂ O	0,014	3.669,66
H ₂	0,457	131.404,249	H ₂	0,494	131.376,84
CO	0,051	14.560,792	CO	0,055	14.555,57
O ₂	0,031	8.931,238	O ₂	0,034	8.929,09
CH ₃ OH	0,117	33.714,463	CH ₃ OH	0,083	21.939,82

Total	1,00	287.711,616	Total	1,00	265.898,25
OUTPUT					
ALIRAN <i>BOTTOM</i> 23					
Komponen	Fr Massa	Massa			
CH ₄	4E-05	0,78			
C ₂ H ₆	7E-06	0,16			
C ₃ H ₈	4E-05	0,88			
nC ₄ H ₁₀	6E-06	0,14			
iC ₄ H ₁₀	6E-06	0,14			
nC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18			
iC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18			
C ₆ H ₁₄	5E-06	0,11			
N ₂	0E+00	0,00			
CO ₂	2E-03	33,56			
H ₂ O	5E-01	9.967,81			
H ₂	1E-03	27,41			
CO	2E-04	5,22			
O ₂	1E-04	2,15			
CH ₃ OH	5E-01	11.774,65			
Total	1,00	21.813,37			
287.711,62		TOTAL		287.711,62	

9. Distilasi Kolom (D-310)



Keterangan

<26> = Aliran methanol (gas) dari kolom distilasi sebelumnya

<29> = Aliran *top product* keluar kolom

<32> = Aliran *bottom product* keluar kolom

Komposisi Aliran Masuk Kolom Distilasi

Komponen	BM	Fr Mol	Kmol	Massa
CH ₄	16,043	5,2E-05	0,048	0,776
C ₂ H ₆	30,070	5,6E-06	0,005	0,157
C ₃ H ₈	44,097	2,1E-05	0,020	0,882
nC ₄ H ₁₀	58,124	2,6E-06	0,002	0,140
iC ₄ H ₁₀	58,124	2,6E-06	0,002	0,141
nC ₅ H ₁₂	72,151	2,7E-06	0,003	0,182
iC ₅ H ₁₂	72,151	2,7E-06	0,003	0,182
C ₆ H ₁₄	86,178	1,4E-06	0,001	0,109
N ₂	28,013	0,0E+00	0,000	0,000
CO ₂	44,010	8,1E-04	0,763	33,558
H ₂ O	18,015	5,9E-01	553,303	9967,813
H ₂	2,016	1,5E-02	13,597	27,412
CO	28,011	2,0E-04	0,186	5,218
O ₂	32,000	7,2E-05	0,067	2,151
CH ₃ OH	32,000	3,9E-01	367,958	11774,645
TOTAL		1	935,959	21813,366

Komponen	Konstanta Antoine		
	a	b	c
CH ₄	15,2243	897,84	-7,16
C ₂ H ₆	15,6637	1511,42	-17,16
C ₃ H ₈	15,726	1872,46	-25,16
nC ₄ H ₁₀	17,216	3137,02	-94,43
iC ₄ H ₁₀	15,5381	2032,73	-33,15
nC ₅ H ₁₂	15,8333	2477,07	-39,94
iC ₅ H ₁₂	15,8333	2477,07	-39,94
C ₆ H ₁₄	15,8366	2697,55	-48,78
N ₂	14,9342	588,72	-6,6
CO ₂	22,5898	3103,39	-0,16
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13

H ₂	13,6333	164,9	3,19
CO	14,3686	530,22	-13,15
O ₂	15,4075	734,55	-6,45
CH ₃ OH	18,5875	3626,55	-34,29

Asumsi:

99% recovery dari LK pada produk atas (Syngas)

99% recovery dari HK pada produk bawah (Metanol + air)

(Ivar J. Halvorsen and Sigurd Skogestad, 2001)

Tekanan input = 5,5 bar = 4125 mmHg

Tekanan atas = 4,5 bar = 3375 mmHg

Tekanan bawah = 5,5 bar = 4125 mmHg

Suhu top = 106,900 Celcius = 380,05 K

Suhu bot = 124,700 Celcius = 397,85 K

Suhu rata-rata = 115,800 Celcius = 388,95 K

Tekanan = 5,000 bar = 500 kPa

(Anif Rachmawati dkk, 2021)

Perhitungan Kolom Distilasi

Perhitungan *Relative Volatility* Tiap Komponen

Perhitungan tekanan jenuh tiap zat adalah sebagai berikut:

$$\log P^{sat} (\text{mmhg}) = a - \frac{b}{(T(^{\circ}\text{C}) + c)}$$

Keterangan :

P_{sat} = Tekanan jenuh (mmhg) Konversi mmHg ke bar =

$a/b/c$ = Konstanta Antoine Dibagi dengan 750,1

$$K_i = \frac{P_{sat}}{P}$$

K_i = K-value (nilai kesetimbangan)

P_{sat} = Tekanan jenuh (bar)

P = Tekanan (bar)

$$z_i = \frac{n_i}{n_{total}}$$

Keterangan :

z_i = fraksi mol zat i
 mol zat
 n_i = i
 n_{total} = total mol

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_i \text{ Heavy Key}}$$

Keterangan :

α_{ij} = *Relative Volatility* terhadap zat terberat
 K_i = *K-value* (nilai kesetimbangan)
 $K_i \text{ Heavy Key}$ = *K-value* (nilai kesetimbangan) di heavy key (metanol)

Hasil Perhitungan α Distillation Column I Top Product

Komponen	Mol	Fr Mol (z_i)	Massa (kg/jam)
CH ₄	0,048	0,000	0,776
C ₂ H ₆	0,005	0,000	0,157
C ₃ H ₈	0,020	0,000	0,882
nC ₄ H ₁₀	0,002	0,000	0,140
iC ₄ H ₁₀	0,002	0,000	0,141
nC ₅ H ₁₂	0,003	0,000	0,182
iC ₅ H ₁₂	0,003	0,000	0,182
C ₆ H ₁₄	0,001	0,000	0,109
N ₂	0	0	0,000
CO ₂	0,763	0,001	33,558
H ₂ O	553,303	0,591	9967,813
H ₂	13,597	0,015	27,412
CO	0,186	0,000	5,218
O ₂	0,067	0,000	2,151
CH ₃ OH	367,958	0,393	11774,645
Total	935,959	1	21813,366

Fr Massa	Ki	α_{ij}	Psat	Komponen
3,6E-05	1,1E+02	1,1E+02	4,9E+02	CH ₄

7,2E-06	2,9E+01	3,0E+01	1,3E+02	C ₂ H ₆
4,0E-05	1,0E+01	1,0E+01	4,6E+01	C ₃ H ₈
6,4E-06	1,5E-01	1,5E-01	6,8E-01	nC ₄ H ₁₀
6,5E-06	4,7E+00	4,9E+00	2,1E+01	iC ₄ H ₁₀
8,3E-06	1,5E+00	1,6E+00	6,9E+00	nC ₅ H ₁₂
8,3E-06	1,5E+00	1,6E+00	6,9E+00	iC ₅ H ₁₂
5,0E-06	6,5E-01	6,7E-01	2,9E+00	C ₆ H ₁₄
0,0E+00	1,9E+02	1,9E+02	8,4E+02	N ₂
1,5E-03	5,4E+02	5,6E+02	2,4E+03	CO ₂
4,6E-01	2,9E-01	2,9E-01	1,3E+00	H ₂ O
1,3E-03	1,6E+02	1,6E+02	7,2E+02	H ₂
2,4E-04	1,2E+02	1,2E+02	5,5E+02	CO
9,9E-05	2,0E+02	2,1E+02	9,2E+02	O ₂
5,4E-01	9,7E-01	1,0E+00	4,4E+00	CH ₃ OH
1	1374,185	1409,561	6183,833	TOTAL

Hasil Perhitungan Distillation Column II Bottom Product

Komponen	Ki	α_{ij}	Psat
CH ₄	99,609	74,725	547,852
C ₂ H ₆	29,036	21,782	159,698
C ₃ H ₈	10,771	8,080	59,241
nC ₄ H ₁₀	0,235	0,176	1,293
iC ₄ H ₁₀	5,152	3,865	28,338
nC ₅ H ₁₂	1,799	1,350	9,896
iC ₅ H ₁₂	1,799	1,350	9,896
C ₆ H ₁₄	0,806	0,604	4,431
N ₂	164,767	123,605	906,216
CO ₂	639,896	480,039	3519,425
H ₂ O	0,418	0,314	2,299
H ₂	133,910	100,457	736,502
CO	106,206	79,674	584,131
O ₂	182,330	136,781	1002,818
CH ₃ OH	1,333	1,000	7,332
Total	1378,067	1033,802	7579,368

- Perhitungan Jumlah *Stage Minimum*

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{d_i b_j}{d_j b_i} \right]}{\log [\alpha_m]}$$

$$\alpha_m = \sqrt{(\alpha_{ij})_{atas} (\alpha_{ij})_{bawah}}$$

$$b_i = \frac{f_i}{1 + \left(\frac{d_j}{b_j} \right) (\alpha_m)^{N_m}}$$

Dengan :

d_i = LK di distillate/top	=	0,7549	kmol/jam
d_j = HK di distillate/top	=	3,6796	kmol/jam
b_i = LK di bottom	=	0,007625	kmol/jam
b_j = HK di bottom	=	364,2781	kmol/jam

Maka diperoleh nilai stage minimum sebanyak :

α_m =	516,880	
N_m =	1,471	stage \approx 2 stage

- Perhitungan Output Kolom**

Sehingga dapat diperoleh hasil komposisi produk dari kolom distilasi sebagai berikut :

Komposisi Produk CO₂-Methanol Distillation Column

Komponen	Feed(kmol)	α_m	Bottom	Distilat
CH ₄	0,048	91,445	0,006	0,043
C ₂ H ₆	0,005	25,546	0,002	0,003
C ₃ H ₈	0,020	9,209	0,016	0,004
nC ₄ H ₁₀	0,002	0,165	0,002	0,000
iC ₄ H ₁₀	0,002	4,331	0,002	0,000
nC ₅ H ₁₂	0,003	1,456	0,002	0,000
iC ₅ H ₁₂	0,003	1,456	0,002	0,000
C ₆ H ₁₄	0,001	0,635	0,001	0,000

N ₂	0,000	154,161	0,000	0,000
CO ₂	0,763	516,880	0,008	0,755
H ₂ O	553,303	0,304	552,337	0,966
H ₂	13,597	128,630	0,986	12,612
CO	0,186	99,611	0,019	0,167
O ₂	0,067	169,091	0,003	0,064
CH ₃ OH	367,958	1,000	364,278	3,680
TOTAL	935,959	1203,918	917,665	18,294

Komposisi Mol pada Tiap Aliran Distillation Column I

Komponen	Xf	Xb	Xd
CH ₄	5E-05	6E-06	2E-03
C ₂ H ₆	6E-06	3E-06	2E-04
C ₃ H ₈	2E-05	2E-05	2E-04
nC ₄ H ₁₀	3E-06	3E-06	9E-08
iC ₄ H ₁₀	3E-06	2E-06	1E-05
nC ₅ H ₁₂	3E-06	3E-06	2E-06
iC ₅ H ₁₂	3E-06	3E-06	2E-06
C ₆ H ₁₄	1E-06	1E-06	4E-07
N ₂	0E+00	0E+00	0E+00
CO ₂	8E-04	8E-06	4E-02
H ₂ O	6E-01	6E-01	5E-02
H ₂	1E-02	1E-03	7E-01
CO	2E-04	2E-05	9E-03
O ₂	7E-05	4E-06	3E-03
CH ₃ OH	4E-01	4E-01	2E-01
TOTAL	1	1	1

Perhitungan Reflux Minimum

Perhitungan reflux minimum diperoleh dengan menggunakan

Persamaan Underwood berikut

(Coulson):

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Nilai θ diperoleh dgn *trial* sesuai

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad \text{asumsi } q=1 \text{ dg kondisi saturated liquid}$$

Inlet kolom distilasi diasumsikan berupa liquid secara keseluruhan

sehingga $q=1$, maka untuk mencari θ , dilakukan *trial* hingga jumlah persamaan diatas sama dengan 0.

Hasil Perhitungan Reflux Kolom Distilasi I

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	$(\alpha_i * x_{i,f})/(\alpha_i - \theta)$	$x_{i,d}$	$(\alpha_i * x_{i,d})/(\alpha_i - \theta)$
CH ₄	5E-05	9E+01	8E-05	2E-03	4E-03
C ₂ H ₆	6E-06	3E+01	-2E-05	2E-04	-4E-04
C ₃ H ₈	2E-05	9E+00	-8E-06	2E-04	-8E-05
nC ₄ H ₁₀	3E-06	2E-01	-1E-08	9E-08	-5E-10
iC ₄ H ₁₀	3E-06	4E+00	-4E-07	1E-05	-2E-06
nC ₅ H ₁₂	3E-06	1E+00	-1E-07	2E-06	-1E-07
iC ₅ H ₁₂	3E-06	1E+00	-1E-07	2E-06	-1E-07
C ₆ H ₁₄	1E-06	6E-01	-3E-08	4E-07	-7E-09
N ₂	0E+00	2E+02	0E+00	0E+00	0E+00
CO ₂	8E-04	5E+02	9E-04	4E-02	4E-02
H ₂ O	6E-01	3E-01	-5E-03	5E-02	-5E-04
H ₂	1E-02	1E+02	2E-02	7E-01	9E-01
CO	2E-04	1E+02	3E-04	9E-03	1E-02
O ₂	7E-05	2E+02	9E-05	3E-03	4E-03
CH ₃ OH	4E-01	1E+00	-1E-02	2E-01	-6E-03
TOTAL	1	1203,918	0,00	1,000	1,00

$$\theta = 34,480$$

(diperoleh dari hasil goal seek hingga jumlah persamaan = 0)

Dengan menggunakan cara yang sama seperti pada kolom sebelumnya, maka diperoleh hasil reflux minimum dan reflux sebagai berikut :

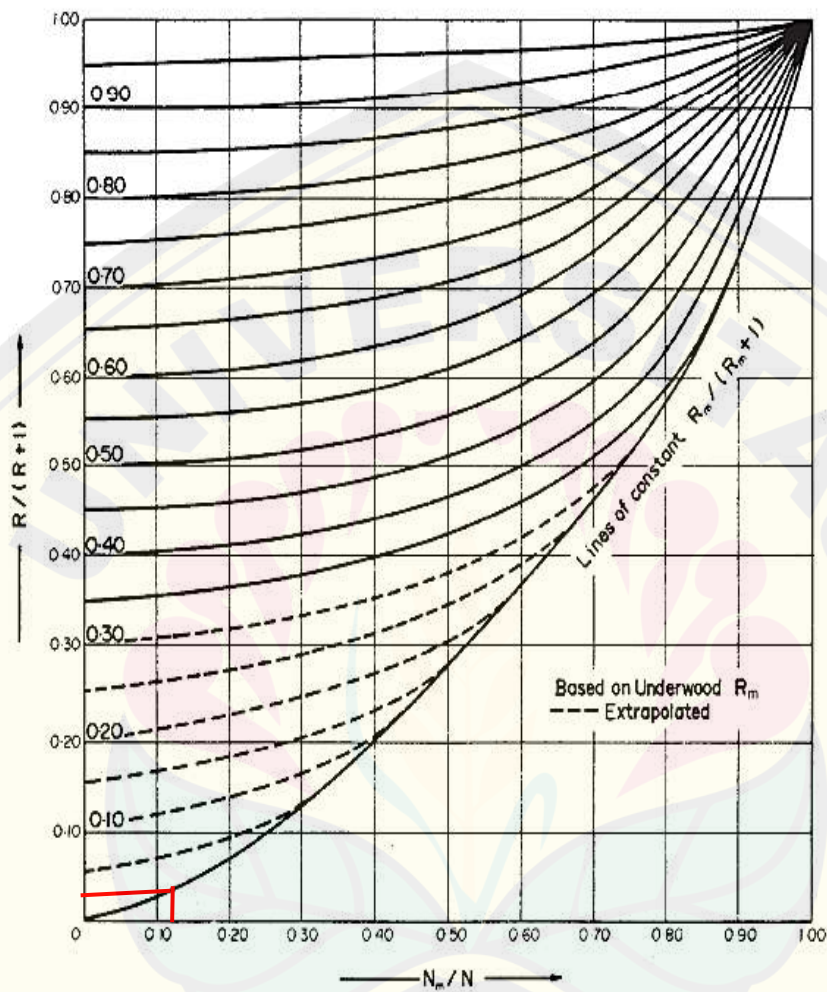
$$R_m = 0,00121$$

$$R = 0,00182$$

Perhitungan Stage Actual

Perhitungan stage actual dapat dilakukan dengan bantuan gambar

seperti pada perhitungan kolom I dengan melibatkan data berupa R_m , R , dan N_m .



$$\begin{aligned}
 R/(R+1) &= 0,001817 \\
 R_m/(R_m+1) &= 0,001 \\
 N_m/N &= 0,11 \\
 N &= 9,0909 = 9 \text{ stage}
 \end{aligned}$$

- **Perhitungan Laju Alir Condensor**

Untuk menghitung aliran atas yang keluar dari kolom sebelum masuk condensor adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 V &= L + D \\
 R &= \frac{L}{D}
 \end{aligned}$$

$$V = \frac{D}{(R+1)D}$$

R	=	Reflux Ratio	=	0,002
D	=	Distilat	=	18,294 kmol/jam
V	=	Feed Condensor	=	18,327 kmol/jam
L	=	Rectify Liquid	=	0,033 kmol/jam

Neraca Massa Aliran Kondensor Metanol

INPUT			OUTPUT		
Aliran 27			Aliran 28		
Komponen	Fr Massa	Massa (kg/jam)	Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	0,003	0,688	CH ₄	0,003	0,001
C ₂ H ₆	0,000	0,085	C ₂ H ₆	0,000	0,000
C ₃ H ₈	0,001	0,185	C ₃ H ₈	0,001	0,000
nC ₄ H ₁₀	0,000	0,000	nC ₄ H ₁₀	0,000	0,000
iC ₄ H ₁₀	0,000	0,011	iC ₄ H ₁₀	0,000	0,000
nC ₅ H ₁₂	0,000	0,003	nC ₅ H ₁₂	0,000	0,000
iC ₅ H ₁₂	0,000	0,003	iC ₅ H ₁₂	0,000	0,000
C ₆ H ₁₄	0,000	0,001	C ₆ H ₁₄	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,000	N ₂	0,000	0,000
CO ₂	0,165	33,283	CO ₂	0,165	0,060
H ₂ O	0,086	17,438	H ₂ O	0,086	0,032
H ₂	0,126	25,471	H ₂	0,126	0,046
CO	0,023	4,693	CO	0,023	0,009
O ₂	0,010	2,048	O ₂	0,010	0,004
CH ₃ OH	0,584	117,961	CH ₃ OH	0,584	0,214
Total	1	201,871	Total	1,000	0,367

Aliran 29		
Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	0,003	0,687
C ₂ H ₆	0,000	0,085
C ₃ H ₈	0,001	0,185
nC ₄ H ₁₀	0,000	0,000
iC ₄ H ₁₀	0,000	0,011
nC ₅ H ₁₂	0,000	0,003

	iC ₅ H ₁₂	0,000	0,003
	C ₆ H ₁₄	0,000	0,001
	N ₂	0,000	0,000
	CO ₂	0,165	33,223
	H ₂ O	0,086	17,406
	H ₂	0,126	25,425
	CO	0,023	4,685
	O ₂	0,010	2,044
	CH ₃ OH	0,584	117,746
	Total	1	201,504
201,871	TOTAL		201,871

• **Perhitungan Laju Alir Reboiler**

Diasumsikan =

$$s = \text{boil up ratio} = 0,35$$

$$V = (s + 1) \times B$$

Output Reboiler kembali ke Kolom = V - B

B = Bottom = 917,665 kmol/jam

V = Feed Reboiler = 1238,848 kmol/jam

Output Reboiler kembali ke Kolom = 321,183 kmol/jam

Neraca Massa Aliran Reboiler Metanol

INPUT			OUTPUT		
Aliran 30			Aliran 31		
Komponen	Fr Massa	Massa (kg/jam)	Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	4,1E-06	1,2E-01	CH ₄	4,1E-06	3,1E-02
C ₂ H ₆	3,3E-06	9,7E-02	C ₂ H ₆	3,3E-06	2,5E-02
C ₃ H ₈	3,2E-05	9,4E-01	C ₃ H ₈	3,2E-05	2,4E-01
nC ₄ H ₁₀	6,5E-06	1,9E-01	nC ₄ H ₁₀	6,5E-06	4,9E-02
iC ₄ H ₁₀	6,0E-06	1,7E-01	iC ₄ H ₁₀	6,0E-06	4,5E-02
nC ₅ H ₁₂	8,3E-06	2,4E-01	nC ₅ H ₁₂	8,3E-06	6,3E-02
iC ₅ H ₁₂	8,3E-06	2,4E-01	iC ₅ H ₁₂	8,3E-06	6,3E-02
C ₆ H ₁₄	5,0E-06	1,5E-01	C ₆ H ₁₄	5,0E-06	3,8E-02
N ₂	0,0E+00	0,0E+00	N ₂	0,0E+00	0,0E+00

CO ₂	1,6E-05	4,5E-01	CO ₂	1,6E-05	1,2E-01
H ₂ O	4,6E-01	1,3E+04	H ₂ O	4,6E-01	3,5E+03
H ₂	9,2E-05	2,7E+00	H ₂	9,2E-05	7,0E-01
CO	2,5E-05	7,2E-01	CO	2,5E-05	1,9E-01
O ₂	4,9E-06	1,4E-01	O ₂	4,9E-06	3,7E-02
CH ₃ OH	5,4E-01	1,6E+04	CH ₃ OH	5,4E-01	4,1E+03
Total	1,0E+00	2,9E+04	Total	1	7564,1516

Aliran 32

Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	4,1E-06	8,9E-02
C ₂ H ₆	3,3E-06	7,2E-02
C ₃ H ₈	3,2E-05	7,0E-01
nC ₄ H ₁₀	6,5E-06	1,4E-01
iC ₄ H ₁₀	6,0E-06	1,3E-01
nC ₅ H ₁₂	8,3E-06	1,8E-01
iC ₅ H ₁₂	8,3E-06	1,8E-01
C ₆ H ₁₄	5,0E-06	1,1E-01
N ₂	0,0E+00	0,0E+00
CO ₂	1,6E-05	3,4E-01
H ₂ O	4,6E-01	1,0E+04
H ₂	9,2E-05	2,0E+00
CO	2,5E-05	5,3E-01
O ₂	4,9E-06	1,1E-01
CH ₃ OH	5,4E-01	1,2E+04
Total	1,0E+00	2,2E+04

29176,013
TOTAL
29176,013

Berdasarkan seluruh perhitungan di atas, dapat diperoleh neraca massa sebagai berikut :

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 26			ALIRAN 29		
Komponen	Fr Massa	Massa	Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	4E-05	0,78	CH ₄	0,003	0,69
C ₂ H ₆	7E-06	0,16	C ₂ H ₆	0,000	0,09
C ₃ H ₈	4E-05	0,88	C ₃ H ₈	0,001	0,18

nC ₄ H ₁₀	6E-06	0,14	nC ₄ H ₁₀	0,000	0,00
iC ₄ H ₁₀	6E-06	0,14	iC ₄ H ₁₀	0,000	0,01
nC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18	nC ₅ H ₁₂	0,000	0,00
iC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18	iC ₅ H ₁₂	0,000	0,00
C ₆ H ₁₄	5E-06	0,11	C ₆ H ₁₄	0,000	0,00
N ₂	0E+00	0,00	N ₂	0,000	0,00
CO ₂	2E-03	33,56	CO ₂	0,165	33,22
H ₂ O	5E-01	9.967,81	H ₂ O	0,086	17,41
H ₂	1E-03	27,41	H ₂	0,126	25,42
CO	2E-04	5,22	CO	0,023	4,68
O ₂	1E-04	2,15	O ₂	0,010	2,04
CH ₃ OH	5E-01	11.774,65	CH ₃ OH	0,584	117,75
Total	1.00	21.813,37	Total	1,00	201,50

ALIRAN 32

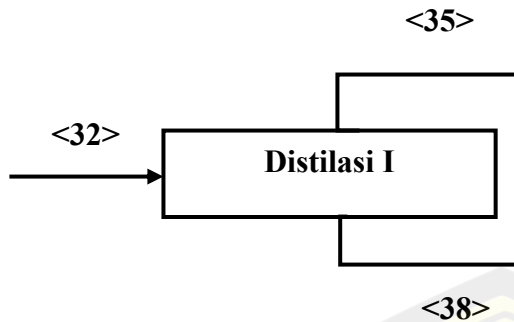
Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	4E-06	0,09
C ₂ H ₆	3E-06	0,07
C ₃ H ₈	3E-05	0,70
nC ₄ H ₁₀	6E-06	0,14
iC ₄ H ₁₀	6E-06	0,13
nC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18
iC ₅ H ₁₂	8E-06	0,18
C ₆ H ₁₄	5E-06	0,11
N ₂	0E+00	0,00
CO ₂	2E-05	0,34
H ₂ O	5E-01	9.950,41
H ₂	9E-05	1,99
CO	2E-05	0,53
O ₂	5E-06	0,11
CH ₃ OH	5E-01	11.656,90
Total	1.00	21,611,86

21.813,37

TOTAL

21.813,37

10. Metanol Distilasi Kolom II (D-320)



Keterangan

- <32> = Aliran methanol (liq) dari kolom distilasi sebelumnya
- <35> = Aliran Top Product keluar kolom
- <38> = Aliran bottom product keluar kolom

Komposisi Aliran Masuk Kolom Distilasi II

Komponen	BM	Fr Mol	Kmol	Massa
CH ₄	16,043	6,0E-06	5,5E-03	8,9E-02
C ₂ H ₆	30,070	2,6E-06	2,4E-03	7,2E-02
C ₃ H ₈	44,097	1,7E-05	1,6E-02	7,0E-01
nC ₄ H ₁₀	58,124	2,6E-06	2,4E-03	1,4E-01
iC ₄ H ₁₀	58,124	2,4E-06	2,2E-03	1,3E-01
nC ₅ H ₁₂	72,151	2,7E-06	2,5E-03	1,8E-01
iC ₅ H ₁₂	72,151	2,7E-06	2,5E-03	1,8E-01
C ₆ H ₁₄	86,178	1,4E-06	1,3E-03	1,1E-01
N ₂	28,013	0,0E+00	0,0E+00	0,0E+00
CO ₂	44,010	8,3E-06	7,6E-03	3,4E-01
H ₂ O	18,015	6,0E-01	5,5E+02	1,0E+04
H ₂	2,016	1,1E-03	9,9E-01	2,0E+00
CO	28,011	2,1E-05	1,9E-02	5,3E-01
O ₂	32,000	3,6E-06	3,3E-03	1,1E-01
CH ₃ OH	32,000	4,0E-01	3,6E+02	1,2E+04
TOTAL		1,00	9,2E+02	2,2E+04

Asumsi:

- 99% recovery dari LK pada produk atas
- 99% recovery dari HK pada produk bawah

(Ivar J. Halvorsen and Sigurd Skogestad, 2001)

Tekanan input	=	2,5	bar	
Tekanan atas	=	1,5	bar	
Tekanan bawah	=	2,5	bar	
Suhu top	=	73,190	Celcius	= 346,34 K
Suhu bot	=	120,100	Celcius	= 393,25 K
Suhu rata-rata	=	96,645	Celcius	= 369,795 K
Tekanan	=	2,000	bar	= 200 kPa

Komponen	Konstanta Antoine		
	a	b	c
CH ₄	15,2243	897,84	-7,16
C ₂ H ₆	15,6637	1511,42	-17,16
C ₃ H ₈	15,726	1872,46	-25,16
nC ₄ H ₁₀	17,216	3137,02	-94,43
iC ₄ H ₁₀	15,5381	2032,73	-33,15
nC ₅ H ₁₂	15,8333	2477,07	-39,94
iC ₅ H ₁₂	15,8333	2477,07	-39,94
C ₆ H ₁₄	15,8366	2697,55	-48,78
N ₂	14,9342	588,72	-6,6
CO ₂	22,5898	3103,39	-0,16
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13
H ₂	13,6333	164,9	3,19
CO	14,3686	530,22	-13,15
O ₂	15,4075	734,55	-6,45
CH ₃ OH	18,5875	3626,55	-34,29

- **Perhitungan Kolom Distilasi**

Perhitungan *Relative Volatility* Tiap Komponen

Hasil Perhitungan a Kolom Distilasi *Top Product*

Komponen	Mol	Fr Mol (zi)	Massa (kg/jam)
CH ₃ OH	364,278	0,397	11656,899

H ₂ O	552,337	0,603	9950,407
Total	916,615	1,000	21607,306

Fr Massa	Ki	a
0,539	0,942	3,954
0,461	0,238	1,000
1,000	1,180	4,954

Psat Top
1,413
0,357

Hasil Perhitungan α Kolom Distilasi Bottom Product

Komponen	Ki	α
CH ₃ OH	2,58071496	3,23991711
H ₂ O	0,796537342	1
Total	3,3772523	4,2399171

Perhitungan Jumlah Stage Minimum

$d_i = LK$ di distillate/top =	360,635	kmol/jam
$d_j = HK$ di distillate/top =	5,523	kmol/jam
$b_i = LK$ di bottom =	3,643	kmol/jam
$b_j = HK$ di bottom =	546,814	kmol/jam

Maka diperoleh nilai stage minimum sebanyak :

$\alpha_m =$	3,579	
$N_m =$	7,207	stage = 8 stage

• Perhitungan Output Kolom Distilasi II

Komposisi Produk Kolom Distilasi Metanol II

Komponen	Feed	α_m	Bottom	Distilat
CH ₃ OH	364,2780884	3,57927472	3,642780884	360,6353076
H ₂ O	552,3370199	1	546,8136497	5,523370199
TOTAL	916,615108	4,5792747	550,4564306	366,1586778

Komposisi Tiap Aliran pada Kolom Distilasi Metanol II

Komponen	Xf	Xb	Xd
CH ₃ OH	0,397417	0,00661775	0,9849154
H ₂ O	0,602583	0,99338225	0,0150846
TOTAL	1	1	1

Psat Bottom**6,451787****1,991343**

- **Perhitungan Reflux Minimum**

Inlet kolom distilasi diasumsikan berupa liquid secara keseluruhan, sehingga $q=1$.

Maka untuk mencari θ , dilakukan trial hingga jumlah persamaan diatas sama dengan 0

Hasil Perhitungan Reflux Kolom Distilasi II

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	$(\alpha * x_{i,f})/(\alpha_i - \theta)$	$x_{i,d}$	$(\alpha_i * x_{i,d})/(\alpha_i - \theta)$
CH ₃ OH	0,397	3,579	0,785	0,985	1,946
H ₂ O	0,603	1	-0,785	0,015	-0,020
TOTAL	1,00	4,57927472	0,00	1,00	1,926

$$\theta = 1,768$$

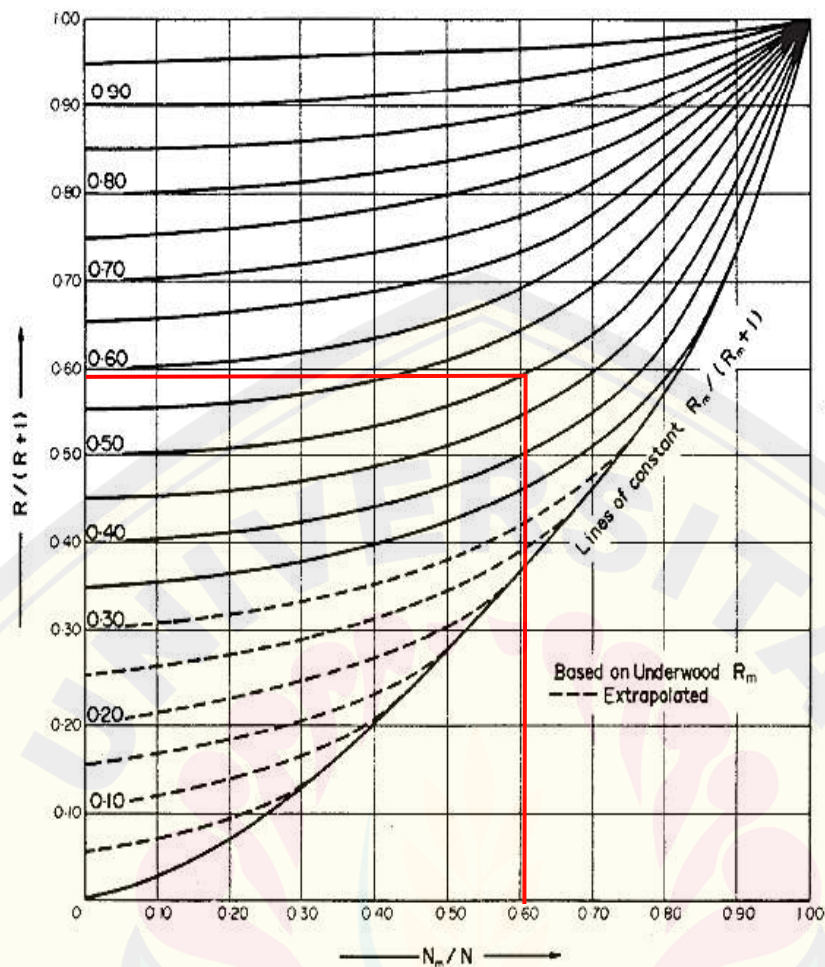
Dengan menggunakan cara yang sama seperti pada kolom sebelumnya, maka diperoleh hasil reflux minimum dan reflux sebagai berikut :

$$R_m = 0,926$$

$$R = 1,390$$

Perhitungan Stage Actual

Perhitungan stage actual dapat dilakukan dengan bantuan gambar seperti pada perhitungan kolom I dengan melibatkan data berupa R_m , R , dan N_m .



$R/(R+1) = 0,58$
 $R_m/(R_m+1) = 0,48$
 $N_m/N = 0,61$ (diperoleh dengan membaca grafik)
 $N = 13,1148 = 14$ stage

• Perhitungan Laju Alir Kondensor II

Untuk menghitung aliran atas yang keluar dari kolom sebelum masuk condensor adalah sebagai berikut :

$$V = L + D$$

$$R = \frac{L}{D}$$

$$V = (R+1)D$$

$$R = \text{Reflux Ratio} = 1,390$$

D	=	Distilat	=	366,159	kmol/jam
V	=	Feed Condensor	=	874,988	kmol/jam
L	=	Rectify Liquid	=	508,829	kmol/jam

Neraca Massa Aliran Kondensor Metanol II

INPUT			OUTPUT		
Aliran 33			Aliran 34		
Komponen	Fr Massa	Massa (kg/jam)	Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₃ OH	0,991	27577,257	CH ₃ OH	0,991	16036,927
H ₂ O	0,009	237,580	H ₂ O	0,009	138,159
TOTAL	1,000	27814,837	TOTAL	1,000	16175,086
			Aliran 35		
			Komponen	Fr Massa	Massa
			CH ₃ OH	0,991	11540,330
			H ₂ O	0,009	99,421
			TOTAL	1,000	11639,751
27814,83682			TOTAL	27814,83682	

- Perhitungan Laju Alir Reboiler II

Diasumsikan =

$$s = \text{boil up ratio} = 3,3$$

$$V = (s + 1) \times B$$

$$\text{Output Reboiler kembali ke Kolom} = V - B$$

$$B = \text{Bottom} = 550,456 \text{ kmol/jam}$$

$$V = \text{Feed Reboiler} = 2366,963 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Output Reboiler kembali ke Kolom} = 1816,506 \text{ kmol/jam}$$

Neraca Massa Aliran Reboiler Metanol II

INPUT			OUTPUT		
Aliran 36			Aliran 37		
Komponen	Fr Massa	Massa (kg/jam)	Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₃ OH	0,012	501,246	CH ₃ OH	0,012	384,677
H ₂ O	0,988	42323,376	H ₂ O	0,988	32480,731
TOTAL	1,000	42824,623	TOTAL	1,000	32865,408
			Aliran 38		
			Komponen	Fr Massa	Massa
			CH ₃ OH	0,012	116,568

	H ₂ O	0,988	9842,645
	TOTAL	1,000	9959,214
42824,623	TOTAL		42824,623

Berdasarkan seluruh perhitungan di atas, dapat diperoleh neraca massa sebagai berikut :

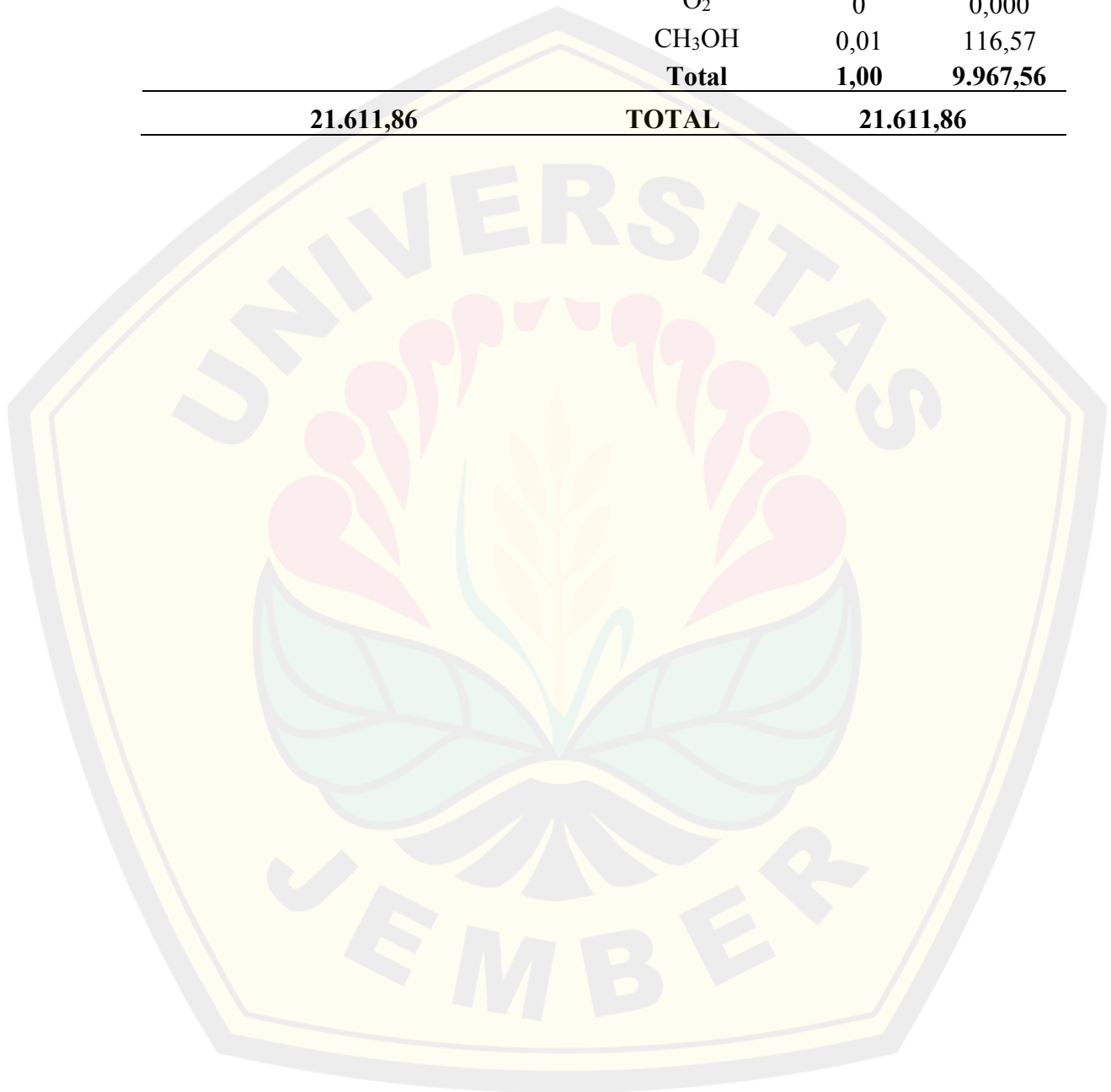
Neraca Massa Metanol Distilasi Kolom

INPUT			OUTPUT		
ALIRAN 32			ALIRAN 35		
Komponen	Fr Massa	Massa	Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	4.1E-06	0,09	CH ₄	0,00	0,00
C ₂ H ₆	3.3E-06	0,07	C ₂ H ₆	0,00	0,00
C ₃ H ₈	3.2E-05	0,70	C ₃ H ₈	0,00	0,00
nC ₄ H ₁₀	6.5E-06	0,14	nC ₄ H ₁₀	0,00	0,00
iC ₄ H ₁₀	6.0E-06	0,13	iC ₄ H ₁₀	0,00	0,00
nC ₅ H ₁₂	8.3E-06	0,18	nC ₅ H ₁₂	0,00	0,00
iC ₅ H ₁₂	8.3E-06	0,18	iC ₅ H ₁₂	0,00	0,00
C ₆ H ₁₄	5.0E-06	0,11	C ₆ H ₁₄	0,00	0,00
N ₂	0.0E+00	0,00	N ₂	0,00	0,00
CO ₂	1.6E-05	0,34	CO ₂	0,00	0,00
H ₂ O	4.6E-01	9.950,41	H ₂ O	9E-03	99,42
H ₂	9.2E-05	1,99	H ₂	0,00	0,00
CO	2.5E-05	0,53	CO	0,00	0,00
O ₂	4.9E-06	0,11	O ₂	0,00	0,00
CH ₃ OH	5.4E-01	11.656,90	CH ₃ OH	1E+00	11.540
Total	1	21.611,86	Total	1,00	11.644,31

ALIRAN 38

Komponen	Fr Massa	Massa
CH ₄	0	0,000
C ₂ H ₆	0	0,000
C ₃ H ₈	0	0,000
nC ₄ H ₁₀	0	0,000
iC ₄ H ₁₀	0	0,000
nC ₅ H ₁₂	0	0,000
iC ₅ H ₁₂	0	0,000
C ₆ H ₁₄	0	0,000

	N ₂	0	0,000
	CO ₂	0	0,000
	H ₂ O	0,99	9.850,99
	H ₂	0	0,000
	CO	0	0,000
	O ₂	0	0,000
	CH ₃ OH	0,01	116,57
	Total	1,00	9.967,56
21.611,86	TOTAL		21.611,86



APPENDIKS B – NERACA PANAS

1. Kompresor Gas Alam (G-122)

Persamaan umum neraca panas:

$$\Delta E = Q + W - \Delta(H + EP + EK)$$

Asumsi :

(1) Proses merupakan *steady state*, $\Delta E = 0$

(2) $m_1 = m_2$, $m_{18} = m_{19}$

(3) ΔEP dan ΔEK diabaikan

$$0 = Q + W - \Delta H$$

$$\Delta H = Q + W$$

Kapasitas Panas (Cp) Komponen

Menggunakan data berikut.

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
N ₂	3,28	0,00059	0	4000

Energi masuk

$$\begin{aligned} T_{\text{ref}} &= 25 \text{ C} & P_{\text{ref}} &= 1 \text{ bar} \\ &= 298,15 \text{ K} & P_{\text{in}} &= 8,3 \text{ bar} \\ T_{\text{in}} &= 303,15 \text{ K} & R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \\ \tau &= 1,02 \end{aligned}$$

Komponen	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	4465,64	71642,19
C ₂ H ₆	218,448	6568,71642
C ₃ H ₈	149,101	6574,91753
n-C ₄ H ₁₀	35,458	2060,95846
i-C ₄ H ₁₀	30,3328	1763,06181
n-C ₅ H ₁₂	9,09983	656,561868
i-C ₅ H ₁₂	14,6434	1056,53634
C ₆ H ₁₄	17,3629	1496,29784
C ₇ H ₁₆	0,21245	21,28854
H ₂ O	0	0
CO ₂	287,479	12651,9713
N ₂	2,19651	61,5308573
Total	5229,97	104554,031

$$\frac{\langle C_p \rangle_{H^ig}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH^{ig}}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	35,2230	1385,37711	6186589,19
C ₂ H ₆	53,2788	2095,5386	457765,176
C ₃ H ₈	75,4045	2965,77867	442201,287
n-C ₄ H ₁₀	99,7916	3924,95997	139171,073
i-C ₄ H ₁₀	99,5831	3916,76089	118806,2
n-C ₅ H ₁₂	123,240	4847,24147	44109,0756
i-C ₅ H ₁₂	123,240	4847,24147	70980,1217
C ₆ H ₁₄	146,815	5774,45389	100261,121
C ₇ H ₁₆	170,330	6699,33354	1423,27259
H ₂ O	33,5870	1321,03027	0
CO ₂	38,2388	1503,99032	432366,335
N ₂	29,1201	1145,34009	2515,75189
Total			7996188,6

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω	Zc	Vc	Tn/K
CH ₄	190,6	45,99	0,012	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152	0,276	200	231,1
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2	0,274	255	272,7
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181	0,282	262,7	261,4
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252	0,27	313	309,2
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222			
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301	0,266	371	341,9
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35	0,261	428	371,6
H ₂ O	647,1	220,55	0,345	0,229	55,9	373,2
CO ₂	304,2	73,83	0,224	0,274	94	0
N ₂	126,2	34	0,038	0,289	89,2	77,3

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,5905	0,18047	-0,1178	0,1145	0,20198244	0,06464827
C ₂ H ₆	0,99296	0,17036	-0,3438	-0,0382	0,68751753	0,74902653
C ₃ H ₈	0,81977	0,19539	-0,497	-0,2573	1,13163935	2,02929757
n-C ₄ H ₁₀	0,71313	0,21865	-0,6418	-0,5726	1,62581437	4,18862582
i-C ₄ H ₁₀	0,74283	0,22752	-0,596	-0,4605	1,46213418	3,38769352
n-C ₅ H ₁₂	0,64541	0,24629	-0,7673	-0,943	2,10730569	7,03695434
i-C ₅ H ₁₂	0,65845	0,24898	-0,7405	-0,8558	2,00051125	6,34178695
C ₆ H ₁₄	0,59722	0,27438	-0,8797	-1,3598	2,57839992	10,534895
C ₇ H ₁₆	0,56118	0,30292	-0,9805	-1,8077	3,03134936	14,5613498
H ₂ O	0,46847	0,03763	-1,3368	-4,0167	4,84752127	37,2365211
CO ₂	0,99655	0,11242	-0,3413	-0,0355	0,68109553	0,73509879
N ₂	2,40214	0,24412	-0,0208	0,13466	0,06914303	0,00757576

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,0792	-125,5363	-560599,38
C ₂ H ₆	-0,1882	-477,68261	-104348,57
C ₃ H ₈	-0,3354	-1031,2064	-153754,15
n-C ₄ H ₁₀	-0,5495	-1942,1219	-68863,681
i-C ₄ H ₁₀	-0,5053	-1714,5294	-52006,423
n-C ₅ H ₁₂	-0,8644	-3375,416	-30715,713
i-C ₅ H ₁₂	-0,7908	-3026,8142	-44322,867
C ₆ H ₁₄	-1,2958	-5468,575	-94950,184

C ₇ H ₁₆	-1,8703	-8400,1396	-1784,6086
H ₂ O	-0,4144	-2229,5122	0
CO ₂	-0,134	-338,95333	-97442,123
N ₂	-0,0446	-46,745423	-102,67683
Total			-1208890,4

$$\Delta H_{in} = \Delta H^{ig} + \Delta H_R$$

$$\Delta H_1 = 6787298,222$$

Menghitung T keluar

Asumsi awal kompresor bekerja dengan menggunakan efisiensi sebesar 100% sehingga hal tersebut berarti kompresor bekerja secara isentropis atau $\Delta S=0$

$$\Delta S_{masuk} = \Delta S_{keluar}$$

Aliran Masuk

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_s}{R} = A + \left[B_{T_0} + \left(C_{T_0^2} + \frac{D}{T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Komponen	C _p ^{ig} /R
CH ₄	4,23816584
C ₂ H ₆	6,41239317
C ₃ H ₈	9,07605626
n-C ₄ H ₁₀	12,0112009
i-C ₄ H ₁₀	11,9865314
n-C ₅ H ₁₂	14,8336
i-C ₅ H ₁₂	14,8336
C ₆ H ₁₄	17,6710567
C ₇ H ₁₆	20,5013907
H ₂ O	4,03981162
CO ₂	4,59925312
N ₂	3,50253892
Total	123,705599

$$\Delta S_{sig} = 104,833153 \text{ J/mol}$$

$$\frac{S^R}{R} = -P_r \left(\frac{dB^0}{dT_r} + \omega \frac{dB^1}{dT_r} \right)$$

Komponen	S ^R
CH ₄	-1,218546
C ₂ H ₆	-4,2187877
C ₃ H ₈	-8,8558725
n-C ₄ H ₁₀	-16,364783
i-C ₄ H ₁₀	-14,527944
n-C ₅ H ₁₂	-28,066417

i-C ₅ H ₁₂	-25,253143
C ₆ H ₁₄	-45,029335
C ₇ H ₁₆	-68,664152
H ₂ O	-17,998284
CO ₂	-3,0086281
N ₂	-0,5643708
Total	-233,77026

$$\begin{aligned}\Delta S \text{ masuk} &= (\Delta S_{\text{ig}} + S_R) \times \text{Jumlah mol} \\ &= -575634,84 \quad \text{kJ/jam}\end{aligned}$$

Menghitung asumsi T_{out}

$$\Delta S \text{ keluar} = -575634,84 \text{ kJ/jam}$$

Dari nilai ΔS keluar dapat diketahui T keluar ketika *feed* mengalami kenaikan tekanan dari 1 bar menjadi 10 bar menggunakan goal seek.

$$\begin{aligned}T_0 &= 298,15 \quad \text{K} \\ T &= 67,3101 \quad \text{C} = 340,46 \quad \text{K} \\ P &= 10 \quad \text{bar} \\ P_0 &= 1 \quad \text{bar} \\ \tau &= 1,14 \\ R &= 8,314 \quad \text{J/mol.K}\end{aligned}$$

$$\frac{\langle C_p^{\text{ig}} \rangle_s}{R} = A + \left[B_{T_0} + \left(C_{T_0} + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Komponen	C _p ^{ig} _s /R
CH ₄	4,39164892
C ₂ H ₆	6,73201128
C ₃ H ₈	9,55191085
n-C ₄ H ₁₀	12,6209901
i-C ₄ H ₁₀	12,6104412
n-C ₅ H ₁₂	15,5821805
i-C ₅ H ₁₂	15,5821805
C ₆ H ₁₄	18,5574033
C ₇ H ₁₆	21,5260406
H ₂ O	4,05186648
CO ₂	4,76180867
N ₂	3,50859197
Total	129,477074

$$\frac{\Delta S_{\text{ig}}}{R} = \frac{\langle C_p^{\text{ig}} \rangle_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0}$$

$$\Delta S_{\text{ig}} = 123,705599 \text{ J/mol}$$

$$\frac{S^R}{R} = -P_r \left(\frac{dB^0}{dT_r} + \omega \frac{dB^1}{dT_r} \right)$$

Komponen	S ^R
CH ₄	-1,218546
C ₂ H ₆	-4,2187877
C ₃ H ₈	-8,8558725
n-C ₄ H ₁₀	-16,364783
i-C ₄ H ₁₀	-14,527944
n-C ₅ H ₁₂	-28,066417
i-C ₅ H ₁₂	-25,253143
C ₆ H ₁₄	-45,029335
C ₇ H ₁₆	-68,664152
H ₂ O	-17,998284
CO ₂	-3,0086281
N ₂	-0,5643708
Total	-233,77026

$$\Delta S_{\text{keluar}} = (\Delta S_{\text{ig}} + S_{\text{R}}) \times \text{Jumlah mol}$$

$$= -575634,84$$

$$\Delta S_{\text{masuk}} = \Delta S_{\text{keluar}}$$

$$-575634,84 = -575634,84$$

$$-1,352\text{E-}06$$

Energi keluar

$$\begin{aligned} T_{\text{ref}} &= 25 \text{ C} & P_{\text{ref}} &= 1 \text{ bar} \\ &= 298,15 \text{ K} & P_{\text{out}} &= 45 \text{ bar} \\ T_{\text{out}} &= 340,46 \text{ K} & R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \\ \tau &= 1,14 \end{aligned}$$

dari neraca massa didapatkan

Komponen	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	4465,64	71642,19
C ₂ H ₆	218,448	6568,71642
C ₃ H ₈	149,101	6574,91753
n-C ₄ H ₁₀	35,458	2060,95846
i-C ₄ H ₁₀	30,3328	1763,06181
n-C ₅ H ₁₂	9,09983	656,561868
i-C ₅ H ₁₂	14,6434	1056,53634
C ₆ H ₁₄	17,3629	1496,29784
C ₇ H ₁₆	0,21245	21,28854
H ₂ O	0	0
CO ₂	287,479	12651,9713

N ₂	2,19651	61,5308573
Total	5229,97	104554,031
$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$		

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH} ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	36,4208	1540,967	6881396,89
C ₂ H ₆	55,7191	2357,48021	514985,666
C ₃ H ₈	79,0098	3342,91443	498432,698
n-C ₄ H ₁₀	104,407	4417,46361	156634,248
i-C ₄ H ₁₀	104,291	4412,56181	133845,214
n-C ₅ H ₁₂	128,9	5453,7869	49628,5361
i-C ₅ H ₁₂	128,9	5453,7869	79862,0122
C ₆ H ₁₄	153,512	6495,10745	112773,739
C ₇ H ₁₆	178,068	7534,0799	1600,61435
H ₂ O	33,6899	1425,4259	0
CO ₂	39,623	1676,45327	481945,894
N ₂	29,1718	1234,26163	2711,06901
Total			8913816,58

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω	Zc	Vc	Tn/K
CH ₄	190,6	45,99	0,012	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152	0,276	200	231,1
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2	0,274	255	272,7
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181	0,282	262,7	261,4
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252	0,27	313	309,2
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222			
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301	0,266	371	341,9
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35	0,261	428	371,6
H ₂ O	647,1	220,55	0,345	0,229	55,9	373,2
CO ₂	304,2	73,83	0,224	0,274	94	0
N ₂	126,2	34	0,038	0,289	89,2	77,3

Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH ₄	1,78625	0,97847	-0,0838	0,12396	0,14936575	0,03535344
C ₂ H ₆	1,11517	0,92365	-0,2715	0,03018	0,50841832	0,4096114
C ₃ H ₈	0,92066	1,05932	-0,3987	-0,1044	0,83684584	1,10973829
n-C ₄ H ₁₀	0,80089	1,18546	-0,519	-0,298	1,20228762	2,29058495
i-C ₄ H ₁₀	0,83426	1,23355	-0,4809	-0,2292	1,08124634	1,85258844
n-C ₅ H ₁₂	0,72485	1,33531	-0,6232	-0,5255	1,55834983	3,84821714
i-C ₅ H ₁₂	0,73949	1,3499	-0,6009	-0,472	1,47937548	3,46805905
C ₆ H ₁₄	0,67073	1,4876	-0,7165	-0,7815	1,9067234	5,76109513
C ₇ H ₁₆	0,63025	1,64234	-0,8003	-1,0566	2,24167893	7,96299553
H ₂ O	0,52613	0,20404	-1,0961	-2,4133	3,58473571	20,363102
CO ₂	1,1192	0,60951	-0,2694	0,03182	0,50366926	0,4019949
N ₂	2,69778	1,32353	-0,0032	0,13634	0,05113118	0,00414287

Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
CH ₄	-0,3423	-542,4991	-2422603,2
C ₂ H ₆	-0,8138	-2065,6831	-451243,31
C ₃ H ₈	-1,4198	-4365,1959	-650856,14
n-C ₄ H ₁₀	-2,2623	-7995,7434	-283512,75
i-C ₄ H ₁₀	-2,1022	-7132,7223	-216355,21
n-C ₅ H ₁₂	-3,4559	-13495,645	-122808,08
i-C ₅ H ₁₂	-3,1989	-12244,76	-179304,99
C ₆ H ₁₄	-5,0486	-21305,958	-369932,68
C ₇ H ₁₆	-7,1268	-32007,986	-6800,0928
H ₂ O	-1,5325	-8244,8612	0
CO ₂	-0,5649	-1428,6477	-410706,88
N ₂	-0,1806	-189,44855	-416,12579
Total			-5114539,5

$$\Delta H_{\text{out}} = \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_R$$

$$= 3799277,09 \text{ kJ/jam}$$

Kerja Kompresor

$$W_s = \text{Energi keluar} - \text{Energi masuk}$$

$$= 3799277,092 - 6787298,22$$

$$= -2988021,1 \text{ kJ/jam}$$

sehingga kerja sistem akan hilang sebesar 2988021,13 kJ/jam

$$\text{Asumsi } \eta = 80\%$$

$$W_{\text{kompresor}} = \frac{W_s}{\eta}$$

$$= -3735026,4 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung T keluar sebenarnya

$$\text{Energi keluar} = \text{Energi masuk} + W_{\text{kompresor}}$$

$$= 3052271,809 \text{ gs} = 1,16043\text{E-}06$$

Evaluasi Energi keluar

64,3316

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C} \quad P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$= 298,15 \text{ K} \quad P_{\text{out}} = 45 \text{ bar}$$

$$T_{\text{out}} = 337,482 \text{ K} \quad R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$\tau = 1,13$$

dari neraca massa didapatkan

Komponen	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	4465,64	71642,19
C ₂ H ₆	218,448	6568,71642
C ₃ H ₈	149,101	6574,91753
n-C ₄ H ₁₀	35,458	2060,95846
i-C ₄ H ₁₀	30,3328	1763,06181
n-C ₅ H ₁₂	9,09983	656,561868
i-C ₅ H ₁₂	14,6434	1056,53634
C ₆ H ₁₄	17,3629	1496,29784
C ₇ H ₁₆	0,21245	21,28854
H ₂ O	0	0
CO ₂	287,479	12651,9713
N ₂	2,19651	61,5308573
Total	5229,97	104554,031

$$\frac{\langle C_p \rangle_{\text{H}}^{\text{ig}}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH^{ig}}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	36,3258	1428,74878	6380271,25
C ₂ H ₆	55,5258	2183,9172	477071,261
C ₃ H ₈	78,7245	3096,35681	461670,651

n-C ₄ H ₁₀	104,042	4092,11716	145098,126
i-C ₄ H ₁₀	103,918	4087,27571	123978,386
n-C ₅ H ₁₂	128,452	5052,23515	45974,4833
i-C ₅ H ₁₂	128,452	5052,23515	73981,9272
C ₆ H ₁₄	152,982	6017,02108	104472,785
C ₇ H ₁₆	177,456	6979,61239	1482,8178
H ₂ O	33,6807	1324,71613	0
CO ₂	39,5219	1554,45989	446875,301
N ₂	29,1673	1147,19657	2519,82966
Total			8263396,82

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω	Zc	Vc	Tn/K
CH ₄	190,6	45,99	0,012	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152	0,276	200	231,1
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2	0,274	255	272,7
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181	0,282	262,7	261,4
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252	0,27	313	309,2
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222			
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301	0,266	371	341,9
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35	0,261	428	371,6
H ₂ O	647,1	220,55	0,345	0,229	55,9	373,2
CO ₂	304,2	73,83	0,224	0,274	94	0
N ₂	126,2	34	0,038	0,289	89,2	77,3

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,77063	0,97847	-0,0862	0,12339	0,15281753	0,03700633
C ₂ H ₆	1,10541	0,92365	-0,2765	0,02609	0,52016763	0,42876202
C ₃ H ₈	0,91261	1,05932	-0,4055	-0,1135	0,85618496	1,16162202
n-C ₄ H ₁₀	0,79389	1,18546	-0,5275	-0,3145	1,23007193	2,39767694
i-C ₄ H ₁₀	0,82696	1,23355	-0,4889	-0,243	1,10623344	1,93920273
n-C ₅ H ₁₂	0,7185	1,33531	-0,6332	-0,5505	1,59436257	4,0281333
i-C ₅ H ₁₂	0,73302	1,3499	-0,6106	-0,4949	1,51356316	3,63020164
C ₆ H ₁₄	0,66486	1,4876	-0,7279	-0,8161	1,9507869	6,03044431
C ₇ H ₁₆	0,62473	1,64234	-0,8128	-1,1015	2,29348309	8,33529042

H ₂ O	0,52153	0,20404	-1,1128	-2,5092	3,66757728	21,3151405
CO ₂	1,10941	0,60951	-0,2744	0,02779	0,51530882	0,42078942
N ₂	2,67418	1,32353	-0,0045	0,13624	0,0523128	0,00433656

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,3484	-552,07306	-2465357
C ₂ H ₆	-0,8278	-2101,2548	-459013,87
C ₃ H ₈	-1,4462	-4446,4812	-662975,87
n-C ₄ H ₁₀	-2,3089	-8160,1361	-289341,78
i-C ₄ H ₁₀	-2,1439	-7274,0992	-220643,56
n-C ₅ H ₁₂	-3,5343	-13801,809	-125594,12
i-C ₅ H ₁₂	-3,2687	-12511,926	-183217,21
C ₆ H ₁₄	-5,1729	-21830,62	-379042,33
C ₇ H ₁₆	-7,3145	-32850,921	-6979,1741
H ₂ O	-1,5765	-8481,3781	0
CO ₂	-0,5756	-1455,875	-418534,18
N ₂	-0,1848	-193,88381	-425,86788
Total			-5211125

$$\Delta H_{\text{out}} = \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}}$$

$$= 3052271,81 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga temperatur yang keluar dari kompresor adalah 64,33 °C

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <1>		aliran <2>	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
CH ₄	5625989,809	CH ₄	3914914,216
C ₂ H ₆	353416,6034	C ₂ H ₆	18057,38868
C ₃ H ₈	288447,1353	C ₃ H ₈	-201305,2226
n-C ₄ H ₁₀	70307,39247	n-C ₄ H ₁₀	-144243,6522
i-C ₄ H ₁₀	66799,77714	i-C ₄ H ₁₀	-96665,17841
n-C ₅ H ₁₂	13393,36263	n-C ₅ H ₁₂	-79619,63828
i-C ₅ H ₁₂	26657,25482	i-C ₅ H ₁₂	-109235,2826
C ₆ H ₁₄	5310,936438	C ₆ H ₁₄	-274569,5446
H ₂ O	0	H ₂ O	0
CO ₂	334924,2117	CO ₂	28341,11807

N ₂	2413,075063	N ₂	2093,961774
C ₇ H ₁₆	-361,3360347	C ₇ H ₁₆	-5496,356279
Total	6787298,222	Total	3052271,809
W_{kompresor}			
Wis	-3735026,412		
Total	-3735026,412		
Total Masuk	3052271,809	Total Keluar	3052271,809

2. Kompresor Gas Alam Furnace

Persamaan umum neraca panas:

$$\Delta E = Q + W - \Delta(H + EP + EK)$$

Asumsi :

(1) Proses merupakan *steady state*, $\Delta E = 0$

(2) $m_1 = m_2$, $m_{18} = m_{19}$

(3) ΔEP dan ΔEK diabaikan

$$0 = Q + W - \Delta H$$

$$\Delta H = Q + W$$

Kapasitas Panas (C_p) Komponen

Menggunakan data berikut.

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
N ₂	3,28	0,00059	0	4000

Energi masuk

$$\begin{aligned}
 T_{\text{ref}} &= 25 \text{ C} & P_{\text{ref}} &= 1 \text{ bar} \\
 &= 298,15 \text{ K} & P_{\text{in}} &= 8,3 \text{ bar} \\
 T_{\text{in}} &= 303,15 \text{ K} & R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \\
 \tau &= 1,02
 \end{aligned}$$

Komponen	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	4465,64	71642,19
C ₂ H ₆	218,448	6568,71642
C ₃ H ₈	149,101	6574,91753
n-C ₄ H ₁₀	35,458	2060,95846
i-C ₄ H ₁₀	30,3328	1763,06181
n-C ₅ H ₁₂	9,09983	656,561868
i-C ₅ H ₁₂	14,6434	1056,53634
C ₆ H ₁₄	17,3629	1496,29784
C ₇ H ₁₆	0,21245	21,28854
H ₂ O	0	0
CO ₂	287,479	12651,9713
N ₂	2,19651	61,5308573
Total	5229,97	104554,031

$$\frac{\langle C_p \rangle_{\text{H}}^{\text{ig}}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

 Menghitung H^{ig}

Komponen	C _p H ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	35,2230	1385,37711	6186589,19
C ₂ H ₆	53,2788	2095,5386	457765,176
C ₃ H ₈	75,4045	2965,77867	442201,287
n-C ₄ H ₁₀	99,7916	3924,95997	139171,073
i-C ₄ H ₁₀	99,5831	3916,76089	118806,2
n-C ₅ H ₁₂	123,240	4847,24147	44109,0756
i-C ₅ H ₁₂	123,240	4847,24147	70980,1217
C ₆ H ₁₄	146,815	5774,45389	100261,121
C ₇ H ₁₆	170,330	6699,33354	1423,27259
H ₂ O	33,5870	1321,03027	0
CO ₂	38,2388	1503,99032	432366,335
N ₂	29,1201	1145,34009	2515,75189
Total			7996188,6

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω	Zc	Vc	Tn/K
CH ₄	190,6	45,99	0,012	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152	0,276	200	231,1
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2	0,274	255	272,7
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181	0,282	262,7	261,4
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252	0,27	313	309,2
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222			
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301	0,266	371	341,9
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35	0,261	428	371,6
H ₂ O	647,1	220,55	0,345	0,229	55,9	373,2
CO ₂	304,2	73,83	0,224	0,274	94	0
N ₂	126,2	34	0,038	0,289	89,2	77,3

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,5905	0,18047	-0,1178	0,1145	0,20198244	0,06464827
C ₂ H ₆	0,99296	0,17036	-0,3438	-0,0382	0,68751753	0,74902653
C ₃ H ₈	0,81977	0,19539	-0,497	-0,2573	1,13163935	2,02929757
n-C ₄ H ₁₀	0,71313	0,21865	-0,6418	-0,5726	1,62581437	4,18862582
i-C ₄ H ₁₀	0,74283	0,22752	-0,596	-0,4605	1,46213418	3,38769352
n-C ₅ H ₁₂	0,64541	0,24629	-0,7673	-0,943	2,10730569	7,03695434
i-C ₅ H ₁₂	0,65845	0,24898	-0,7405	-0,8558	2,00051125	6,34178695
C ₆ H ₁₄	0,59722	0,27438	-0,8797	-1,3598	2,57839992	10,534895
C ₇ H ₁₆	0,56118	0,30292	-0,9805	-1,8077	3,03134936	14,5613498
H ₂ O	0,46847	0,03763	-1,3368	-4,0167	4,84752127	37,2365211
CO ₂	0,99655	0,11242	-0,3413	-0,0355	0,68109553	0,73509879
N ₂	2,40214	0,24412	-0,0208	0,13466	0,06914303	0,00757576

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,0792	-125,5363	-560599,38
C ₂ H ₆	-0,1882	-477,68261	-104348,57
C ₃ H ₈	-0,3354	-1031,2064	-153754,15
n-C ₄ H ₁₀	-0,5495	-1942,1219	-68863,681
i-C ₄ H ₁₀	-0,5053	-1714,5294	-52006,423

n-C ₅ H ₁₂	-0,8644	-3375,416	-30715,713
i-C ₅ H ₁₂	-0,7908	-3026,8142	-44322,867
C ₆ H ₁₄	-1,2958	-5468,575	-94950,184
C ₇ H ₁₆	-1,8703	-8400,1396	-1784,6086
H ₂ O	-0,4144	-2229,5122	0
CO ₂	-0,134	-338,95333	-97442,123
N ₂	-0,0446	-46,745423	-102,67683
Total			-1208890,4

$$\Delta H_{in} = \Delta H^{ig} + \Delta H_R$$

$$\Delta H_1 = 6787298,222$$

Menghitung T keluar

Asumsi awal kompresor bekerja dengan menggunakan efisiensi sebesar 100% sehingga hal tersebut berarti kompresor bekerja secara isentropis atau $\Delta S=0$

$$\Delta S_{masuk} = \Delta S_{keluar}$$

Aliran Masuk

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_s}{R} = A + \left[B_{T_0} + \left(C_{T_0^2} + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Komponen	Cp ^{ig} /R
CH ₄	4,23816584
C ₂ H ₆	6,41239317
C ₃ H ₈	9,07605626
n-C ₄ H ₁₀	12,0112009
i-C ₄ H ₁₀	11,9865314
n-C ₅ H ₁₂	14,8336
i-C ₅ H ₁₂	14,8336
C ₆ H ₁₄	17,6710567
C ₇ H ₁₆	20,5013907
H ₂ O	4,03981162
CO ₂	4,59925312
N ₂	3,50253892
Total	123,705599

$$\Delta S_{ig} = 104,833153 \text{ J/mol}$$

Komponen	S ^R
CH ₄	-1,218546
C ₂ H ₆	-4,2187877
C ₃ H ₈	-8,8558725
n-C ₄ H ₁₀	-16,364783
i-C ₄ H ₁₀	-14,527944

n-C ₅ H ₁₂	-28,066417
i-C ₅ H ₁₂	-25,253143
C ₆ H ₁₄	-45,029335
C ₇ H ₁₆	-68,664152
H ₂ O	-17,998284
CO ₂	-3,0086281
N ₂	-0,5643708
Total	-233,77026

$$\begin{aligned}\Delta S \text{ masuk} &= (\Delta S_{ig} + S_R) \times \text{Jumlah mol} \\ &= -575634,84 \quad \text{kJ/jam}\end{aligned}$$

Menghitung asumsi T_{out}

$$\Delta S \text{ keluar} = -575634,84 \quad \text{kJ/jam}$$

Dari nilai ΔS keluar dapat diketahui T keluar ketika *feed* mengalami kenaikan tekanan dari 1 bar menjadi 10 bar menggunakan goal seek.

$$\begin{aligned}T_0 &= 298,15 \quad \text{K} \\ T &= 67,3101 \quad \text{C} = 340,46 \quad \text{K} \\ P &= 10 \quad \text{bar} \\ P_0 &= 1 \quad \text{bar} \\ \tau &= 1,14 \\ R &= 8,314 \quad \text{J/mol.K}\end{aligned}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_s}{R} = A + \left[B_{T_0} + \left(C_{T_0} + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Komponen	Cp ^{ig} _s /R
CH ₄	4,39164892
C ₂ H ₆	6,73201128
C ₃ H ₈	9,55191085
n-C ₄ H ₁₀	12,6209901
i-C ₄ H ₁₀	12,6104412
n-C ₅ H ₁₂	15,5821805
i-C ₅ H ₁₂	15,5821805
C ₆ H ₁₄	18,5574033
C ₇ H ₁₆	21,5260406
H ₂ O	4,05186648
CO ₂	4,76180867
N ₂	3,50859197
Total	129,477074

$$\frac{\Delta S_{\text{ig}}}{R} = \frac{\langle C_p^{\text{ig}} \rangle_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0}$$

$$\Delta S_{\text{ig}} = 123,705599 \text{ J/mol}$$

$$\frac{S^R}{R} = -P_r \left(\frac{dB^0}{dT_r} + \omega \frac{dB^1}{dT_r} \right)$$

Komponen	S ^R
CH ₄	-1,218546
C ₂ H ₆	-4,2187877
C ₃ H ₈	-8,8558725
n-C ₄ H ₁₀	-16,364783
i-C ₄ H ₁₀	-14,527944
n-C ₅ H ₁₂	-28,066417
i-C ₅ H ₁₂	-25,253143
C ₆ H ₁₄	-45,029335
C ₇ H ₁₆	-68,664152
H ₂ O	-17,998284
CO ₂	-3,0086281
N ₂	-0,5643708
Total	-233,77026

$$\begin{aligned} \Delta S_{\text{keluar}} &= (\Delta S_{\text{ig}} + S_R) \times \text{Jumlah mol} \\ &= -575634,84 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta S_{\text{masuk}} &= \Delta S_{\text{keluar}} \\ -575634,84 &= -575634,84 \quad -1,352\text{E-}06 \end{aligned}$$

Energi keluar

$$\begin{aligned} T_{\text{ref}} &= 25 \text{ C} & P_{\text{ref}} &= 1 \text{ bar} \\ &= 298,15 \text{ K} & P_{\text{out}} &= 45 \text{ bar} \\ T_{\text{out}} &= 340,46 \text{ K} & R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \\ \tau &= 1,14 \end{aligned}$$

dari neraca massa didapatkan

Komponen	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	4465,64	71642,19
C ₂ H ₆	218,448	6568,71642
C ₃ H ₈	149,101	6574,91753
n-C ₄ H ₁₀	35,458	2060,95846
i-C ₄ H ₁₀	30,3328	1763,06181
n-C ₅ H ₁₂	9,09983	656,561868

i-C ₅ H ₁₂	14,6434	1056,53634
C ₆ H ₁₄	17,3629	1496,29784
C ₇ H ₁₆	0,21245	21,28854
H ₂ O	0	0
CO ₂	287,479	12651,9713
N ₂	2,19651	61,5308573
Total	5229,97	104554,031

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH} ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	36,4208	1540,967	6881396,89
C ₂ H ₆	55,7191	2357,48021	514985,666
C ₃ H ₈	79,0098	3342,91443	498432,698
n-C ₄ H ₁₀	104,407	4417,46361	156634,248
i-C ₄ H ₁₀	104,291	4412,56181	133845,214
n-C ₅ H ₁₂	128,9	5453,7869	49628,5361
i-C ₅ H ₁₂	128,9	5453,7869	79862,0122
C ₆ H ₁₄	153,512	6495,10745	112773,739
C ₇ H ₁₆	178,068	7534,0799	1600,61435
H ₂ O	33,6899	1425,4259	0
CO ₂	39,623	1676,45327	481945,894
N ₂	29,1718	1234,26163	2711,06901
Total			8913816,58

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	T _c /K	P _c /bar	ω	Z _c	V _c	T _n /K
CH ₄	190,6	45,99	0,012	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152	0,276	200	231,1
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2	0,274	255	272,7
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181	0,282	262,7	261,4
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252	0,27	313	309,2
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222			
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301	0,266	371	341,9
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35	0,261	428	371,6

H ₂ O	647,1	220,55	0,345	0,229	55,9	373,2
CO ₂	304,2	73,83	0,224	0,274	94	0
N ₂	126,2	34	0,038	0,289	89,2	77,3

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,78625	0,97847	-0,0838	0,12396	0,14936575	0,03535344
C ₂ H ₆	1,11517	0,92365	-0,2715	0,03018	0,50841832	0,4096114
C ₃ H ₈	0,92066	1,05932	-0,3987	-0,1044	0,83684584	1,10973829
n-C ₄ H ₁₀	0,80089	1,18546	-0,519	-0,298	1,20228762	2,29058495
i-C ₄ H ₁₀	0,83426	1,23355	-0,4809	-0,2292	1,08124634	1,85258844
n-C ₅ H ₁₂	0,72485	1,33531	-0,6232	-0,5255	1,55834983	3,84821714
i-C ₅ H ₁₂	0,73949	1,3499	-0,6009	-0,472	1,47937548	3,46805905
C ₆ H ₁₄	0,67073	1,4876	-0,7165	-0,7815	1,9067234	5,76109513
C ₇ H ₁₆	0,63025	1,64234	-0,8003	-1,0566	2,24167893	7,96299553
H ₂ O	0,52613	0,20404	-1,0961	-2,4133	3,58473571	20,363102
CO ₂	1,1192	0,60951	-0,2694	0,03182	0,50366926	0,4019949
N ₂	2,69778	1,32353	-0,0032	0,13634	0,05113118	0,00414287

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,3423	-542,4991	-2422603,2
C ₂ H ₆	-0,8138	-2065,6831	-451243,31
C ₃ H ₈	-1,4198	-4365,1959	-650856,14
n-C ₄ H ₁₀	-2,2623	-7995,7434	-283512,75
i-C ₄ H ₁₀	-2,1022	-7132,7223	-216355,21
n-C ₅ H ₁₂	-3,4559	-13495,645	-122808,08
i-C ₅ H ₁₂	-3,1989	-12244,76	-179304,99
C ₆ H ₁₄	-5,0486	-21305,958	-369932,68
C ₇ H ₁₆	-7,1268	-32007,986	-6800,0928
H ₂ O	-1,5325	-8244,8612	0
CO ₂	-0,5649	-1428,6477	-410706,88
N ₂	-0,1806	-189,44855	-416,12579
Total			-5114539,5

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{out}} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} \\ &= 3799277,09 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Kerja Kompresor

$$W_s = \text{Energi keluar} - \text{Energi masuk}$$

$$= 3799277,092 - 6787298,22$$

$$= -2988021,1 \text{ kJ/jam}$$

sehingga kerja sistem akan hilang sebesar 2988021,13 kJ/jam

Asumsi $\eta = 80\%$

$$W_{\text{kompresor}} = \frac{W_s}{\eta}$$

$$= -3735026,4 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung T keluar sebenarnya

$$\text{Energi keluar} = \text{Energi masuk} + W_{\text{kompresor}}$$

$$= 3052271,809$$

Evaluasi Energi keluar 64,3316

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C} \quad P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$= 298,15 \text{ K} \quad P_{\text{out}} = 45 \text{ bar}$$

$$T_{\text{out}} = 337,482 \text{ K} \quad R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$\tau = 1,13$$

dari neraca massa didapatkan

Komponen	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	4465,64	71642,19
C ₂ H ₆	218,448	6568,71642
C ₃ H ₈	149,101	6574,91753
n-C ₄ H ₁₀	35,458	2060,95846
i-C ₄ H ₁₀	30,3328	1763,06181
n-C ₅ H ₁₂	9,09983	656,561868
i-C ₅ H ₁₂	14,6434	1056,53634
C ₆ H ₁₄	17,3629	1496,29784
C ₇ H ₁₆	0,21245	21,28854
H ₂ O	0	0
CO ₂	287,479	12651,9713
N ₂	2,19651	61,5308573
Total	5229,97	104554,031

$$\frac{\langle C_p \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0} \right]$$

Menghitung H^ig

Komponen	C_{pH}^{ig}	H^{ig} (J/mol)	$H^{ig} \times kmol$
CH ₄	36,3258	1428,74878	6380271,25
C ₂ H ₆	55,5258	2183,9172	477071,261
C ₃ H ₈	78,7245	3096,35681	461670,651
n-C ₄ H ₁₀	104,042	4092,11716	145098,126
i-C ₄ H ₁₀	103,918	4087,27571	123978,386
n-C ₅ H ₁₂	128,452	5052,23515	45974,4833
i-C ₅ H ₁₂	128,452	5052,23515	73981,9272
C ₆ H ₁₄	152,982	6017,02108	104472,785
C ₇ H ₁₆	177,456	6979,61239	1482,8178
H ₂ O	33,6807	1324,71613	0
CO ₂	39,5219	1554,45989	446875,301
N ₂	29,1673	1147,19657	2519,82966
Total			8263396,82

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω	Zc	Vc	Tn/K
CH ₄	190,6	45,99	0,012	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152	0,276	200	231,1
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2	0,274	255	272,7
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181	0,282	262,7	261,4
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252	0,27	313	309,2
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222			
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301	0,266	371	341,9
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35	0,261	428	371,6
H ₂ O	647,1	220,55	0,345	0,229	55,9	373,2
CO ₂	304,2	73,83	0,224	0,274	94	0
N ₂	126,2	34	0,038	0,289	89,2	77,3

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,77063	0,97847	-0,0862	0,12339	0,15281753	0,03700633
C ₂ H ₆	1,10541	0,92365	-0,2765	0,02609	0,52016763	0,42876202
C ₃ H ₈	0,91261	1,05932	-0,4055	-0,1135	0,85618496	1,16162202

n-C ₄ H ₁₀	0,79389	1,18546	-0,5275	-0,3145	1,23007193	2,39767694
i-C ₄ H ₁₀	0,82696	1,23355	-0,4889	-0,243	1,10623344	1,93920273
n-C ₅ H ₁₂	0,7185	1,33531	-0,6332	-0,5505	1,59436257	4,0281333
i-C ₅ H ₁₂	0,73302	1,3499	-0,6106	-0,4949	1,51356316	3,63020164
C ₆ H ₁₄	0,66486	1,4876	-0,7279	-0,8161	1,9507869	6,03044431
C ₇ H ₁₆	0,62473	1,64234	-0,8128	-1,1015	2,29348309	8,33529042
H ₂ O	0,52153	0,20404	-1,1128	-2,5092	3,66757728	21,3151405
CO ₂	1,10941	0,60951	-0,2744	0,02779	0,51530882	0,42078942
N ₂	2,67418	1,32353	-0,0045	0,13624	0,0523128	0,00433656

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,3484	-552,07306	-2465357
C ₂ H ₆	-0,8278	-2101,2548	-459013,87
C ₃ H ₈	-1,4462	-4446,4812	-662975,87
n-C ₄ H ₁₀	-2,3089	-8160,1361	-289341,78
i-C ₄ H ₁₀	-2,1439	-7274,0992	-220643,56
n-C ₅ H ₁₂	-3,5343	-13801,809	-125594,12
i-C ₅ H ₁₂	-3,2687	-12511,926	-183217,21
C ₆ H ₁₄	-5,1729	-21830,62	-379042,33
C ₇ H ₁₆	-7,3145	-32850,921	-6979,1741
H ₂ O	-1,5765	-8481,3781	0
CO ₂	-0,5756	-1455,875	-418534,18
N ₂	-0,1848	-193,88381	-425,86788
Total			-5211125

$$\Delta H_{\text{out}} = \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}}$$

$$= 3052271,81 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga temperatur yang keluar dari kompresor adalah 64,33 °C

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <3>		aliran <4>	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
CH ₄	5625989,809	CH ₄	3914914,216
C ₂ H ₆	353416,6034	C ₂ H ₆	18057,38868
C ₃ H ₈	288447,1353	C ₃ H ₈	-201305,2226

n-C ₄ H ₁₀	70307,39247	n-C ₄ H ₁₀	-144243,6522
i-C ₄ H ₁₀	66799,77714	i-C ₄ H ₁₀	-96665,17841
n-C ₅ H ₁₂	13393,36263	n-C ₅ H ₁₂	-79619,63828
i-C ₅ H ₁₂	26657,25482	i-C ₅ H ₁₂	-109235,2826
C ₆ H ₁₄	5310,936438	C ₆ H ₁₄	-274569,5446
H ₂ O	0	H ₂ O	0
CO ₂	334924,2117	CO ₂	28341,11807
N ₂	2413,075063	N ₂	2093,961774
C ₇ H ₁₆	-361,3360347	C ₇ H ₁₆	-5496,356279
Total	6787298,222	Total	3052271,809
W_{kompresor}			
Wis	-3735026,412		
Total	-3735026,412		
Total Masuk	3052271,809	Total Keluar	3052271,809

3. Primary Reforming Preheater

Kondisi Operasi

Aliran 4

$$\begin{aligned} T &= 230 \text{ C} \\ &= 503 \text{ K} \\ P &= 45 \text{ bar} \end{aligned}$$

Aliran 5

$$\begin{aligned} T &= 527 \text{ C} \\ &= 800 \text{ K} \\ P &= 42,8 \text{ bar} \end{aligned}$$

Tuferensi

$$\begin{aligned} T &= 25 \text{ C} \\ &= 298 \text{ K} \\ P &= 1 \text{ bar} \end{aligned}$$

Energi Masuk

$$\Delta H_4 = 3052271,81 \text{ kJ/jam}$$

Steam masuk

$$\begin{aligned} T &= 300 \text{ C} &= 573,15 \text{ K} \\ P &= 100 \text{ Kpa} &= 1 \text{ Bar} \\ T_0 &= 25 \text{ C} &= 298,15 \text{ K} \\ \tau &= 1,92 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Untuk menghitung kapaasitas komponen yang liquid menggunakan:

$$\begin{aligned} C_p \text{ H}_2\text{O} &= 34,6901691 \text{ J/kmol.K} &= 0,03469017 \text{ kJ/kmol.K} \\ \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= 9539,79649 \text{ J/kmol} &= 9,53979649 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Komponen	A	$10^3 B$	$10^6 C$	$10^{-5} D$
H ₂ O	3,470	0,001		12100,00

Energi Keluar

Gas yang keluar dari Reaktor Metanol

$$T = 800 \text{ K}$$

$$P = 5 \text{ bar}$$

Komposisi gas yang masuk heater

Komponen	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	4465,64	71642,19
C ₂ H ₆	218,448	6568,716422
C ₃ H ₈	149,101	6574,917533
n-C ₄ H ₁₀	35,458	2060,958463
i-C ₄ H ₁₀	30,3328	1763,061812
n-C ₅ H ₁₂	9,09983	656,5618675
i-C ₅ H ₁₂	14,6434	1056,536339
C ₆ H ₁₄	17,3629	1496,297839
C ₇ H ₁₆	0,21245	21,28853999
H ₂ O	0	0
CO ₂	287,479	12651,97134
N ₂	2,19651	61,5308573
Total	5229,97	104554,031

Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2,68$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes Hal 635 :

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
N ₂	3,28	0,00059	0	4000

Komponen	C _{pH} ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	49,8075	25003,36313	111655906
C ₂ H ₆	82,2639	41296,45855	9021108,26
C ₃ H ₈	117,842	59156,8358	8820357,78
n-C ₄ H ₁₀	154,05	77333,04504	2742072,01
i-C ₄ H ₁₀	154,731	77675,07106	2356099,92
n-C ₅ H ₁₂	189,699	95228,71864	866565,195
i-C ₅ H ₁₂	189,699	95228,71864	1394472,73
C ₆ H ₁₄	225,394	113148,0136	1964574,81
C ₇ H ₁₆	261,072	131058,2626	27843,3119
H ₂ O	35,8914	18017,49986	0
CO ₂	47,7521	23971,53316	6891323,58
N ₂	30,1167	15118,60386	33208,1768
Total			145773531

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	T _c /K	P _c /bar	ω	Z _c	V _c	T _n /K
CH ₄	190,6	45,99	0,012	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152	0,276	200	231,1
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2	0,274	255	272,7
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181	0,282	262,7	261,4
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252	0,27	313	309,2
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222			

C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301	0,266	371	341,9
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35	0,261	428	371,6
H ₂ O	647,1	220,55	0,345	0,229	55,9	373,2
CO ₂	304,2	73,83	0,224	0,274	94	0
N ₂	126,2	34	0,038	0,289	89,2	77,3

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	4,19806	0,10871929	0,0405	0,13858	0,01619488	0,00041561
C ₂ H ₆	2,62086	0,10262726	-0,0073	0,13599	0,0551249	0,00481532
C ₃ H ₈	2,16374	0,11770245	-0,0397	0,13228	0,09073442	0,01304589
n-C ₄ H ₁₀	1,88226	0,1317176	-0,0704	0,12693	0,13035719	0,02692772
i-C ₄ H ₁₀	1,96067	0,1370614	-0,0607	0,12883	0,11723337	0,02177871
n-C ₅ H ₁₂	1,70353	0,14836795	-0,0969	0,12064	0,16896298	0,04523898
i-C ₅ H ₁₂	1,73795	0,14998845	-0,0913	0,12212	0,16040024	0,0407699
C ₆ H ₁₄	1,57634	0,16528926	-0,1207	0,11357	0,20673514	0,06772644
C ₇ H ₁₆	1,48121	0,18248175	-0,1421	0,10597	0,24305246	0,0936116
H ₂ O	1,23652	0,0226706	-0,2175	0,06848	0,38867244	0,23938512
CO ₂	2,63034	0,06772315	-0,0068	0,13604	0,05460998	0,00472578
N ₂	6,34033	0,14705882	0,06102	0,13893	0,00554386	4,8703E-05

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,0028	-4,453392563	-19887,228
C ₂ H ₆	-0,0143	-36,32894506	-7935,9673
C ₃ H ₈	-0,0259	-79,70366408	-11883,915
n-C ₄ H ₁₀	-0,0396	-139,899231	-4960,5413
i-C ₄ H ₁₀	-0,0377	-127,8724127	-3878,7242
n-C ₅ H ₁₂	-0,0555	-216,5776209	-1970,8196
i-C ₅ H ₁₂	-0,0538	-205,9113785	-3015,2438
C ₆ H ₁₄	-0,0735	-310,1134065	-5384,4603
C ₇ H ₁₆	-0,0937	-420,8699849	-89,413777
H ₂ O	-0,0176	-94,7149299	-27228,598
CO ₂	-0,0083	-21,02599323	-46,183821
N ₂	0,00458	4,805199872	25131,0487
Total			-61150,046

$$\Delta H_{\text{out}} = \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}}$$

$$= \frac{145712381 \text{ kJ/jam}}{m}$$

$$Q_c = \Delta H_{20in} - \Delta H_{out}$$

$$= -142660109,4 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga panas yang harus dipindahkan oleh Cooling water adalah sebesar
142660109,4 kJ/jam

Steam keluar

$$T = 200 \text{ C} = 473,2 \text{ K}$$

$$P = 100 \text{ KPA} = 1 \text{ Bar}$$

$$\tau = 1,587$$

$$T_0 = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
H ₂ O	3,470	0,001	0,00	12100,00

Untuk menghitung kapasitas panas komponen yang liquid menggunakan:

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 34,21 \text{ J/mol.K} = 34,21$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 5987,069374 \text{ J/mol} = 5,987069374$$

Kebutuhan Steam

$$\Delta H_{20in} + \Delta H_{CWin} = \Delta H_{out} + \Delta H_{CWout}$$

$$3052271,81 + 9,539796493 \text{ m} = 145712381 + 5,98706937 \text{ m}$$

$$3,552727119 \text{ m} = 142660109$$

$$\text{m} = 40155099,1 \text{ kmol/jam}$$

$$= 722791783 \text{ kg/jam}$$

Aliran Masuk

Aliran Keluar

aliran <2>

aliran <5>

Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
CH ₄	3914914,216	CH ₄	111636018,3
C ₂ H ₆	18057,38868	C ₂ H ₆	9013172,294
C ₃ H ₈	-201305,2226	C ₃ H ₈	8808473,862
n-C ₄ H ₁₀	-144243,6522	n-C ₄ H ₁₀	2737111,47
i-C ₄ H ₁₀	-96665,17841	i-C ₄ H ₁₀	2352221,192
n-C ₅ H ₁₂	-79619,63828	n-C ₅ H ₁₂	864594,3749
i-C ₅ H ₁₂	-109235,2826	i-C ₅ H ₁₂	1391457,483
C ₆ H ₁₄	-274569,5446	C ₆ H ₁₄	1959190,352
H ₂ O	0	H ₂ O	27753,89808

CO ₂	28341,11807	CO ₂	-27228,59757
N ₂	2093,961774	N ₂	6891277,393
C ₇ H ₁₆	-5496,356279	C ₇ H ₁₆	58339,22553
Total	3052271,809	Total	145712381,2

Qh

Panas Reaksi	142660109,4		
Total	142660109,4		
Total In	145712381,2	Total Out	145712381,2

4. Reaktor Primary Reforming

Komposisi syngas yang masuk ke primary reformer:

Komponen	Kgmol	(kg)
H ₄	4465,6633	71642,2
C ₂ H ₆	218,448226	6568,72
C ₃ H ₈	149,101243	6574,92
n-C ₄ H ₁₀	35,4579596	2060,96
i-C ₄ H ₁₀	30,3327678	1763,06
n-C ₅ H ₁₂	9,09983034	656,562
i-C ₅ H ₁₂	14,6434051	1056,54
C ₆ H ₁₄	17,3628947	1496,3
C ₇ H ₁₆	0,21244987	61,5309
N ₂	2,19651077	12652
CO ₂	287,481422	197697
H ₂ O	10973,9839	0
H ₂	0	0
CO	0	0
CH ₃ OH	0	21,2885
Total	16203,9839	302251

Energi Masuk

$$T = 527 \quad C = 800 \quad K$$

$$T_0 = 298,15 \quad K$$

$$\tau = 2,68$$

$$P = 42,8 \quad \text{bar}$$

$$R = 8,314 \quad \text{J/mol.K}$$

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0

n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH} ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	49,8075	25003,3631	111656601
C ₂ H ₆	82,2639	41296,4585	9021138,11
C ₃ H ₈	117,842	59156,8358	8820357,75
n-C ₄ H ₁₀	154,05	77333,045	2742071,99
i-C ₄ H ₁₀	154,731	77675,0711	2356099,89
n-C ₅ H ₁₂	189,699	95228,7186	866565,183
i-C ₅ H ₁₂	189,699	95228,7186	1394472,71
C ₆ H ₁₄	225,394	113148,014	1964577,04
C ₇ H ₁₆	261,072	131058,263	27843,3114
H ₂ O	35,8914	18017,4999	197723753
CO	30,5031	15312,5494	0
CO ₂	47,7521	23971,5332	6891370,43
H ₂	29,2281	14672,5257	0
N ₂	30,1167	15118,6039	33208,1762
CH ₃ OH	64,9038	32581,692	0
Total			343498059

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc(K)	Pc(bar)	ω	Zc	Vc	Tn(K)
CH ₄	190,6	45,99	0,012	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152	0,276	200	231,1
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2	0,274	255	272,7
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181	0,282	262,7	261,4
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252	0,27	313	309,2
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222			
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301	0,266	371	341,9
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35	0,261	428	371,6
H ₂ O	647,1	220,55	0,345	0,229	55,9	373,2
CO	132,9	34,99	0,048	0,299	93,4	81,7
CO ₂	304,2	73,83	0,224	0,274	94	0
H ₂	33,19	13,13	-0,216	0,305	64,1	20,4
N ₂	126,2	34	0,038	0,289	89,2	77,3
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564	0,224	118	337,9

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	4,19806	0,93064	0,0405	0,13858	0,01619488	0,00041561
C ₂ H ₆	2,62086	0,87849	-0,0073	0,13599	0,0551249	0,00481532
C ₃ H ₈	2,16374	1,00753	-0,0397	0,13228	0,09073442	0,01304589
n-C ₄ H ₁₀	1,88226	1,1275	-0,0704	0,12693	0,13035719	0,02692772
i-C ₄ H ₁₀	1,96067	1,17325	-0,0607	0,12883	0,11723337	0,02177871
n-C ₅ H ₁₂	1,70353	1,27003	-0,0969	0,12064	0,16896298	0,04523898
i-C ₅ H ₁₂	1,73795	1,2839	-0,0913	0,12212	0,16040024	0,0407699

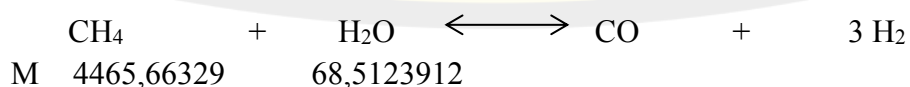
C ₆ H ₁₄	1,57634	1,41488	-0,1207	0,11357	0,20673514	0,06772644
C ₇ H ₁₆	1,48121	1,56204	-0,1421	0,10597	0,24305246	0,0936116
H ₂ O	1,23652	0,19406	-0,2175	0,06848	0,38867244	0,23938512
CO	6,02069	1,22321	0,05913	0,13891	0,00634195	6,3735E-05
CO ₂	2,63034	0,57971	-0,0068	0,13604	0,05460998	0,00472578
H ₂	24,1082	3,25971	0,08041	0,139	0,00017206	4,6912E-08
N ₂	6,34033	1,25882	0,06102	0,13893	0,00554386	4,8703E-05
CH ₃ OH	1,56096	0,52859	-0,124	0,1125	0,21207158	0,071268

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,0241	-38,12104	-170235,73
C ₂ H ₆	-0,1225	-310,97577	-67932,105
C ₃ H ₈	-0,2219	-682,26336	-101726,32
n-C ₄ H ₁₀	-0,3388	-1197,5374	-42462,233
i-C ₄ H ₁₀	-0,3226	-1094,5879	-33201,879
n-C ₅ H ₁₂	-0,4747	-1853,9044	-16870,216
i-C ₅ H ₁₂	-0,4605	-1762,6014	-25810,486
C ₆ H ₁₄	-0,629	-2654,5708	-46091,032
C ₇ H ₁₆	-0,8022	-3602,6471	-765,38192
H ₂ O	-0,1507	-810,7598	-8897265
CO	0,03375	37,2960217	0
CO ₂	-0,0712	-179,9825	-51741,626
H ₂	0,15071	41,5879156	0
N ₂	0,0392	41,1325109	90,3480032
CH ₃ OH	-0,2401	-1023,3888	0
Total			-9454011,7

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{syngas in}} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} \\ &= 334044047 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas reaksi

Reaksi 1

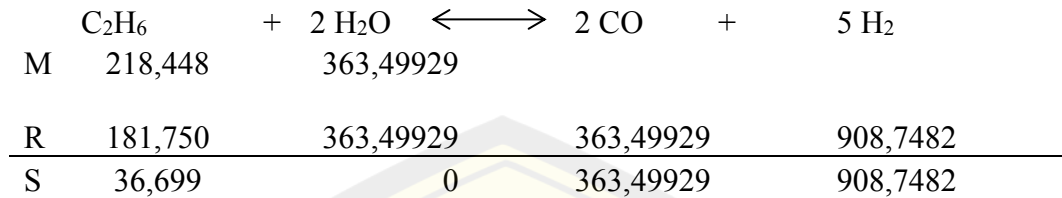


$$\text{M} \quad 4465,66329 \quad 68,5123912$$

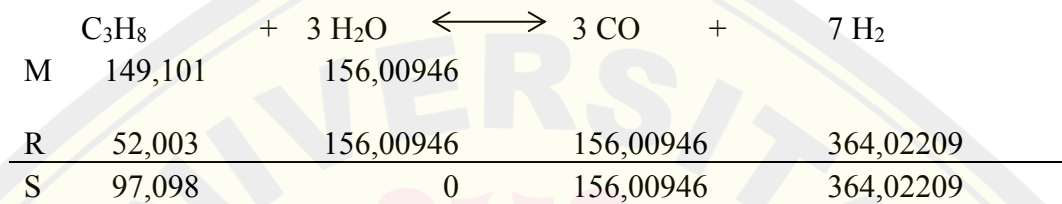
$$\text{R} \quad 68,5123912 \quad 68,5123912 \quad 68,5123912 \quad 205,537174$$

S	4397,1509	0	68,5123912	205,537174
---	-----------	---	------------	------------

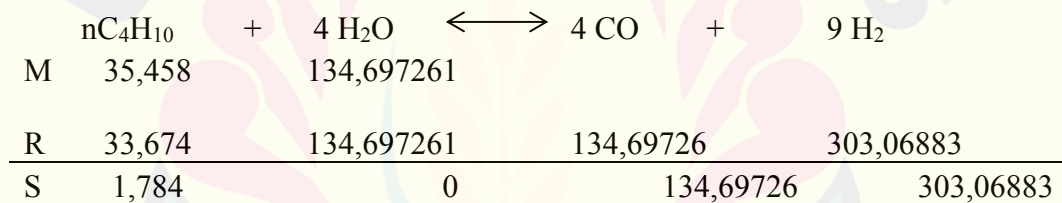
Reaksi 2



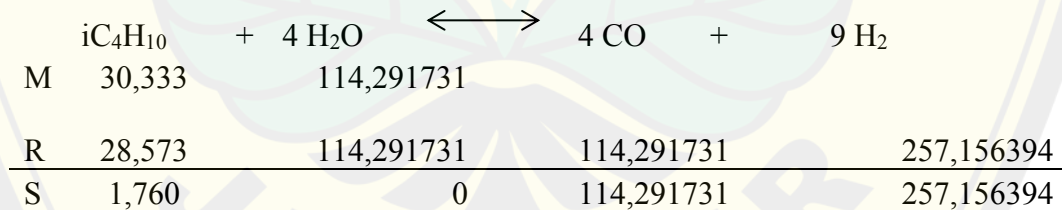
Reaksi 3



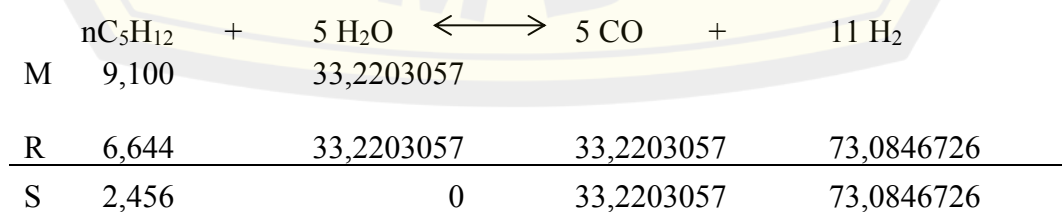
Reaksi 4



Reaksi 5



Reaksi 6



Reaksi 7

$$\begin{array}{r}
 \text{iC}_5\text{H}_{12} + 5 \text{H}_2\text{O} \longleftrightarrow 5 \text{CO} + 11 \text{H}_2 \\
 \text{M} \quad 14,643 \quad \quad 61,1976029 \\
 \\
 \text{R} \quad 12,240 \quad \quad 61,1976029 \quad \quad 61,1976029 \quad \quad 134,634726 \\
 \text{S} \quad 2,404 \quad \quad \quad \quad 0 \quad \quad 61,1976029 \quad \quad 134,634726
 \end{array}$$

Reaksi 8

$$\begin{array}{r}
 \text{C}_6\text{H}_{14} + 6 \text{H}_2\text{O} \longleftrightarrow 6 \text{CO} + 13 \text{H}_2 \\
 \text{M} \quad 17,363 \quad \quad 88,1234682 \\
 \\
 \text{R} \quad 14,687 \quad \quad 88,1234682 \quad \quad 88,1234682 \quad \quad 190,934181 \\
 \text{S} \quad 2,676 \quad \quad \quad \quad 0 \quad \quad 88,1234682 \quad \quad 190,934181
 \end{array}$$

Reaksi 9

$$\begin{array}{r}
 \text{C}_7\text{H}_{16} + 7 \text{H}_2\text{O} \longleftrightarrow 7 \text{CO} + 15 \text{H}_2 \\
 \text{M} \quad 0,212 \quad \quad 1,40900327 \\
 \\
 \text{R} \quad 0,201 \quad \quad 1,40900327 \quad \quad 1,40900327 \quad \quad 3,01929273 \\
 \text{S} \quad 0,011 \quad \quad \quad \quad 0 \quad \quad 1,40900327 \quad \quad 3,01929273
 \end{array}$$

Reaksi 10

$$\begin{array}{r}
 \text{CO} + \text{H}_2\text{O} \longleftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2 \\
 \text{M} \quad 13.396,80 \quad 10973,9839 \\
 \\
 \text{R} \quad 1.821,594 \quad 1821,5937 \quad \quad 1821,5937 \quad \quad 3929,97371 \\
 \text{S} \quad 11.575,211 \quad 9152,39021 \quad \quad 1821,5937 \quad \quad 3929,97371
 \end{array}$$

Komponen	ΔH_{298}^f (J/mol)	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmol}$ (1)	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmol}$ (2)	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmol}$ (3)
CH ₄	-74520	5105543,391	0	0
C ₂ H ₆	-83820	0	15234255,5	0
C ₃ H ₈	-104680	0	0	5443690,364
n-C ₄ H ₁₀	-125790	0	0	0

i-C ₄ H ₁₀	-125790	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	-146760	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	-146760	0	0	0
C ₆ H ₁₄	-166920	0	0	0
C ₇ H ₁₆	-187780	0	0	0
H ₂ O	-241818	16567529,41	87900672,77	37725897,49
CO	-110525	-7572332,035	-40175759,69	-17242946,43
CO ₂	-393509	0	0	0
H ₂	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CH ₃ OH	-239000	0	0	0
ΔH_{Reaksi}		14100740,77	62959168,57	25926641,42
$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
4235892,124	0	0	0	0
0	3594189,198	0	0	0
0	0	975082,4143	0	0
0	0	0	1796272,04	0
0	0	0	0	2451594,884
0	0	0	0	0
32572222,33	27637797,71	8033267,896	14798681,94	21309840,82
-14887414,8	-	-	-	-
12632093,53	3671674,293	6763865,061	-9739846,319	
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
0	0	0	0	0
21920699,65	18599893,39	5336676,017	9831088,918	14021589,39

$$\Delta H_{\text{R}}^{298} = 97931561,8 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{Reaktan}} = 16201,7874 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{Produk}} = 168829636 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H_{\text{R}}^{298} + \Delta H_{\text{Produk}} - \Delta H_{\text{Reaktan}}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = 266744996 \text{ kJ}$$

Energi Keluar

$$T = 789 \quad C = 1062,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ C}$$

$$\tau = 3,56$$

$$P = 42,8 \text{ bar}$$

Komposisi yang masuk ke reactor secondary reformer

Komponen	kgmol	(kg)
CH ₄	4397,15	70543,1
C ₂ H ₆	36,6986	588,752
C ₃ H ₈	97,0981	1557,73
n-C ₄ H ₁₀	1,78364	28,6148
i-C ₄ H ₁₀	1,75984	28,2329
n-C ₅ H ₁₂	2,45577	39,3977
i-C ₅ H ₁₂	2,40388	38,5653
C ₆ H ₁₄	2,67565	42,9252
C ₇ H ₁₆	0,01116	1,11866
H ₂ O	9902,23	158861
CO	413,24	11575,2
CO ₂	1821,59	51024,5
H ₂	3929,97	7922,83
N ₂	0	0
CH ₃ OH	0	0
Total	20609,1	302251

$$\frac{\langle C_p \rangle_H^{ig}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH} ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	56,3033	43015,7206	189146616
C ₂ H ₆	94,479	72181,9827	2648976,12
C ₃ H ₈	135,351	103408,16	10040734,5
n-C ₄ H ₁₀	176,369	134746,058	240339,035
i-C ₄ H ₁₀	177,22	135396,33	238275,22
n-C ₅ H ₁₂	216,956	165754,628	407055,108
i-C ₅ H ₁₂	216,956	165754,628	398454,991
C ₆ H ₁₄	257,565	196779,817	526513,911
C ₇ H ₁₆	298,17	227801,553	2543,10634
H ₂ O	37,3667	28548,1292	282690240

CO	31,1364	23788,1966	9830222,59
CO ₂	50,2769	38411,5522	69970241,4
H ₂	29,6164	22626,9318	88923247
N ₂	30,7282	23476,3535	0
CH ₃ OH	72,7967	55616,6673	0
Total			655063459

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	5,57267	0,93064	0,05598	0,13887	0,00775426	9,5282E-05
C ₂ H ₆	3,47904	0,87849	0,02559	0,13809	0,02639431	0,00110395
C ₃ H ₈	2,87223	1,00753	0,00499	0,13695	0,04344447	0,00299088
n-C ₄ H ₁₀	2,49859	1,1275	-0,0145	0,13533	0,06241621	0,0061734
i-C ₄ H ₁₀	2,60267	1,17325	-0,0083	0,1359	0,05613241	0,00499295
n-C ₅ H ₁₂	2,26134	1,27003	-0,0314	0,13341	0,08090102	0,01037141
i-C ₅ H ₁₂	2,30703	1,2839	-0,0278	0,13386	0,0768011	0,00934684
C ₆ H ₁₄	2,09249	1,41488	-0,0465	0,13126	0,09898668	0,01552684
C ₇ H ₁₆	1,96622	1,56204	-0,0601	0,12895	0,11637574	0,02146123
H ₂ O	1,6414	0,19406	-0,108	0,11754	0,18609992	0,054881
CO	7,9921	1,22321	0,06783	0,13897	0,00303659	1,4612E-05
CO ₂	3,49162	0,57971	0,02592	0,1381	0,02614776	0,00108342
H ₂	32,0021	3,25971	0,08135	0,139	8,2383E-05	1,0755E-08
N ₂	8,4164	1,25882	0,06903	0,13898	0,00265445	1,1166E-05
CH ₃ OH	2,07208	0,52859	-0,0485	0,13093	0,10154181	0,01633877
Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol			
CH ₄	0,01343	21,2845538	93591,3956			
C ₂ H ₆	-0,0464	-117,76012	-4321,629			
C ₃ H ₈	-0,101	-310,64558	-30163,091			
n-C ₄ H ₁₀	-0,1651	-583,67588	-1041,0701			
i-C ₄ H ₁₀	-0,1551	-526,19045	-926,00844			
n-C ₅ H ₁₂	-0,237	-925,50054	-2272,8157			
i-C ₅ H ₁₂	-0,2311	-884,58298	-2126,4354			
C ₆ H ₁₄	-0,3168	-1336,8754	-3577,0107			
C ₇ H ₁₆	-0,4038	-1813,5886	-20,246344			
H ₂ O	-0,0784	-421,75461	-4176312,6			
CO	0,06143	67,8805898	28050,9413			

CO ₂	-0,0205	-51,73969	-94248,693
H ₂	0,15872	43,7974139	172122,685
N ₂	0,06542	68,6407611	0
CH ₃ OH	-0,1079	-459,98675	0
Total			-4021244,6

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{out}} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} \\ &= 651042215 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Neraca Energi Reaktor primary reformer

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <5>		aliran <6>	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
CH ₄	111486365,2	CH ₄	189240207,7
C ₂ H ₆	8953206,003	C ₂ H ₆	2644654,491
C ₃ H ₈	8718631,437	C ₃ H ₈	10010571,45
n-C ₄ H ₁₀	2699609,753	n-C ₄ H ₁₀	239297,9649
i-C ₄ H ₁₀	2322898,015	i-C ₄ H ₁₀	237349,2111
n-C ₅ H ₁₂	849694,967	n-C ₅ H ₁₂	404782,2926
i-C ₅ H ₁₂	1368662,222	i-C ₅ H ₁₂	396328,5558
C ₆ H ₁₄	1918486,009	C ₆ H ₁₄	522936,9007
H ₂ O	188826488,5	H ₂ O	278513927,4
CO	0	CO	9858273,527
CO ₂	6839628,806	CO ₂	69875992,69
N ₂	33298,52422	N ₂	0
H ₂	0	H ₂	89095369,68
CH ₃ OH	0	CH ₃ OH	0
C ₇ H ₁₆	27077,92944	C ₇ H ₁₆	2522,859993
Total	334044047,3	Total	651042214,7
Panas Reaksi			
Panas Reaksi	266744996		
Total	266744996		
Panas Steam			
Q	50253171,42		
Total	50253171,42		

Total Masuk	651042214,7	Total Keluar	651042214,7
--------------------	--------------------	---------------------	--------------------

5. Secondary Reformer

Komponen	kgmol	(kg)
O ₂	2505,2630	80168,4
Total	2505,2630	80168,4

Energi Masuk

$$T = 180 \quad C = 453 \quad K$$

$$T_0 = 298,15 \quad K$$

$$\tau = 1,52$$

$$P = 42,8 \quad \text{bar}$$

$$R = 8,314 \quad \text{J/mol.K}$$

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes Hal 635 :

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

$$(\Delta H) = \langle C_p^{ig} \rangle_H (T - T_0) + HR$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C_{pH}^{ig}	H^{ig} (J/mol)	$H^{ig} \times \text{kmol}$
O ₂	30,4381	4717,90272	11819586,9

Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
O ₂	2,93111	0,8487	0,00748	0,13712	0,04121158	0,00269134

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	T_c (K)	P_c (bar)	ω	Z_c	V_c	T_n (K)
CH ₄	190,6	45,99	0,012	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152	0,276	200	231,1
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2	0,274	255	272,7
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181	0,282	262,7	261,4
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252	0,27	313	309,2
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222			
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301	0,266	371	341,9
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35	0,261	428	371,6
H ₂ O	647,1	220,55	0,345	0,229	55,9	373,2
CO	132,9	34,99	0,048	0,299	93,4	81,7
CO ₂	304,2	73,83	0,224	0,274	94	0
H ₂	33,19	13,13	-0,216	0,305	64,1	20,4
N ₂	126,2	34	0,038	0,289	89,2	77,3
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564	0,224	118	337,9
O ₂	154,6	50,43	0,022	0,288	73,4	90,2

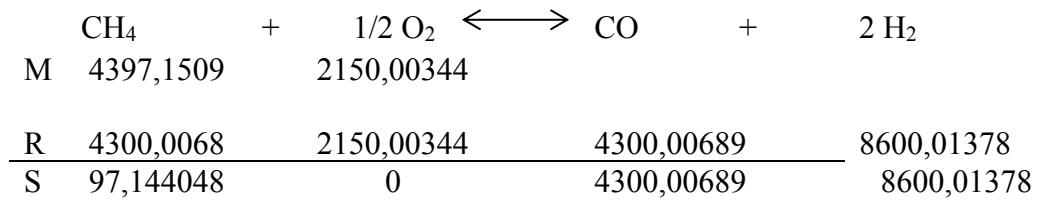
Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
O ₂	-0,0949	-150,3116	-376570,1
Total			-376570,1

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{aliran 6}} &= \Delta H^{ig} + \Delta H_R \\ &= 11443016,8 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

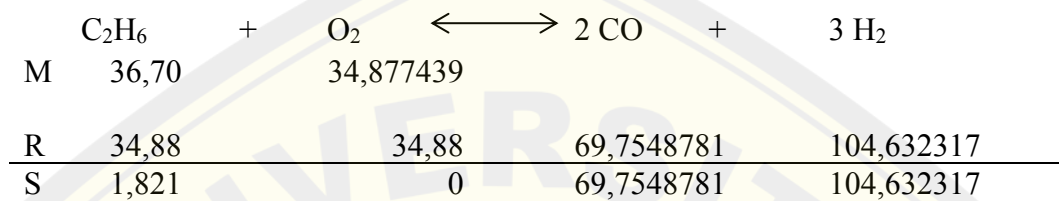
$$\Delta H_{\text{in}} = 662485232 \quad \text{kJ}$$

Panas reaksi

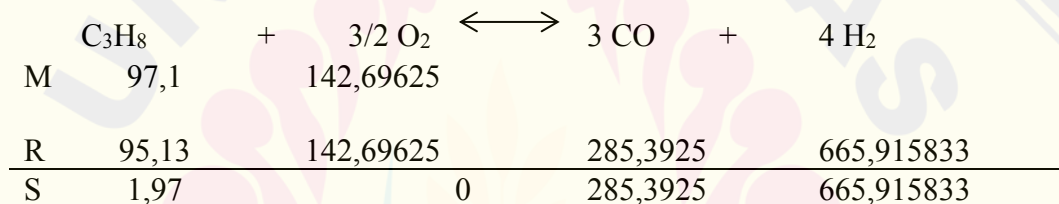
Reaksi 1



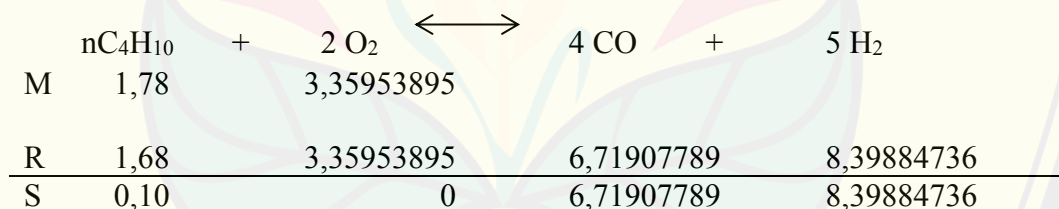
Reaksi 2



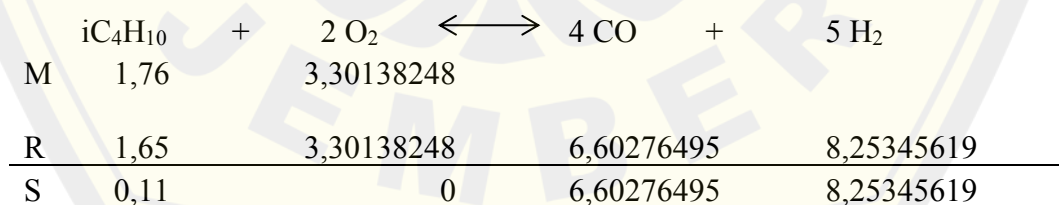
Reaksi 3



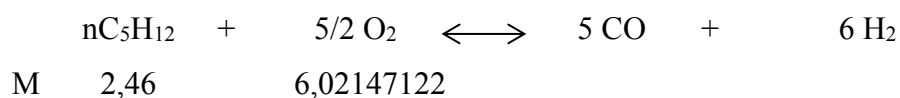
Reaksi 4



Reaksi 5



Reaksi 6



R	2,41	6,02147122	12,0429424	14,4515309
S	0,05	0	12,0429424	14,4515309

Reaksi 7

$$iC_5H_{12} + 5/2 O_2 \longleftrightarrow 5 CO + 6 H_2$$

M	2,403	5,8904035		
R	2,356	5,8904035	11,780807	14,1369684
S	0,047	0	11,780807	14,1369684

Reaksi 8

$$C_6H_{14} + 3 O_2 \longleftrightarrow 6 CO + 7 H_2$$

M	2,676	7,9685859		
R	2,656	7,9685859	15,9371718	18,5933671
S	0,019	0	15,9371718	18,5933671

Reaksi 9

$$C_7H_{16} + 7/2 O_2 \longleftrightarrow 7 CO + 8 H_2$$

M	0,011	1,65844		
R	0,474	1,65844	3,31688	3,79072
S	-0,46	0	3,31688	3,79072

Reaksi 10

$$CO + H_2O \longleftrightarrow CO_2 + H_2$$

M	413,2	9902,23347		
R		4441	4441	4441
S	1.164	5460,9873	4441,24617	4441,24617

Komponen	ΔH_{298}^f (J/mol)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (1)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (2)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (3)
CH ₄	-74520	320436513,4	0	0
C ₂ H ₆	-83820	0	2923426,941	0
C ₃ H ₈	-104680	0	0	9958295,631

n-C ₄ H ₁₀	-125790	0	0	0
i-C ₄ H ₁₀	-125790	0	0	0
n-C ₅ H ₁₂	-146760	0	0	0
i-C ₅ H ₁₂	-146760	0	0	0
C ₆ H ₁₄	-166920	0	0	0
C ₇ H ₁₆	-187780	0	0	0
H ₂ O	-241818	519909533	8433992,556	34506521,78
CO	-110525	-475258261,4	-7709657,902	-31543006,06
CO ₂	-393509	0	0	0
H ₂	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0
CH ₃ OH	-239000	0	0	0
ΔH_{Reaksi}		365087784,9	3647761,595	12921811,35

$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)	$\Delta H_{298}^f \times$ kmol (4)
0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0
211298,2	0	0	0	0	0	0
0	207640,4	0	0	0	0	0
0	0	353484,4	0	0	0	0
0	0	0	345790,2	0	0	0
0	0	0	0	443372,1	0	0
0	0	0	0	0	88977,6	0
812396,9	798333,7	1456100,1	1424405,5	1926947,5	401040,6	1073973265
-742626,1	-729770,5	-1331046,2	-1302073,6	-1761455,9	-366598,1	0
0	0	0	0	0	0	-1747670337
0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0
0	0	0	0	0	0	0
281069,1	276203,5	478538,3	468122,1	608863,71	123420,1	673697072

$$\Delta H_R^{298} = -289803497 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ Reaktan} = 225376512 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ Produk} = 2276293482 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = \Delta H_R^{298} + \Delta H \text{ Produk} - \Delta H \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = 1761113473 \text{ kJ}$$

Energi Keluar

$$T = 1050 \quad C = 1323,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ C}$$

$$\tau = 4,44$$

$$P = 42,8 \text{ bar}$$

Komposisi yang keluar ke Reaktor Metanol

Komponen	kgmol	(kg)
CH ₄	97,144	1558,47
C ₂ H ₆	1,82114	54,7615
C ₃ H ₈	1,96725	86,75
n-C ₄ H ₁₀	0,10387	6,03762
i-C ₄ H ₁₀	0,10914	6,34388
n-C ₅ H ₁₂	0,04718	3,40413

i-C ₅ H ₁₂	0,04722	3,40687
C ₆ H ₁₄	0,01945	1,67656
C ₇ H ₁₆	-0,4627	-46,363
H ₂ O	5460,99	98380,2
CO	1163,88	32601,4
CO ₂	2331,38	102604
H ₂	68545,7	138188
N ₂	0	0
CH ₃ OH	0	0
O ₂	280,375	8971,98
Total	77883,2	382420

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _p ^{H^{ig}}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	61,9557	63504,57	6169091
C ₂ H ₆	104,544	107157,482	195148,66
C ₃ H ₈	149,455	153191,152	301365,876
n-C ₄ H ₁₀	194,29	199147,22	20686,3776
i-C ₄ H ₁₀	195,105	199982,486	21826,8684
n-C ₅ H ₁₂	238,772	244741,13	11547,0578
i-C ₅ H ₁₂	238,772	244741,13	11556,3335
C ₆ H ₁₄	283,261	290342,746	5648,53102
C ₇ H ₁₆	327,754	335947,698	-155436,28
H ₂ O	38,8772	39849,146	217615680
CO	31,7568	32550,6884	37885202,6
CO ₂	52,4005	53710,4809	125219804
H ₂	30,0313	30782,0619	2109978782
N ₂	31,3509	32134,6602	0
CH ₃ OH	79,3544	81338,2154	0
O ₂	33,1866	34016,2195	9537280,54
Total			2506818184

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	6,94203	0,93064	0,06399	0,13895	0,00437965	3,0395E-05
C ₂ H ₆	4,33393	0,87849	0,04261	0,13864	0,01490767	0,00035217
C ₃ H ₈	3,57802	1,00753	0,02811	0,13819	0,02453772	0,00095411
n-C ₄ H ₁₀	3,11256	1,1275	0,0144	0,13754	0,03525308	0,00196935

i-C ₄ H ₁₀	3,24222	1,17325	0,01874	0,13777	0,03170395	0,00159278
n-C ₅ H ₁₂	2,81701	1,27003	0,00253	0,13678	0,04569342	0,00330854
i-C ₅ H ₁₂	2,87393	1,2839	0,00506	0,13696	0,04337776	0,0029817
C ₆ H ₁₄	2,60668	1,41488	-0,0081	0,13592	0,05590831	0,00495316
C ₇ H ₁₆	2,44937	1,56204	-0,0177	0,13501	0,06572976	0,00684627
H ₂ O	2,04474	0,19406	-0,0514	0,13047	0,10511043	0,01750738
CO	9,95598	1,22321	0,07232	0,13899	0,00171508	4,6612E-06
CO ₂	4,34961	0,57971	0,04284	0,13864	0,01476842	0,00034562
H ₂	39,8659	3,25971	0,08184	0,139	4,6531E-05	3,4309E-09
N ₂	10,4845	1,25882	0,07317	0,13899	0,00149925	3,5619E-06
CH ₃ OH	2,58125	0,52859	-0,0096	0,13579	0,05735147	0,00521217
O ₂	8,55854	0,8487	0,0694	0,13898	0,00254135	1,0234E-05

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	0,03281	51,9891692	5050,43835
C ₂ H ₆	-0,0073	-18,486163	-33,665871
C ₃ H ₈	-0,0395	-121,4283	-238,88028
n-C ₄ H ₁₀	-0,0778	-275,13947	-28,580058
i-C ₄ H ₁₀	-0,0705	-239,0566	-26,091569
n-C ₅ H ₁₂	-0,1195	-466,558	-22,012533
i-C ₅ H ₁₂	-0,1169	-447,55713	-21,133021
C ₆ H ₁₄	-0,1653	-697,53376	-13,57031
C ₇ H ₁₆	-0,2144	-962,99179	445,55704
H ₂ O	-0,0453	-243,91716	-1332028,5
CO	0,07574	83,6866895	97401,5403
CO ₂	0,0054	13,6679787	31865,3191
H ₂	0,16286	44,9397227	3080425,92
N ₂	0,07897	82,8585244	0
CH ₃ OH	-0,0468	-199,5686	0
O ₂	0,04304	55,3153658	15509,018
Total			1898285,34

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{out}} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} \\ &= 2508716469 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar			
aliran <6>		aliran <10>			
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)		
CH ₄	189240207,7	CH ₄	6174141,434		
C ₂ H ₆	2644654,491	C ₂ H ₆	195114,9938		
C ₃ H ₈	10010571,45	C ₃ H ₈	301126,9957		
n-C ₄ H ₁₀	239297,9649	n-C ₄ H ₁₀	20657,79757		
i-C ₄ H ₁₀	237349,2111	i-C ₄ H ₁₀	21800,77684		
n-C ₅ H ₁₂	404782,2926	n-C ₅ H ₁₂	11525,0453		
i-C ₅ H ₁₂	396328,5558	i-C ₅ H ₁₂	11535,2005		
C ₆ H ₁₄	522936,9007	C ₆ H ₁₄	5634,960707		
H ₂ O	278513927,4	H ₂ O	216283651,6		
CO	9858273,527	CO	37982604,19		
CO ₂	69875992,69	CO ₂	125251669,4		
N ₂	0	N ₂	0		
H ₂	89095369,68	H ₂	2113059208		
CH ₃ OH	0	CH ₃ OH	0		
C ₇ H ₁₆	2522,859993	C ₇ H ₁₆	-154990,7239		
Total	651042214,7	O ₂	9552789,555		
Aliran <9>		Total	2508716469		
O ₂	11443016,84				
Total	11443016,84				
Panas Reaksi					
Panas Reaksi	1761113473				
Total	1761113473				
Panas Steam					
Q	85117765,09				
Total	85117765,09				
Total Masuk	2508716469			Total Keluar	2508716469

6. Evaporator Oksigen

Kondisi Operasi

Aliran 7

$$\begin{aligned}
 T &= -123 \text{ C} & \tau &= 4,92 \\
 &= 150 \text{ K} & R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \\
 P &= 42,8 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Aliran 8

$$\begin{aligned}
 T &= 130 \text{ C} \\
 &= 403 \text{ K} \\
 P &= 41,8 \text{ bar} \\
 \text{Teferensi} \\
 T_0 &= 25 \text{ C} \\
 &= 298 \text{ K} \\
 P &= 1 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Energi Masuk

Komponen	kgmol	(kg)		
O ₂	2505,2630	80168,4148		
Total	2505,2630	80168,4148		
Komponen	A	B	C	D
O ₂	3,639	0,00051	0	-
				22700

 Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH^{ig}}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
O ₂	94,6559	-14009,07239	-35096410
Total			-35096410

 Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
O ₂	-33,8	84584,98	0,083	0,139	0	0

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	T _c (K)	P _c (bar)	ω	Z _c	V _c	T _n (K)
O ₂	154,6	50,43	0,022	0,288	73,4	90,2

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
O ₂	0	0	0
Total			0

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ aliran 7} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} \\
 &= -35096410 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{in}} = 29411886,78 \text{ kJ/jam}$$

steam supply

$$\begin{aligned}
 T &= 300 \text{ C} &= 573,2 \text{ K} \\
 P &= 100 \text{ Kpa} &= 1 \text{ Bar} \\
 T_0 &= 25 \text{ °C} &= 298 \text{ K} \\
 \tau &= 1,92
 \end{aligned}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	A	$10^3 B$	$10^6 C$	$10^{-5} D$
H ₂ O	3,470	0,0	0,00	12100,00

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 34,69 = 34,69 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 9539,79649 \text{ J/kmol} = 9,53979649 \text{ kJ/kmol}$$

Energi Keluar

Gas yang keluar dari Evaporator

$$T = 403 \text{ K}$$

$$P = 41,8 \text{ bar}$$

Komponen	kgmol	Massa (kg)
O ₂	2505,26	80168,41483
Total	2505,26	80168,41483
Menghitung H _{ig}		

$$\tau = 1,35$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes Hal 635 :

Komponen	A	B	C	D
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
Komponen	C _{pH^{ig}}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol	
O ₂	30,1597	3166,764747	7933578,43	
Total			7933578,43	

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	T _c /K	P _c /bar	ω	Z _c	V _c	T _n /K
O ₂	154,6	50,43	0,022	0,288	73,4	90,2

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
O ₂	2,6077	0,82	-0,008	0,135	0,055	0,004
Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol			
O ₂	-0,1252	-160,8641116	-403006,9			
Total			-403006,9			

$$\Delta H_{\text{out}} = \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_R$$

$$= 7530571,53 \text{ kj/jam}$$

$$Q_s = \Delta H_{7in} - \Delta H_{out}$$

$$= 21881315,25 \text{ kj/jam}$$

steam
keluar

$$T = 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 473,15 \text{ K}$$

$$P = 100 \text{ Kpa} = 1 \text{ Bar}$$

$$T_0 = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 1,587$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	A	10^3 B	10^6 C	10^{-5} D
H ₂ O	3,470	0,0	0,00	12100,00

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 34,21 = 34,21 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = 5987,06937 \text{ J/kmol} = 5,98706937 \text{ kJ/kmol}$$

Kebutuhan steam

$$\Delta H_{20in} + \Delta H_{CWin} = \Delta H_{out} + \Delta H_{CWout}$$

$$29411886,8 + 9,53979649 \text{ m} = 7530571,53 + 5,98706937 \text{ m}$$

$$21881315,2 \text{ m} = 3,55272712$$

$$\text{m} = 1,6236\text{E-}07 \text{ kmol/jam}$$

$$= 2,92254\text{E-}06 \text{ kg/jam}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <20>		aliran <21>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
O ₂	29411886,78	O ₂	7530571,533
Total	29411886,78	Total	7530571,533
Qc		Qc	
Panas Reaksi	1,54891E-06	Panas Reaksi	21881315,25
Total	1,54891E-06	Total	21881315,25
Total Masuk	29411886,78	Total Keluar	29411886,78

Berikut data yang dibutuhkan dalam perhitungan neraca panas dari Pemanas oksigen sampai Reaktor feed heater.

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes
Hal 635 :

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω	Zc	Vc	Tn/K
CH ₄	190,6	45,99	0,012	0,286	98,6	111,4
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1	0,279	145,5	184,6
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152	0,276	200	231,1
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2	0,274	255	272,7
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181	0,282	262,7	261,4
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252	0,27	313	309,2
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222	0,27	313	309,2
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301	0,266	371	341,9
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35	0,261	428	371,6
N ₂	126,2	34	0,038	0,289	89,2	77,3
CO ₂	304,2	73,83	0,224	0,274	94	0
H ₂ O	647,1	220,55	0,345	0,229	55,9	373,2
H ₂	33,19	13,13	-0,216	0,305	64,1	20,4
CO	132,9	34,99	0,048	0,299	93,4	81,7
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564	0,224	118	337,9

O₂ 154,6 50,43 0,022 0,288 73,4 90,2

7. Pemanas Oksigen

a. Energi Masuk

i. Oxygen masuk

250 kmol/ja

n = 5 m

T = 130 C = 403,15 K

P = Kpa = 41,8 ar

T₀ = 25 °C = 298,15 K

τ = 1,352

R = 8,314 J/mol.K

Data Kapasitas Panas Komponen Oksigen

Komponen	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
O ₂ (g)	3,639	0,506		-0,227

Sumber : * Appendiks C Smith dkk. (2018)

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Cp Oksigen = 30,15966426 J/molK

H_{ig} = m $\frac{C \Delta T}{p}$
 = 2505,26 m kmol/ja x 30,15966 J/mol x 105,00 K

H_{ig} = 7933578,4 kJ/jam

Properties zat murni

Komponen	BM	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Zc	Vc (cc/mol)	Tn(K)
O ₂	32	0,022	154,6	50,430	0,29	73,400	90,200

Sumber : * Appendiks C Smith dkk. (2018)

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
O ₂	2,608	0,829	-0,008	0,136	0,056	0,005

$$H^R = P_r R T_c \left[B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left(B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right]$$

$$H^R = -160,864 \text{ J/mol} = -403006,900 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} H \text{ Oksigen in} &= H_{ig} + H_R \\ &= 7933578,433 + -403006,9007 \\ &= 7530571,532 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

ii. *Steam* masuk

$$\begin{aligned} T &= 300 \text{ C} = 573,15 \text{ K} \\ P &= 100 \text{ Kpa} = 1 \text{ Bar} \\ T_0 &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\ \tau &= 1,922 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Komponen	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
H ₂ O (g)	3,470	0,001		12100,000

$$\begin{aligned} C_p \text{ H}_2\text{O} &= 34,69 \text{ J/mol.K} = 34,69 \text{ kJ/kmol.K} \\ \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= 9539,796 \text{ J/mol} = 9,540 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

b. Energi Keluar

i. Oxygen Keluar

$$\begin{aligned} n &= 2505 \text{ kmol/jam} \\ T &= 180 \text{ C} = 453,15 \text{ K} \\ P &= 100 \text{ Kpa} = 41,662105 \text{ Bar} \\ \Delta p &= 2 \text{ Psi} = 0,1378952 \text{ Bar} \\ T_0 &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\ \tau &= 1,520 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Komponen	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
O ₂ (g)	3,639	0,506		-0,227

$$\begin{aligned} C_p \text{ O}_2 &= 30,44 \text{ J/mol.K} \\ H_{ig} &= m C_p \Delta T \\ &= 2505 \text{ kmol/jam} \times 30,44 \text{ J/mol.K} \times 155,00 \text{ K} \\ H_{ig} &= 11819587 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Komponen	BM	ω	T_c (K)	P_c (bar)	Z_c	V_c (cc/mol)	T_n (K)
O ₂	32	0,022	154,6	50,430	0,29	73,400	90,200

Sumber : * Appendiks C Smith dkk. (2018)

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
O ₂	2,931	0,826	0,007	0,137	0,041	0,003

$$H_R = -117,3074 \text{ J/mol} = -293886,0095 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{\text{Oksigen out}} = H_{ig} + H_R = 11819586,94 + (-293886,0095)$$

$$Q_h = 11525700,93 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_h = \Delta H_{\text{Oxygen out}} - \Delta H_{\text{Oxygen in}}$$

$$= 11525700,93 - 7530571,53$$

$$= 3995129,40 \text{ kJ/jam}$$

ii. *Steam* Keluar

$$T = 200 \text{ C} = 473,15 \text{ K}$$

$$P = 100 \text{ Kpa} = 1 \text{ Bar}$$

$$T_0 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 1,587$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	A	10^3 B	10^6 C	10^{-5} D
H ₂ O (g)	3,470	0,001		12100,000

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 34,21 \text{ J/mol.K} = 34,21 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 5987,069374 \text{ J/mol} = 5,987069374 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung Kebutuhan *Steam*

$$\Delta H_{\text{Oxygen in}} + \Delta H_{\text{Steam in}} = \Delta H_{\text{Oxygen out}} + \Delta H_{\text{Steam out}}$$

$$7530571,53 + 9,540 \text{ m} = 11525700,93 + 5,987 \text{ m}$$

$$3,553 \text{ m} = 3995129,40$$

$$\text{m} = 1124524,699 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{m} = 20241444,59 \text{ kg/jam}$$

Neraca energi Heater Oksigen

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
aliran <8>		aliran <9>	
O ₂	7530571,532	O ₂	11525700,928
Total	7530571,532	Total	11525700,928
aliran <28>		aliran <19>	

Steam	10727736,78	Steam Return	6732607,388
Total	10727736,78	Total	6732607,388
Total Masuk	18258308,316	Total Keluar	18258308,316

8. Waste Heat Boiler

a. Energi Masuk

i. Aliran <11>

$$\begin{aligned}
 T &= 826 \text{ C} &= 1099,45 \text{ K} \\
 P &= \text{Kpa} &= 41,69 \text{ Bar} \\
 T_0 &= 25 \text{ }^\circ\text{C} &= 298,15 \text{ K} \\
 \tau &= 3,688 \\
 R &= 8,314 \text{ J/mol.K}
 \end{aligned}$$

Komposisi syngas masuk waste heat boiler

Masuk waste heat boiler			
Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	0,001	97,144	1558,472
C ₂ H ₆	0,000	1,821	54,761
C ₃ H ₈	0,000	1,967	86,750
n-C ₄ H ₁₀	0,000	0,104	6,038
i-C ₄ H ₁₀	0,000	0,109	6,344
n-C ₅ H ₁₂	0,000	0,047	3,404
i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,047	3,407
C ₆ H ₁₄	0,000	0,019	1,677
C ₇ H ₁₆	0,000	-0,463	-46,363
N ₂	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,030	2331,385	102603,553
H ₂ O	0,070	5460,987	98380,235
H ₂	0,880	68545,726	138188,186
CO	0,015	1163,883	32601,421
CH ₃ OH	0,000	0,000	0,000
O ₂	0,004	280,375	8971,984
Total	1,000	77883,153	382419,869

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 3,688$$

$$R = 8,314 \quad \text{J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H^{ig} (J/mol)	$H^{ig} \times \text{kmol}$
CH ₄	57,161	45803,215	4449509,725
C ₂ H ₆	96,046	76961,671	140157,891
C ₃ H ₈	137,571	110235,354	216860,919
n-C ₄ H ₁₀	179,194	143588,104	14915,186
i-C ₄ H ₁₀	180,052	144276,034	15746,844
n-C ₅ H ₁₂	220,400	176606,776	8332,423
i-C ₅ H ₁₂	220,400	176606,776	8339,122
C ₆ H ₁₄	261,626	209640,710	4078,495
C ₇ H ₁₆	302,848	242672,192	-112279,672
N ₂	30,817	24693,339	0,000
CO ₂	50,598	40544,022	94523722,891
H ₂ O	37,581	30113,427	164449043,382
H ₂	29,674	23778,132	1629889311,060
CO	31,226	25021,001	29121526,966
CH ₃ OH	73,814	59146,863	0,000
O ₂	32,619	26137,346	7328245,472
TOTAL			1930057510,704

* Menghitung nilai H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH ₄	5,768	0,907	0,057	0,139	0,007	0,000
C ₂ H ₆	3,601	0,856	0,029	0,138	0,024	0,001
C ₃ H ₈	2,973	0,981	0,009	0,137	0,040	0,002
n-C ₄ H ₁₀	2,586	1,098	-0,009	0,136	0,057	0,005
i-C ₄ H ₁₀	2,694	1,143	-0,003	0,136	0,051	0,004
n-C ₅ H ₁₂	2,341	1,237	-0,025	0,134	0,074	0,009
i-C ₅ H ₁₂	2,388	1,251	-0,022	0,135	0,070	0,008
C ₆ H ₁₄	2,166	1,378	-0,040	0,132	0,090	0,013
C ₇ H ₁₆	2,035	1,522	-0,052	0,130	0,106	0,018
N ₂	8,712	1,226	0,070	0,139	0,002	0,000
CO ₂	3,614	0,565	0,029	0,138	0,024	0,001

H ₂ O	1,699	0,189	-0,098	0,120	0,170	0,046
H ₂	33,126	3,175	0,081	0,139	0,000	0,000
CO	8,273	1,191	0,069	0,139	0,003	0,000
CH ₃ OH	2,145	0,515	-0,041	0,132	0,093	0,014
O ₂	7,112	0,827	0,065	0,139	0,004	0,000

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	0,017	26,154	2540,711
C ₂ H ₆	-0,038	-97,152	-176,927
C ₃ H ₈	-0,088	-269,055	-529,300
n-C ₄ H ₁₀	-0,145	-513,682	-53,359
i-C ₄ H ₁₀	-0,136	-461,557	-50,376
n-C ₅ H ₁₂	-0,210	-819,558	-38,667
i-C ₅ H ₁₂	-0,205	-783,750	-37,008
C ₆ H ₁₄	-0,281	-1187,511	-23,103
C ₇ H ₁₆	-0,359	-1613,159	746,377
N ₂	0,066	69,371	0,000
CO ₂	-0,015	-38,811	-90483,183
H ₂ O	-0,070	-378,411	-
H ₂	0,155	42,863	2938091,258
CO	0,062	68,911	80204,480
CH ₃ OH	-0,094	-400,744	0,000
O ₂	0,032	40,923	11473,709
Total			875166,102

$$\begin{aligned}
 H <11> &= H_{ig} + H_R \\
 &= 1930057510,704 + 875166,102 \\
 &= 1930932676,805 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

ii. Demineralized water

$$\begin{aligned}
 T &= 30 \text{ C} = 303,15 \text{ K} \\
 P &= 100 \text{ kPa} = 1 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Untuk menghitung kapasitas panas komponen berfase(l) menggunakan persamaan :

$$(Cp) = [C1 + C2 T + C3T^2 + C4 T^3 + C5 T^4]$$

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O (l)	276370,000	-2090,100	8,125	-0,014	0,000

Sumber : * (Perry, 2008)

Cp H ₂ O	=	75314,97	J/mol.K	=	75,31	kJ/kmol.K
ΔH H ₂ O	=	376574,867	J/mol	=	376,575	kJ/kmol

a. Energi Keluar

i. Aliran <14>

T	=	325	C	=	598,45	K
P	=	4150	Kpa	=	41,5	Bar
T0	=	25	°C	=	298,15	K
τ	=	2,007				
R	=	8,314	J/mol.K			

Komposisi syngas masuk waste heat boiler

Masuk waste heat boiler

Komponen	Fraaksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	0,001	97,144	1558,472
C ₂ H ₆	0,000	1,821	54,761
C ₃ H ₈	0,000	1,967	86,750
n-C ₄ H ₁₀	0,000	0,104	6,038
i-C ₄ H ₁₀	0,000	0,109	6,344
n-C ₅ H ₁₂	0,000	0,047	3,404
i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,047	3,407
C ₆ H ₁₄	0,000	0,019	1,677
N ₂	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,030	2331,385	102603,553
H ₂ O	0,070	5460,987	98380,235
H ₂	0,880	68545,726	138188,186
CO	0,015	1163,883	32601,421

CH3OH	0,000	0,000	0,000
O2	0,004	280,375	8971,984
Total	1,000	77883,153	382419,869

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2,00721$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H^{ig} (J/mol)	$H^{ig} \times \text{kmol}$
CH ₄	44,246	13287,018	1290754,747
C ₂ H ₆	71,419	21447,018	39057,999
C ₃ H ₈	102,076	30653,458	60303,132
n-C ₄ H ₁₀	133,912	40213,793	4177,200
i-C ₄ H ₁₀	134,322	40336,871	4402,522
n-C ₅ H ₁₂	165,057	49566,572	2338,583
i-C ₅ H ₁₂	165,057	49566,572	2340,463
C ₆ H ₁₄	196,276	58941,588	1146,690
N ₂	29,667	8908,854	0,000
CO ₂	45,215	13578,072	31655712,802
H ₂ O	34,818	10455,780	57098879,641
H ₂	28,972	8700,230	596363600,264
CO	30,000	9008,894	10485302,196
CH ₃ OH	57,933	17397,339	0,000
O ₂	31,083	9334,185	2617067,380
TOTAL			699593479,352

* Menghitung nilai H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH ₄	3,140	0,902	0,015	0,138	0,034	0,002
C ₂ H ₆	1,960	0,852	-0,061	0,129	0,117	0,022
C ₃ H ₈	1,618	0,977	-0,112	0,116	0,193	0,059
n-C ₄ H ₁₀	1,408	1,093	-0,161	0,098	0,277	0,122
i-C ₄ H ₁₀	1,466	1,138	-0,146	0,105	0,249	0,099
n-C ₅ H ₁₂	1,274	1,231	-0,203	0,077	0,360	0,205
i-C ₅ H ₁₂	1,300	1,245	-0,194	0,082	0,341	0,185
C ₆ H ₁₄	1,179	1,372	-0,241	0,053	0,440	0,307
N ₂	4,742	1,221	0,048	0,139	0,012	0,000
CO ₂	1,967	0,562	-0,060	0,129	0,116	0,021
H ₂ O	0,925	0,188	-0,395	-0,100	0,827	1,084

H2	18,031	3,161	0,079	0,139	0,000	0,000
CO	4,503	1,186	0,045	0,139	0,013	0,000
CH3OH	1,167	0,513	-0,246	0,049	0,451	0,323
O2	3,871	0,823	0,035	0,138	0,020	0,001

Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
CH ₄	-0,082	-130,520	-12679,214
C ₂ H ₆	-0,240	-609,919	-1110,746
C ₃ H ₈	-0,412	-1266,569	-2491,662
n-C ₄ H ₁₀	-0,619	-2188,429	-227,323
i-C ₄ H ₁₀	-0,590	-2002,504	-218,561
n-C ₅ H ₁₂	-0,872	-3404,413	-160,622
i-C ₅ H ₁₂	-0,838	-3207,990	-151,477
C ₆ H ₁₄	-1,170	-4937,819	-96,064
N ₂	-0,003	-3,441	0,000
CO ₂	-0,151	-382,546	-891861,025
H ₂ O	-0,290	-1559,441	-8516087,046
H ₂	0,134	36,847	2525711,693
CO	-0,011	-12,017	-13986,790
CH ₃ OH	-0,491	-2092,556	0,000
O ₂	-0,033	-42,112	-11807,253
Total			-6922009,030

$$\begin{aligned}
 H <14> \text{ out} &= H_{ig} + H_r \\
 &= 699593479,352 + -6922009,030 \\
 &= 692671470,323 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_h &= \Delta H \text{ out} - \Delta H \text{ in} \\
 &= 692671470,32 - 1930932676,81 \\
 &= -1238261206,48 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

ii. *Steam* Keluar

$$T = 450 \text{ C} = 723,15 \text{ K}$$

$$P = 3,54 \text{ Bar}$$

$$T_0 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 2,425$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	A	10^3 B	10^6 C	10^{-5} D
H ₂ O (g)	3,470	0,001		12100,000

$$\begin{aligned} C_p \text{ H}_2\text{O} &= 35,47 \text{ J/mol.K} = 0,04 \text{ kJ/kmol.K} \\ \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= 15075,68732 \text{ J/mol} = 15,07568732 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Menghitung Kebutuhan *Steam*

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ in} + \Delta H \text{ DW in} &= \Delta H \text{ out} + \Delta H \text{ Steam out} \\ 1930932676,81 + 376,575 &= 692671470,32 + 15,075687 \text{ m} \\ 1238261583,057640 &= 15,08 \text{ m} \\ 82136326,96 &= \text{m} \\ 1478453885 &= \text{m} \end{aligned}$$

Neraca panas *Waste Heat Boiler*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
aliran <13>		aliran <14>	
CH4	4452050,435	CH4	1278075,534
C2H6	139980,964	C2H6	37947,252
C3H8	216331,618	C3H8	57811,470
n-C4H10	14861,827	n-C4H10	3949,877
i-C4H10	15696,468	i-C4H10	4183,961
n-C5H12	8293,756	n-C5H12	2177,961
i-C5H12	8302,114	i-C5H12	2188,987
C6H14	4055,393	C6H14	1050,627
N2	0,000	N2	0,000
CO2	94433239,708	CO2	30763851,777
H2O	162382544,871	H2O	48582792,595
H2	1632827402,319	H2	598889311,957
CO	29201731,446	CO	10471315,406
CH3OH	0,000	CH3OH	0,000
O2	7339719,181	O2	2605260,127
Total	1930932676,805	Total	692671470,323
Aliran Demineralized Water		<i>Steam</i> Demineralized	
DW	376,575	<i>Steam</i> Return	1238261583
Total	376,575	Total	1238261583
Total In	1930933053,380	Total Out	1930933053,380

9. Sintesis Gas Cooler

a. Energi Masuk

i. Syngas

$$\begin{aligned} T &= 325 \text{ }^\circ\text{C} = 598,45 \text{ K} \\ P &= 42 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$T_0 = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$H_{in} = 692671470,323 \text{ kJ/jam}$$

ii. Cooling Water Supply

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ kPa} = 1 \text{ bar}$$

Untuk menghitung kapasitas panas komponen berfase(l) menggunakan persamaan :

$$(C_p) = [C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3 + C_5 T^4]$$

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O (l)	276370,000	-2090,100	8,125	-0,014	0,000

Sumber : * (Heat Capacities Liquid, Edisi 7)

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 75314,97 \text{ J/mol.K} = 75,31 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 376574,867 \text{ J/mol} = 376,575 \text{ kJ/kmol}$$

a. Energi Keluar

i. Aliran <15>

$$T = 61,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 334,4 \text{ K}$$

$$P = 4220 \text{ Kpa} = 42,2 \text{ Bar}$$

$$T_0 = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 1,122$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komposisi syngas masuk sintesis gas cooler

Masuk sintesis gas cooler

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	0,001	97,144	1558,472
C ₂ H ₆	0,000	1,821	54,761
C ₃ H ₈	0,000	1,967	86,750
n-C ₄ H ₁₀	0,000	0,104	6,038
i-C ₄ H ₁₀	0,000	0,109	6,344
n-C ₅ H ₁₂	0,000	0,047	3,404
i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,047	3,407
C ₆ H ₁₄	0,000	0,019	1,677
N ₂	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,030	2331,385	102603,553

H ₂ O	0,070	5460,987	98380,235
H ₂	0,880	68545,726	138188,186
CO	0,015	1163,883	32601,421
CH ₃ OH	0,000	0,000	0,000
O ₂	0,004	280,375	8971,984
Total	1,000	77883,153	382419,869

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,12158$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	36,227	1313,242	127573,605
C ₂ H ₆	55,326	2005,553	3652,391
C ₃ H ₈	78,429	2843,045	5592,992
n-C ₄ H ₁₀	103,663	3757,788	390,340
i-C ₄ H ₁₀	103,533	3753,054	409,623
n-C ₅ H ₁₂	127,988	4639,579	218,898
i-C ₅ H ₁₂	127,988	4639,579	219,074
C ₆ H ₁₄	152,433	5525,693	107,501
N ₂	29,163	1057,151	0,000
CO ₂	39,416	1428,825	3331139,964
H ₂ O	33,671	1220,587	6665612,441
H ₂	28,814	1044,506	71596446,224
CO	29,274	1061,190	1235100,879
CH ₃ OH	47,632	1726,661	0,000
O ₂	29,692	1076,344	301779,402
TOTAL			83265277,657

* Menghitung nilai H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,754	0,918	-0,089	0,123	0,157	0,039
C ₂ H ₆	1,095	0,866	-0,282	0,022	0,533	0,450
C ₃ H ₈	0,904	0,993	-0,413	-0,123	0,877	1,218
n-C ₄ H ₁₀	0,787	1,112	-0,537	-0,332	1,260	2,515
i-C ₄ H ₁₀	0,819	1,157	-0,497	-0,258	1,133	2,034
n-C ₅ H ₁₂	0,712	1,252	-0,644	-0,578	1,633	4,225
i-C ₅ H ₁₂	0,726	1,266	-0,621	-0,520	1,550	3,808

C6H14	0,659	1,395	-0,740	-0,854	1,998	6,325
C7H16	0,619	1,540	-0,826	-1,150	2,349	8,743
N2	2,650	1,241	-0,006	0,136	0,054	0,005
CO2	1,099	0,572	-0,280	0,023	0,528	0,441
H2O	0,517	0,191	-1,131	-2,613	3,756	22,357
H2	10,075	3,214	0,073	0,139	0,002	0,000
CO	2,516	1,206	-0,013	0,135	0,061	0,006
CH3OH	0,652	0,521	-0,753	-0,895	2,049	6,656
O2	2,163	0,837	-0,040	0,132	0,091	0,013

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,333	-527,231	-51217,381
C ₂ H ₆	-0,790	-2005,954	-3653,121
C ₃ H ₈	-1,383	-4251,090	-8362,973
n-C ₄ H ₁₀	-2,212	-7817,336	-812,024
i-C ₄ H ₁₀	-2,052	-6963,173	-759,988
n-C ₅ H ₁₂	-3,393	-13251,093	-625,195
i-C ₅ H ₁₂	-3,136	-12001,953	-566,715
C ₆ H ₁₄	-4,976	-21001,303	-408,574
N ₂	-0,177	-186,225	0,000
CO ₂	-0,551	-1392,497	-3246446,865
H ₂ O	-1,523	-8192,971	-44741710,740
H ₂	0,083	22,847	1566076,047
CO	-0,195	-215,671	-251015,985
CH ₃ OH	-2,629	-11202,814	0,000
O ₂	-0,196	-251,633	-70551,507
Total			-46795407,413

$$\begin{aligned}
 H <15> \text{ out} &= H_{ig} + H_r \\
 &= 83265277,657 + -46795407,413 \\
 &= 36469870,244 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_c &= \Delta H_{in} - \Delta H_{out} \\
 &= 692671470,32 - 36469870,24 \\
 &= 656201600,08 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

ii. *Cooling Water Return*

$$\begin{aligned}
 T_{\text{water}} &= 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318 \text{ K} \\
 P_{\text{water}} &= 100 \text{ kPa} = 1 \text{ bar} \\
 t &= 1,07
 \end{aligned}$$

$$R = 8,31 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O (l)	276370,000	-2090,100	8,125	- 0,014	0,000

Sumber : * (Perry, 2008)

$$\begin{aligned} C_p \text{ H}_2\text{O} &= 75235,67519 \text{ J/kmol.K} = 75,24 \text{ kJ/kmol.K} \\ \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= 1504713,504 \text{ J/kmol} = 1504,714 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ in} + \Delta H \text{ CW in} &= \Delta H \text{ out} + \Delta H \text{ CW out} \\ 36469870,24 + 376,575 \text{ m} &= 692671470 + 1504,714 \text{ m} \\ &= 656201600,079 \\ &= -581667,518 \text{ kmol/jam} \\ &= -10470015,316 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca energi Sintesis gas cooler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
aliran <12>		aliran <13>	
CH4	1278075,534	CH4	76356,224
C2H6	37947,252	C2H6	-0,730
C3H8	57811,470	C3H8	-2769,982
n-C4H10	3949,877	n-C4H10	-421,685
i-C4H10	4183,961	i-C4H10	-350,365
n-C5H12	2177,961	n-C5H12	-406,297
i-C5H12	2188,987	i-C5H12	-347,641
C6H14	1050,627	C6H14	-301,073
N2	0,000	N2	0,000
CO2	30763851,777	CO2	84693,098
H2O	48582792,595	H2O	-38076098,299
H2	598889311,957	H2	73162522,271
CO	10471315,406	CO	984084,894
CH3OH	0,000	CH3OH	0,000
O2	2605260,127	O2	231227,895
Total	692671470,323	Total	36469870,244
		Aliran cooling water	
		Qc	656201600,08
		Total	656201600,1
Total In	692671470,323	Total Out	692671470,323

10. Separator I

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem separator adalah sebagai berikut :

No Aliran	T (°C)	T (K)	P (bar)
Aliran 15	61,25	334,4	42,2
Aliran 16	61,25	334,4	42,2
Aliran 17	61,25	334,4	42,2

Referensi

$$P = 1 \text{ bar} = 100 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,15 \text{ K}$$

Komposisi Aliran Masuk Separator

Komponen	BM (kg/kmol)	Fraaksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
CH ₄	16	0,001	97,144	1558,472
C ₂ H ₆	30	0,000	1,821	54,761
C ₃ H ₈	44	0,000	1,967	86,750
n-C ₄ H ₁₀	58	0,000	0,104	6,038
i-C ₄ H ₁₀	58	0,000	0,109	6,344
n-C ₅ H ₁₂	72	0,000	0,047	3,404
i-C ₅ H ₁₂	72	0,000	0,047	3,407
C ₆ H ₁₄	86	0,000	0,019	1,677
N ₂	28,013	0,000	0,000	0,000
CO ₂	44,0097	0,030	2331,385	102603,553
H ₂ O	18,0151	0,070	5460,987	98380,235
H ₂	2,016	0,880	68545,726	138188,186
CO	28,0109	0,015	1163,883	32601,421
CH ₃ OH	32	0,000	0,000	0
O ₂	32	0,004	280,375	8971,984059
Total		1,000	77883,615	382466,231

Komposisi Aliran Keluar Top pada Separator

Komponen	BM (kg/kmol)	Fraaksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
CH ₄	16	0,001	96,271	1544,465

C ₂ H ₆	30	0,000	1,744	52,449
C ₃ H ₈	44	0,000	1,710	75,396
n-C ₄ H ₁₀	58	0,000	0,003	0,155
i-C ₄ H ₁₀	58	0,000	0,080	4,654
n-C ₅ H ₁₂	72	0,000	0,019	1,402
i-C ₅ H ₁₂	72	0,000	0,019	1,403
C ₆ H ₁₄	86	0,000	0,004	0,335
N ₂	28	0,000	0,000	0,000
CO ₂	44	0,032	2322,149	102197,083
H ₂ O	18	0,005	339,651	6118,843
H ₂	2	0,942	68227,265	137546,169
CO	28	0,016	1155,618	32369,913
CH ₃ OH	32	0,000	0,000	0
O ₂	32	0,004	279,101	8931,237555
Total		1,000	72423,635	288843,506

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,122$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	<Cp ^{ig} > _H	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	36,227	1313,242	126427,033
C ₂ H ₆	55,326	2005,553	3498,181
C ₃ H ₈	78,429	2843,045	4860,997
n-C ₄ H ₁₀	103,663	3757,788	10,041
i-C ₄ H ₁₀	103,533	3753,054	300,479
n-C ₅ H ₁₂	127,988	4639,579	90,134
i-C ₅ H ₁₂	127,988	4639,579	90,207
C ₆ H ₁₄	152,433	5525,693	21,511
N ₂	29,163	1057,151	0,000
CO ₂	39,416	1428,825	3317943,457
H ₂ O	33,671	1220,587	414573,465
H ₂	28,814	1044,506	71263812,176
CO	29,274	1061,190	1226330,252
CH ₃ OH	47,632	1726,661	0,000
O ₂	29,692	1076,344	300408,863
TOTAL			76658366,795

* Menghitung nilai H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH4	1,754	0,918	-0,089	0,123	0,157	0,039
C2H6	1,095	0,866	-0,282	0,022	0,533	0,450
C3H8	0,904	0,993	-0,413	-0,123	0,877	1,218
n-C4H10	0,787	1,112	-0,537	-0,332	1,260	2,515
i-C4H10	0,819	1,157	-0,497	-0,258	1,133	2,034
n-C5H12	0,712	1,252	-0,644	-0,578	1,633	4,225
i-C5H12	0,726	1,266	-0,621	-0,520	1,550	3,808
C6H14	0,659	1,395	-0,740	-0,854	1,998	6,325
N2	2,650	1,241	-0,006	0,136	0,054	0,005
CO2	1,099	0,572	-0,280	0,023	0,528	0,441
H2O	0,517	0,191	-1,131	-2,613	3,756	22,357
H2	10,075	3,214	0,073	0,139	0,002	0,000
CO	2,516	1,206	-0,013	0,135	0,061	0,006
CH3OH	0,652	0,521	-0,753	-0,895	2,049	6,656
O2	2,163	0,837	-0,040	0,132	0,091	0,013

Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
CH4	-0,332	-526,043	-50642,671
C2H6	-0,748	-1897,658	-3309,985
C3H8	-1,216	-3739,611	-6393,931
n-C4H10	-1,772	-6262,807	-16,734
i-C4H10	-1,703	-5779,174	-462,695
n-C5H12	-2,444	-9544,466	-185,423
i-C5H12	-2,357	-9023,812	-175,449
C6H14	-3,227	-13617,249	-53,010
N2	-0,177	-185,629	0,000
CO2	-0,488	-1235,394	-2868769,382
H2O	-0,760	-4089,941	-1389151,767
H2	0,083	22,839	1558223,190
CO	-0,194	-214,713	-248126,394
CH3OH	-1,352	-5763,489	0,000
O2	-0,195	-250,964	-70044,403
Total			-3079108,655

$$\begin{aligned}
 H <15> \text{ in} &= H_{ig} + H^R \\
 &= 76658366,795 + (-3079108,655) \\
 &= 73579258,140 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Komposisi Aliran Keluar Bottom pada Separator

Komponen	BM (kg/kmol)	Fraaksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
CH ₄	16	0,000	0,873	14,007
C ₂ H ₆	30	0,000	0,077	2,312
C ₃ H ₈	44	0,000	0,257	11,354
n-C ₄ H ₁₀	58	0,000	0,101	5,882
i-C ₄ H ₁₀	58	0,000	0,029	1,690
n-C ₅ H ₁₂	72	0,000	0,028	2,002
i-C ₅ H ₁₂	72	0,000	0,028	2,004
C ₆ H ₁₄	86	0,000	0,016	1,341
N ₂	28	0,000	0,000	0,000
CO ₂	44	0,002	9,236	406,470
H ₂ O	18	0,938	5121,337	92261,392
H ₂	2	0,058	318,461	642,016
CO	28	0,002	8,265	231,507
CH ₃ OH	32	0,000	0,000	0
O ₂	32	0,000	1,273	40,74650439
Total		1,000	5459,980	93622,725

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,122$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	<Cp ^{ig} > _H	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	36,227	1313,242	1146,572
C ₂ H ₆	55,326	2005,553	154,210
C ₃ H ₈	78,429	2843,045	731,995
n-C ₄ H ₁₀	103,663	3757,788	380,299
i-C ₄ H ₁₀	103,533	3753,054	109,144
n-C ₅ H ₁₂	127,988	4639,579	128,764
i-C ₅ H ₁₂	127,988	4639,579	128,868
C ₆ H ₁₄	152,433	5525,693	85,990
N ₂	29,163	1057,151	0,000
CO ₂	39,416	1428,825	13196,506
H ₂ O	33,671	1220,587	6251038,976

H2	28,814	1044,506	332634,049
CO	29,274	1061,190	8770,628
CH3OH	47,632	1726,661	0,000
O2	29,692	1076,344	1370,539
TOTAL			6609876,538

* Menghitung nilai H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH4	1,754	0,918	-0,089	0,123	0,157	0,039
C2H6	1,095	0,866	-0,282	0,022	0,533	0,450
C3H8	0,904	0,993	-0,413	-0,123	0,877	1,218
n-C4H10	0,787	1,112	-0,537	-0,332	1,260	2,515
i-C4H10	0,819	1,157	-0,497	-0,258	1,133	2,034
n-C5H12	0,712	1,252	-0,644	-0,578	1,633	4,225
i-C5H12	0,726	1,266	-0,621	-0,520	1,550	3,808
C6H14	0,659	1,395	-0,740	-0,854	1,998	6,325
N2	2,650	1,241	-0,006	0,136	0,054	0,005
CO2	1,099	0,572	-0,280	0,023	0,528	0,441
H2O	0,517	0,191	-1,131	-2,613	3,756	22,357
H2	10,075	3,214	0,073	0,139	0,002	0,000
CO	2,516	1,206	-0,013	0,135	0,061	0,006
CH3OH	0,652	0,521	-0,753	-0,895	2,049	6,656
O2	2,163	0,837	-0,040	0,132	0,091	0,013

Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
CH4	-0,333	-527,231	-460,318
C2H6	-0,790	-2005,954	-154,241
C3H8	-1,383	-4251,090	-1094,522
n-C4H10	-2,212	-7817,336	-791,136
i-C4H10	-2,052	-6963,173	-202,498
n-C5H12	-3,393	-13251,093	-367,763
i-C5H12	-3,136	-12001,953	-333,363
C6H14	-4,976	-21001,303	-326,819
N2	-0,177	-186,225	0,000
CO2	-0,551	-1392,497	-12860,990
H2O	-1,523	-8192,971	-41958961,786
H2	0,083	22,847	7275,923
CO	-0,195	-215,671	-1782,500
CH3OH	-2,629	-11202,814	0,000

O2	-0,196	-251,633	-320,412
Total			-41970380,425

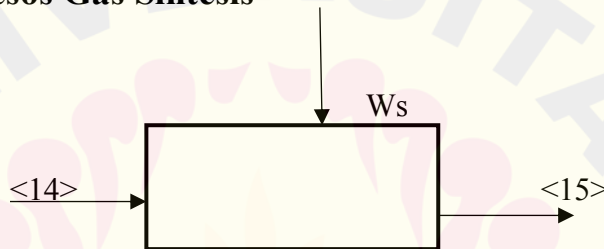
$$\begin{aligned}
 H <13> \text{ out} &= H_{ig} + HR \\
 &= 6609876,538 + -41970380,425 \\
 &= -35360503,886 \text{ kJ/jam} \\
 Q &= \Delta H \text{ out} - \Delta H \text{ in} \\
 &= 38218754,25 - 36469870,24 \\
 &= 1748884,01 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Separator I

Aliran Masuk		Aliran Keluar Top	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
aliran <15>		aliran <16>	
CH4	76356,224	CH4	75784,362
C2H6	-0,730	C2H6	188,196
C3H8	-2769,982	C3H8	-1532,934
n-C4H10	-421,685	n-C4H10	-6,693
i-C4H10	-350,365	i-C4H10	-162,216
n-C5H12	-406,297	n-C5H12	-95,288
i-C5H12	-347,641	i-C5H12	-85,242
C6H14	-301,073	C6H14	-31,499
C7H16	11681,932	C7H16	0,000
N2	0,000	N2	0,000
CO2	84693,098	CO2	449174,076
H2O	-38076098,299	H2O	-974578,302
H2	73162522,271	H2	72822035,366
CO	984084,894	CO	978203,857
CH3OH	0,000	CH3OH	0,000
O2	231227,895	O2	230364,459
Total	36469870,244	Total	73579258,140
Aliran Masuk		Aliran Keluar Bottom	
Q	1748884,01	aliran <17>	
Total	1748884,010	CH4	686,254
		C2H6	-0,031
		C3H8	-362,527
		n-C4H10	-410,837
		i-C4H10	-93,355
		n-C5H12	-238,999
		i-C5H12	-204,495

	C6H14	-240,829		
	C7H16	0,000		
	N2	0,000		
	CO2	335,517		
	H2O	-35707922,810		
	H2	339909,971		
	CO	6988,127		
	CH3OH	0,000		
	O2	1050,128		
	Total	-35360503,886		
Total In	38218754,254		Total Out	38218754,254

11. Kompresor Gas Sintesis



Suhu FIX 100

$$\begin{aligned}
 T &= 61,3 \text{ C} \\
 &= 334 \text{ K} \\
 P &= 42,2 \text{ bar} \\
 T_{ref} &= 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T &= 75 \text{ C} \\
 &= 348 \text{ K} \\
 P &= 80 \text{ bar} \\
 R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \\
 \tau &= 1,17 \\
 P_{ref} &= 1 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Persamaan umum neraca panas:

$$\Delta E = Q + W - \Delta(H + EP + EK)$$

Asumsi :

- (1) Proses merupakan *steady state*, $\Delta E = 0$
- (2) $m_1 = m_2$, $m_{18} = m_{19}$
- (3) ΔEP dan ΔEK diabaikan

$$0 = Q + W - \Delta H$$

$$\Delta H = Q + W$$

Kapasitas Panas (C_p) Komponen
Menggunakan data berikut.

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,009081	-0,0000022	0

C ₂ H ₆	1,131	0,019225	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,028785	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,036915	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,037853	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,045351	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,045351	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,053722	-0,0000168	0
N ₂	3,28	0,000593	0	4000
CO ₂	5,457	0,001405	0	-115700
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
H ₂	3,249	0,000422	0	8300
CO	3,376	0,000557	0	-3100
CH ₃ OH	2,211	0,012216	0	4000
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700

Energi masuk

$$\Delta H_{18} = 73579258,14 \text{ kJ}$$

(Trial T) Menghitung T keluar

Asumsi awal kompresor bekerja dengan menggunakan efisiensi sebesar 100% sehingga hal tersebut berarti kompresor bekerja secara isentropis atau

$$\Delta S = 0$$

$$\Delta S_{\text{masuk}} = \Delta S_{\text{keluar}}$$

Aliran Masuk

$$\frac{C_p^{ig} \Delta T}{R} = A + \left[B T_0 + \left(C T_0^2 + \frac{D}{T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Komponen	C _p ^{ig} /R
CH ₄	4,422738037
C ₂ H ₆	6,796752244
C ₃ H ₈	9,648298657
n-C ₄ H ₁₀	12,74450731
i-C ₄ H ₁₀	12,73681864
n-C ₅ H ₁₂	15,73381094

i-C ₅ H ₁₂	15,73381094
C ₆ H ₁₄	18,73693923
C ₇ H ₁₆	0
N ₂	3,509941735
CO ₂	4,791158268
H ₂ O	4,054682383
H ₂	3,465377565
CO	3,525663663
CH ₃ OH	6,189623006
O ₂	3,582654695
Total	125,6727773

$$\Delta S_{\text{Sig}} = 125,6732738 \text{ J/mol}$$

$$\frac{S^R}{R} = -P_r \left(\frac{dB^0}{dT_r} + \omega \frac{dB^1}{dT_r} \right) \quad \frac{\Delta S_{\text{Sig}}}{R} = \frac{\langle C_p^{\text{ig}} \rangle_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0}$$

Komponen	S _R
CH ₄	-2,04316553
C ₂ H ₆	-7,04497498
C ₃ H ₈	-14,7100028
n-C ₄ H ₁₀	-27,0143749
i-C ₄ H ₁₀	-24,0363239
n-C ₅ H ₁₂	-46,0436693
i-C ₅ H ₁₂	-41,526987
C ₆ H ₁₄	-73,4749062
N ₂	-0,94628146
CO ₂	-5,00206799
H ₂ O	-29,0500153
H ₂	-0,07579088
CO	-1,05323492
CH ₃ OH	-40,1482155
O ₂	-1,08137715
Total	-313,251388

$$\begin{aligned} \Delta S_{\text{In}} &= (\Delta S_{\text{Sig}} + S_{\text{R}}) \times \text{Jumlah mol} \\ &= -13585088,9 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Energi keluar

$$\begin{aligned}
 T_{\text{ref}} &= 25 \text{ C} & P_{\text{ref}} &= 1 \text{ bar} \\
 &= 298,15 \text{ K} & P_{\text{out}} &= 80 \text{ bar} \\
 T_{\text{out}} &= 348,189 \text{ K} & R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \\
 \tau &= 1,17
 \end{aligned}$$

Dari neraca massa didapatkan

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	BM (kg/kmol)
CH ₄	0,00133	96,27096	1544,4654	16
C ₂ H ₆	2,4E-05	1,744247	52,449347	30
C ₃ H ₈	2,4E-05	1,709785	75,396397	44
n-C ₄ H ₁₀	3,7E-08	0,002672	0,1553091	58
i-C ₄ H ₁₀	1,1E-06	0,080063	4,6535552	58
n-C ₅ H ₁₂	2,7E-07	0,019427	1,4016947	72
i-C ₅ H ₁₂	2,7E-07	0,019443	1,4028215	72
C ₆ H ₁₄	5,4E-08	0,003893	0,3354782	86
N ₂	0	0	0	28
CO ₂	0,03206	2322,149	102197,08	44
H ₂ O	0,00469	339,6508	6118,8428	18
H ₂	0,94206	68227,27	137546,17	2
CO	0,01596	1155,618	32369,913	28
CH ₃ OH	0	0	0	32
O ₂	0,00385	279,1012	8931,2376	32
Total	1	72423,64	288843,51	

$$\frac{\langle C_p \rangle_{\text{H}}^{\text{ig}}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _p H ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	36,6668	1834,760431	176634,15
C ₂ H ₆	56,2192	2813,138508	4906,8096
C ₃ H ₈	79,7481	3990,496661	6822,892
n-C ₄ H ₁₀	105,352	5271,673627	14,086074
i-C ₄ H ₁₀	105,255	5266,810119	421,6742

n-C ₅ H ₁₂	130,059	6507,995504	126,43238
i-C ₅ H ₁₂	130,059	6507,995504	126,53402
C ₆ H ₁₄	154,883	7750,153658	30,170232
C ₇ H ₁₆	0	0	0
N ₂	29,1836	1460,309366	0
CO ₂	39,8785	1995,469289	4633777
H ₂ O	33,7145	1687,033835	573002,35
H ₂	28,8107	1441,654454	98360141
CO	29,3164	1466,954639	1695239,8
CH ₃ OH	51,5249	2578,243701	0
O ₂	29,7962	1490,965952	416130,35
Total			105867373

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,8268	1,739509	-0,0779	0,12531	0,14089803	0,031459
C ₂ H ₆	1,14048	1,642036	-0,259	0,03997	0,47959548	0,364485
C ₃ H ₈	0,94156	1,883239	-0,3817	-0,0825	0,78940405	0,98748
n-C ₄ H ₁₀	0,81907	2,107482	-0,4978	-0,2587	1,1341285	2,038235
i-C ₄ H ₁₀	0,85319	2,192982	-0,461	-0,1961	1,01994919	1,648492
n-C ₅ H ₁₂	0,7413	2,373887	-0,5983	-0,4657	1,47000512	3,424265
i-C ₅ H ₁₂	0,75628	2,399815	-0,5768	-0,417	1,39550792	3,085988
C ₆ H ₁₄	0,68595	2,644628	-0,6883	-0,6987	1,79862898	5,126404
N ₂	2,75902	2,352941	-0,0002	0,13658	0,04823249	0,003686
CO ₂	1,1446	1,08357	-0,257	0,04146	0,47511565	0,357708
H ₂ O	0,53808	0,36273	-1,0545	-2,1837	3,38151276	18,11973
H ₂	10,4908	6,092917	0,07318	0,13899	0,00149694	3,55E-06
CO	2,61993	2,286368	-0,0074	0,13599	0,05517602	0,004824
CH ₃ OH	0,67926	0,98802	-0,7005	-0,7339	1,84505686	5,394475
O ₂	2,25219	1,586357	-0,0321	0,13332	0,08175796	0,010592

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,5819	-922,044862	-88766,147
C ₂ H ₆	-1,3851	-3515,63444	-6132,1363
C ₃ H ₈	-2,4083	-7404,42076	-12659,969
n-C ₄ H ₁₀	-3,8195	-13499,0134	-36,069778
i-C ₄ H ₁₀	-3,5555	-12063,7144	-965,85163
n-C ₅ H ₁₂	-5,8042	-22665,9899	-440,3376

i-C ₅ H ₁₂	-5,3841	-20609,0649	-400,69908
C ₆ H ₁₄	-8,4387	-35612,8049	-138,63552
N ₂	-0,3023	-317,15637	0
CO ₂	-0,957	-2420,48189	-5620719,6
H ₂ O	-2,5359	-13642,9611	-4633842,3
H ₂	0,16734	46,17488564	3150386,2
CO	-0,3338	-368,865924	-426268,27
CH ₃ OH	-4,3813	-18671,8224	0
O ₂	-0,3392	-436,032528	-121697,19
Total			-7761681,1

$$\Delta H_{\text{out}} = \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}}$$

$$= 98105692,4 \text{ kJ/jam}$$

Kerja Kompresor

$$W_s = \text{Energi keluar} - \text{Energi masuk}$$

$$= 98105692,44 - 73579258$$

$$= 24526434,3 \text{ kJ/jam}$$

sehingga kerja sistem akan hilang sebesar 24526434 kJ/jam

$$\text{Asumsi } \eta = 80\%$$

$$W_{\text{kompresor}} = \frac{W_s}{\eta}$$

$$= 30658042,87 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung T keluar sebenarnya

$$\text{Energi keluar} = \text{Energi masuk} + W_{\text{kompresor}}$$

$$= 104237301 \text{ gs} = 0,00$$

Evaluasi Energi keluar

(100,0091 C)

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C} \quad P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

$$= 298,15 \text{ K} \quad P_{\text{out}} = 80 \text{ bar}$$

$$T_{\text{out}} = 373,159 \text{ K} \quad R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$\tau = 1,25$$

Dari neraca massa didapatkan

Komponen	Frakasi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	0,00133	96,27096	1544,4654
C ₂ H ₆	2,4E-05	1,744247	52,449347

C ₃ H ₈	2,4E-05	1,709785	75,396397
n-C ₄ H ₁₀	3,7E-08	0,002672	0,1553091
i-C ₄ H ₁₀	1,1E-06	0,080063	4,6535552
n-C ₅ H ₁₂	2,7E-07	0,019427	1,4016947
i-C ₅ H ₁₂	2,7E-07	0,019443	1,4028215
C ₆ H ₁₄	5,4E-08	0,003893	0,3354782
N ₂	0	0	0
CO ₂	0,03206	2322,149	102197,08
H ₂ O	0,00469	339,6508	6118,8428
H ₂	0,94206	68227,27	137546,17
CO	0,01596	1155,618	32369,913
CH ₃ OH	0	0	0
O ₂	0,00385	279,1012	8931,2376
Total	1	72423,64	288843,51

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _p H ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	37,4567	2809,594167	270482,34
C ₂ H ₆	57,8224	4337,206591	7565,1614
C ₃ H ₈	82,1135	6159,255982	10531,005
n-C ₄ H ₁₀	108,379	8129,422643	21,722066
i-C ₄ H ₁₀	108,341	8126,561965	650,6332
n-C ₅ H ₁₂	133,771	10034,03997	194,93369
i-C ₅ H ₁₂	133,771	10034,03997	195,0904
C ₆ H ₁₄	159,275	11947,05335	46,508158
N ₂	29,2237	2192,040655	0
CO ₂	40,6443	3048,694757	7079523,5
H ₂ O	33,8002	2535,321552	861123,93
H ₂	28,8101	2161,016662	147440257
CO	29,3908	2204,575802	2547648,5
CH ₃ OH	52,7715	3958,342755	0
O ₂	29,9704	2248,050926	627433,65
Total			158845674

Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH ₄	1,95781	1,739509	-0,061	0,12876	0,11767898	0,021945
C ₂ H ₆	1,22227	1,642036	-0,2231	0,06497	0,40056137	0,254254
C ₃ H ₈	1,00908	1,883239	-0,3329	-0,0266	0,65931557	0,688837
n-C ₄ H ₁₀	0,87781	2,107482	-0,4368	-0,1583	0,94723175	1,421812
i-C ₄ H ₁₀	0,91438	2,192982	-0,404	-0,1115	0,85186842	1,149939
n-C ₅ H ₁₂	0,79446	2,373887	-0,5268	-0,3131	1,22775816	2,388665
i-C ₅ H ₁₂	0,81051	2,399815	-0,5076	-0,2767	1,16553759	2,152694
C ₆ H ₁₄	0,73514	2,644628	-0,6074	-0,4873	1,50222701	3,576027
N ₂	2,95689	2,352941	0,00853	0,13719	0,0402841	0,002572
CO ₂	1,22669	1,08357	-0,2213	0,06608	0,39681978	0,249526
H ₂ O	0,57666	0,36273	-0,9352	-1,5974	2,82426219	12,63978
H ₂	11,2431	6,092917	0,07421	0,13899	0,00125025	2,48E-06
CO	2,80782	2,286368	0,0021	0,13675	0,04608338	0,003365
CH ₃ OH	0,72797	0,98802	-0,6183	-0,5136	1,5410039	3,763025
O ₂	2,41371	1,586357	-0,02	0,13475	0,0682848	0,007389

Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
CH ₄	-4,8608	-7702,63838	-741540,42
C ₂ H ₆	-11,649	-29567,9291	-51573,784
C ₃ H ₈	-20,077	-61727,4277	-105540,64
n-C ₄ H ₁₀	-31,424	-111062,815	-296,76325
i-C ₄ H ₁₀	-29,403	-99763,1379	-7987,2903
n-C ₅ H ₁₂	-47,04	-183695,356	-3568,6935
i-C ₅ H ₁₂	-43,91	-168075,789	-3267,8734
C ₆ H ₁₄	-67,429	-284564,224	-1107,7675
N ₂	-2,3922	-2509,99752	0
CO ₂	-7,9435	-20090,1143	-46652239
H ₂ O	-19,649	-105712,105	-35905198
H ₂	1,76697	487,5800377	33266253
CO	-2,6659	-2945,68517	-3404088,1
CH ₃ OH	-33,986	-144840,319	0
O ₂	-2,7826	-3576,54244	-998217,19
Total			-54608373

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_R \\ &= 104237301 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sehingga temperatur yang keluar dari kompresor adalah $100\text{ }^{\circ}\text{C}$

Neraca panas total kompresor

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <16>		aliran <18>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
CH4	75784,36163	CH4	-471058,0802
C2H6	188,1961854	C2H6	-44008,62271
C3H8	-1532,933931	C3H8	-95009,63647
n-C4H10	-6,69348634	n-C4H10	-275,0411788
i-C4H10	-162,2162969	i-C4H10	-7336,65709
n-C5H12	-95,2884207	n-C5H12	-3373,759839
i-C5H12	-85,24202354	i-C5H12	-3072,782997
C6H14	-31,4992613	C6H14	-1061,259373
N2	0	N2	0
CO2	449174,0757	CO2	-39572715,57
H2O	-974578,3024	H2O	-35044074,52
H2	72822035,37	H2	180706510,1
CO	978203,8571	CO	-856439,6521
CH3OH	0	CH3OH	0
O2	230364,4591	O2	-370783,5413
Total	73579258,14	Total	104237301
W_{kompresor}			
Panas Reaksi	30658042,87		
Total	30658042,87		
Total In	104237301	Total Out	104237301

12.Reaktor Feed Heater

a. Energi Masuk

i. Aliran <18> = 104237301

ii. *Steam* masuk

T = 300 C = 573,15 K

P = 100 Kpa = 1 Bar

T₀ = 25 °C = 298,15 K

τ = 1,922

R = 8,314 J/mol.K

Komponen	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
----------	---	-------------------	-------------------	--------------------

H ₂ O (g)	3,470	0,001	12100,000
C _p H ₂ O =	34,69	J/mol.K =	34,69 kJ/kmol.K
ΔH H ₂ O =	9539,796	J/mol =	9,540 kJ/kmol

b. Energi Keluar

i. Aliran <16>

T =	260	C =	533,15	K
P =		Kpa =	80	Bar
T ₀ =	25 °C	=	298,15	K
τ =	1,788			
R =	8,314	J/mol.K		

Komposisi gas masuk reaktor feed heater

Masuk reaktor feed heater

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	0,001	96,271	1544,465
C ₂ H ₆	0,000	1,744	52,449
C ₃ H ₈	0,000	1,710	75,396
n-C ₄ H ₁₀	0,000	0,003	0,155
i-C ₄ H ₁₀	0,000	0,080	4,654
n-C ₅ H ₁₂	0,000	0,019	1,402
i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,019	1,403
C ₆ H ₁₄	0,000	0,004	0,335
N ₂	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,032	2322,149	102197,083
H ₂ O	0,005	339,651	6118,843
H ₂	0,942	68227,265	137546,169
CO	0,016	1155,618	32369,913
CH ₃ OH	0,000	0,000	0,000
O ₂	0,004	279,101	8931,238
Total	1,000	72423,635	288843,506

 * Menghitung H^{ig}

τ =	1,78819
R =	8,314 J/mol.K

Komponen	<C _p ^{ig} > _H	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	42,341	9950,057	957901,615

C ₂ H ₆	67,639	15895,124	27725,029
C ₃ H ₈	96,545	22688,189	38791,929
n-C ₄ H ₁₀	126,842	29807,765	79,647
i-C ₄ H ₁₀	127,137	29877,260	2392,049
n-C ₅ H ₁₂	156,397	36753,364	714,016
i-C ₅ H ₁₂	156,397	36753,364	714,590
C ₆ H ₁₄	186,037	43718,747	170,191
C ₇ H ₁₆	215,640	50675,283	0,000
N ₂	29,528	6939,167	0,000
CO ₂	44,173	10380,733	24105608,096
H ₂ O	34,493	8105,909	2753178,332
H ₂	28,905	6792,584	463439410,505
CO	29,831	7010,228	8101148,872
CH ₃ OH	55,510	13044,800	0,000
O ₂	30,816	7241,751	2021181,186
TOTAL			501449016,058

* Menghitung nilai H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	2,797	1,740	0,002	0,137	0,047	0,003
C ₂ H ₆	1,746	1,642	-0,090	0,122	0,158	0,040
C ₃ H ₈	1,442	1,883	-0,152	0,102	0,261	0,108
n-C ₄ H ₁₀	1,254	2,107	-0,211	0,073	0,375	0,222
i-C ₄ H ₁₀	1,306	2,193	-0,192	0,083	0,337	0,180
n-C ₅ H ₁₂	1,135	2,374	-0,262	0,038	0,486	0,374
i-C ₅ H ₁₂	1,158	2,400	-0,251	0,046	0,461	0,337
C ₆ H ₁₄	1,050	2,645	-0,307	-0,001	0,594	0,559
N ₂	4,225	2,353	0,041	0,139	0,016	0,000
CO ₂	1,753	1,084	-0,089	0,123	0,157	0,039
H ₂ O	0,824	0,363	-0,492	-0,249	1,117	1,977
H ₂	16,064	6,093	0,078	0,139	0,000	0,000
CO	4,012	2,286	0,037	0,138	0,018	0,001
CH ₃ OH	1,040	0,988	-0,313	-0,007	0,609	0,589
O ₂	3,449	1,586	0,025	0,138	0,027	0,001
Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol			
CH ₄	-0,221	-350,187	-33712,792			
C ₂ H ₆	-0,593	-1505,795	-2626,480			

C ₃ H ₈	-1,009	-3103,696	-5306,654
n-C ₄ H ₁₀	-1,521	-5376,342	-14,366
i-C ₄ H ₁₀	-1,447	-4909,174	-393,041
n-C ₅ H ₁₂	-2,160	-8435,773	-163,884
i-C ₅ H ₁₂	-2,066	-7907,951	-153,753
C ₆ H ₁₄	-2,931	-12368,483	-48,149
N ₂	-0,050	-52,286	0,000
CO ₂	-0,381	-964,181	-2238971,929
H ₂ O	-0,747	-4020,779	-1365660,814
H ₂	0,244	67,369	4596382,208
CO	-0,067	-73,952	-85459,800
CH ₃ OH	-1,281	-5457,997	0,000
O ₂	-0,104	-133,353	-37218,975
Total			826651,571

$$\begin{aligned}
 H <19> \text{ out} &= H_{ig} + H_R \\
 &= 501449016,058 + 826651,571 \\
 &= 502275667,628 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_h &= \Delta H \text{ out} - \Delta H \text{ in} \\
 &= 502275667,63 - 104237301,01 \\
 &= 398038366,61 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

ii. *Steam* Keluar

$$\begin{aligned}
 T &= 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 473,15 \text{ K} \\
 P &= 3,54 \text{ Bar} \\
 T_0 &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\
 \tau &= 1,587 \\
 R &= 8,314 \text{ J/mol.K}
 \end{aligned}$$

Komponen	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
H ₂ O (g)	3,470	0,001		12100,000
C _p H ₂ O	= 34,21	J/mol.K	= 0,03	kJ/kmol.K
ΔH H ₂ O	= 5987,069374	J/mol	= 5,987069374	kJ/kmol

Menghitung Kebutuhan *Steam*

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ in} + \Delta H \text{ Steam in} &= \Delta H \text{ out} + \Delta H \text{ Steam out} \\
 104237301 + 9,540 \text{ m} &= 502275668 + 5,9870694 \text{ m} \\
 &= 398038367 \\
 &= 112037416 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$m = 2,017E+09 \text{ kg/jam}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
aliran <18>		aliran <19>	
CH4	-471058,080	CH4	924188,823
C2H6	-44008,623	C2H6	25098,549
C3H8	-95009,636	C3H8	33485,275
n-C4H10	-275,041	n-C4H10	65,282
i-C4H10	-7336,657	i-C4H10	1999,008
n-C5H12	-3373,760	n-C5H12	550,133
i-C5H12	-3072,783	i-C5H12	560,837
C6H14	-1061,259	C6H14	122,042
N2	0,000	N2	0,000
CO2	-39572715,574	CO2	21866636,167
H2O	-35044074,519	H2O	1387517,517
H2	180706510,140	H2	468035792,714
CO	-856439,652	CO	8015689,072
CH3OH	0,000	CH3OH	0,000
O2	-370783,541	O2	1983962,210
Total	104237301,014	Total	502275667,628
Aliran steam			
<i>Steam in</i>	1068814149	<i>Steam Return</i>	670775782,778
Total	1068814149	Total	670775782,778
Total In	1173051450,406	Total Out	1173051450,406

13. Reaktor Metanol (R-210)

Energi Masuk

$$T = 260 \text{ C} = 533 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 1,79$$

$$P = 80 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH4	0,001	96,271	1544,465
C2H6	0,000	1,744	52,449
C3H8	0,000	1,710	75,396
n-C4H10	0,000	0,003	0,155

i-C ₄ H ₁₀	0,000	0,080	4,654
n-C ₅ H ₁₂	0,000	0,019	1,402
i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,019	1,403
C ₆ H ₁₄	0,000	0,004	0,335
C ₇ H ₁₆	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,005	339,651	6113,714
CO	0,016	1155,6	32357,316
CO ₂	0,032	2322,1	102174,557
O ₂	0,004	279,1	8931,238
H ₂	0,942	68227,3	136454,531
N ₂	0,000	0,0	0,000
CH ₃ OH	0,000	0,0	0,000
Total	1,000	72423,6	287711,616

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes Hal 635 :

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH^{ig}}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
----------	------------------------------	-------------------------	------------------------

CH ₄	42,3407	9950,0574	957901,62
C ₂ H ₆	67,6388	15895,124	27725,029
C ₃ H ₈	96,5455	22688,189	38791,929
n-C ₄ H ₁₀	126,842	29807,765	79,647262
i-C ₄ H ₁₀	127,137	29877,26	2392,0494
n-C ₅ H ₁₂	156,397	36753,364	714,01637
i-C ₅ H ₁₂	156,397	36753,364	714,59037
C ₆ H ₁₄	186,037	43718,747	170,19079
C ₇ H ₁₆	215,64	50675,283	0
H ₂ O	34,4932	8105,9092	2753178,3
CO	29,8308	7010,2281	8101148,9
CO ₂	44,1733	10380,733	24105608
O ₂	30,816	7241,7509	2021181,2
H ₂	28,9046	6792,5837	463439411
N ₂	29,5284	6939,167	0
CH ₃ OH	55,5098	13044,8	0
Total			501449016

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc(K)	Pc(bar)	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
O ₂	154,6	50,43	0,022
H ₂	33,19	13,13	-0,216
N ₂	126,2	34	0,038
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564

$$Tr = \frac{T}{Tc \text{ zat murni}}; Pr = \frac{P}{Pc \text{ zat murni}}; B^0 = 0,083 - \left(\frac{0,422}{Tr^{1,6}} \right)$$

$$B^1 = 0,139 - \left(\frac{0,172}{Tr^{4,6}}\right); dB^0/Tr = \frac{0,675}{Tr^{2,6}}; dB^1/Tr = \frac{0,722}{Tr^{5,2}}$$

Komponen	Tr	Pr	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /Tr	dB ¹ /Tr
CH ₄	2,797	1,740	0,002	0,137	0,047	0,003
C ₂ H ₆	1,746	1,642	-0,090	0,122	0,158	0,040
C ₃ H ₈	1,442	1,883	-0,152	0,102	0,261	0,108
n-C ₄ H ₁₀	1,254	2,107	-0,211	0,073	0,375	0,222
i-C ₄ H ₁₀	1,306	2,193	-0,192	0,083	0,337	0,180
n-C ₅ H ₁₂	1,135	2,374	-0,262	0,038	0,486	0,374
i-C ₅ H ₁₂	1,158	2,400	-0,251	0,046	0,461	0,337
C ₆ H ₁₄	1,050	2,645	-0,307	-0,001	0,594	0,559
C ₇ H ₁₆	0,987	2,920	-0,348	-0,043	0,698	0,773
H ₂ O	0,824	0,363	-0,492	-0,249	1,117	1,977
CO	4,012	2,286	0,037	0,138	0,018	0,001
CO ₂	1,753	1,084	-0,089	0,123	0,157	0,039
O ₂	3,449	1,586	0,025	0,138	0,027	0,001
H ₂	16,064	6,093	0,078	0,139	0,000	0,000
N ₂	4,225	2,353	0,041	0,139	0,016	0,000
CH ₃ OH	1,040	0,988	-0,313	-0,007	0,609	0,589

$$H^R = Pr \times R \times Tc \left(B^0 - \left(Tr \times \frac{dB^0}{Tr} \right) + \left(\omega \left(B^1 - \left(Tr \times \frac{dB^1}{Tr} \right) \right) \right) \right)$$

$$\frac{H^R}{RTc} = \frac{H^R}{RTc}$$

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,221	-350,18651	-33712,792
C ₂ H ₆	-0,5932	-1505,7954	-2626,4797
C ₃ H ₈	-1,0095	-3103,6964	-5306,654
n-C ₄ H ₁₀	-1,5212	-5376,3417	-14,36575
i-C ₄ H ₁₀	-1,4469	-4909,1742	-393,04096
n-C ₅ H ₁₂	-2,1602	-8435,7735	-163,88378
i-C ₅ H ₁₂	-2,066	-7907,9506	-153,75315
C ₆ H ₁₄	-2,9308	-12368,483	-48,148724
C ₇ H ₁₆	-3,852	-17300,065	0
H ₂ O	-0,7474	-4020,7793	-1365660,8

CO	-0,0669	-73,951572	-85459,8
CO ₂	-0,3812	-964,18099	-2238971,9
O ₂	-0,1037	-133,35299	-37218,975
H ₂	0,24414	67,3687	4596382,2
N ₂	-0,0498	-52,286327	0
CH ₃ OH	-1,2807	-5457,9975	0
Total			826651,57

$$\Delta H_{\text{syngas in}} = \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}}$$

$$= 502275668 \text{ kJ/jam}$$

Panas Reaksi

Reaksi 1

	CO	+	2H ₂	→	CH ₃ OH
M	1136,3627		69435,621		
R	624,99947		1249,9989		624,99947
S	511,3632		68185,622		624,99947

reaksi 2

	CO ₂	+	3H ₂	→	CH ₃ OH	+	H ₂ O
M	2.279,742		69435,621				347,3946
R	410,353		1231,0605		410,35349		410,35349
S	1.869,388		68204,561		410,35349		757,7481

Komponen	$\Delta H_{298}^{\text{f}}$ (J/mol)	$\Delta H_{298}^{\text{f}} \times \text{kmol}$ (1)	$\Delta H_{298}^{\text{f}} \times \text{kmol}$ (2)
CO	-110525	-69078066,01	0
CO ₂	-393509	0	-161477792
H ₂	0	0	0
CH ₃ OH	-200660	-125412392,9	-82341531,58
H ₂ O	-241818	0	-99230860,58
ΔH_{Reaksi}		-194490458,9	-343050184,2

Penghitungan nilai ΔH reaktan Reaktor Metanol

Reaksi 1			
Komponen	n (Kmol)	$\langle C_p^{\text{ig}} \rangle_{\text{H}}$	n. $\langle C_p^{\text{ig}} \rangle_{\text{H}}$
CO	624,999	29,831	18644,208
H ₂	1249,999	28,905	36130,733
Reaksi 2			
Komponen	n (Kmol)	$\langle C_p^{\text{ig}} \rangle_{\text{H}}$	n. $\langle C_p^{\text{ig}} \rangle_{\text{H}}$
CO ₂	410,353	44,173	18126,680
H ₂	1231,060	28,905	35583,325

Total	108484,946
ΔH Reaktan =	25493962,351

Pengitungan nilai ΔH produk Reaktor Metanol

Reaksi 1			
Komponen	n (Kmol)	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	n. $\langle C_p^{ig} \rangle_H$
CH ₃ OH	624,999	55,510	34693,587
Reaksi 2			
Komponen	n (Kmol)	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	n. $\langle C_p^{ig} \rangle_H$
CH ₃ OH	410,353	55,510	22778,635
H ₂ O	410,353	34,493	14154,418
Total			71626,639
ΔH Produk =			16832260,195

$$\Delta H_{rxn}^{298} = \Delta H \text{ reaksi (1) \& (2)}$$

$$= -537540643 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{reaksi} = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{produk} + \Delta H_{reaksi}$$

$$\Delta H_{reaksi} = -495214421 \text{ kJ/jam}$$

Energi Keluar

$$T = 280 \quad C = 553,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ C}$$

$$\tau = 1,86$$

$$P = 77,3 \text{ bar}$$

Komposisi yang keluar ke Reaktor Metanol

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	0,00137	96,271	1544,4654
C ₂ H ₆	2,5E-05	1,74425	52,449347
C ₃ H ₈	2,4E-05	1,70979	75,396397
n-C ₄ H ₁₀	3,8E-08	0,00267	0,1553091
i-C ₄ H ₁₀	1,1E-06	0,08006	4,6535552
n-C ₅ H ₁₂	2,8E-07	0,01943	1,4016947
i-C ₅ H ₁₂	2,8E-07	0,01944	1,4028215
C ₆ H ₁₄	5,5E-08	0,00389	0,3354782
C ₇ H ₁₆	0	0	0
H ₂ O	0,01077	757,638	13637,477
CO	0,0074	520,028	14560,792
CO ₂	0,02708	1904,16	83783,136

O ₂	0,00397	279,101	8931,2376
H ₂	0,93438	65702,1	131404,25
N ₂	0	0	0
CH ₃ OH	0,01498	1053,58	33714,463
Total	1	70316,5	287711,62

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH^{ig}}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	42,9296	10947,05	1053883,1
C ₂ H ₆	68,8105	17546,669	30605,731
C ₃ H ₈	98,2616	25056,696	42841,568
n-C ₄ H ₁₀	129,036	32904,111	87,920792
i-C ₄ H ₁₀	129,368	32988,781	2641,1657
n-C ₅ H ₁₂	159,085	40566,665	788,09828
i-C ₅ H ₁₂	159,085	40566,665	788,73183
C ₆ H ₁₄	189,215	48249,877	187,82982
C ₇ H ₁₆	219,309	55923,916	0
H ₂ O	34,5909	8820,6798	6682878,7
CO	29,8829	7620,1469	3962692,1
CO ₂	44,5089	11349,78	21611822
O ₂	30,901	7879,7443	2199245,9
H ₂	28,924	7375,6201	484593913
N ₂	29,5701	7540,3775	0
CH ₃ OH	56,2607	14346,475	15115116
Total			535297491

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	2,9022	1,6808	0,0063	0,1370	0,0423	0,0028
C ₂ H ₆	1,8118	1,5866	-0,0801	0,1248	0,1439	0,0328
C ₃ H ₈	1,4958	1,8197	-0,1386	0,1073	0,2369	0,0890
n-C ₄ H ₁₀	1,3012	2,0364	-0,1939	0,0821	0,3404	0,1836
i-C ₄ H ₁₀	1,3554	2,1190	-0,1764	0,0910	0,3061	0,1485
n-C ₅ H ₁₂	1,1777	2,2938	-0,2418	0,0525	0,4412	0,3085
i-C ₅ H ₁₂	1,2015	2,3188	-0,2316	0,0594	0,4189	0,2780
C ₆ H ₁₄	1,0897	2,5554	-0,2848	0,0191	0,5398	0,4618
C ₇ H ₁₆	1,0240	2,8212	-0,3233	-0,0167	0,6347	0,6383

H ₂ O	0,8548	0,3505	-0,4594	-0,1934	1,0149	1,6323
CO	4,1622	2,2092	0,0399	0,1386	0,0166	0,0004
CO ₂	1,8184	1,0470	-0,0791	0,1250	0,1426	0,0322
O ₂	3,5779	1,5328	0,0281	0,1382	0,0245	0,0010
H ₂	16,6662	5,8873	0,0783	0,1390	0,0004	0,0000
N ₂	4,3831	2,2735	0,0433	0,1387	0,0145	0,0003
CH ₃ OH	1,0791	0,9547	-0,2906	0,0141	0,5538	0,4860

$$H^R = Pr \times R \times T_c \left(B^0 - \left(Tr \times \frac{dB^0}{Tr} \right) + \left(\omega \left(B^1 - \left(Tr \times \frac{dB^1}{Tr} \right) \right) \right) \right)$$

$$\frac{H^R}{RT_c} = \frac{H^R}{RT_c}$$

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,1931	-306,06989	-29465,643
C ₂ H ₆	-0,5304	-1346,4108	-2348,4735
C ₃ H ₈	-0,9042	-2779,9344	-4753,0906
n-C ₄ H ₁₀	-1,3607	-4809,2207	-12,850385
i-C ₄ H ₁₀	-1,2953	-4394,9822	-351,87344
n-C ₅ H ₁₂	-1,9262	-7522,1419	-146,13445
i-C ₅ H ₁₂	-1,8455	-7064,0189	-137,3447
C ₆ H ₁₄	-2,6034	-10986,925	-42,770516
C ₇ H ₁₆	-3,4074	-15303,599	0
H ₂ O	-0,6572	-3535,7067	-2678784,4
CO	-0,0496	-54,815734	-28505,733
CO ₂	-0,3387	-856,71356	-1631321,6
O ₂	-0,0869	-111,75928	-31192,145
H ₂	0,24025	66,294501	4355689,6
N ₂	-0,0339	-35,564336	0
CH ₃ OH	-1,1227	-4784,7302	-5041081,6
Total			-5092454

$$\Delta H_{out} = \Delta H^{ig} + \Delta H_R$$

$$= 530205037 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{massa CW} = Q/4,2 \cdot dT$$

$$= 12455804,53 \text{ kg}$$

Neraca Energi Reaktor Metanol

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <19>		aliran <20>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
CH ₄	924188,8232	CH ₄	1024417,43
C ₂ H ₆	25098,54878	C ₂ H ₆	28257,25783
C ₃ H ₈	33485,27465	C ₃ H ₈	38088,47765
n-C ₄ H ₁₀	65,2815117	n-C ₄ H ₁₀	75,07040743
i-C ₄ H ₁₀	1999,008395	i-C ₄ H ₁₀	2289,292215
n-C ₅ H ₁₂	550,1325849	n-C ₅ H ₁₂	641,963838
i-C ₅ H ₁₂	560,8372186	i-C ₅ H ₁₂	651,3871285
C ₆ H ₁₄	122,0420611	C ₆ H ₁₄	145,0593049
C ₇ H ₁₆	0	C ₇ H ₁₆	0
H ₂ O	1387517,517	H ₂ O	4004094,315
CO	8015689,072	CO	3934186,325
CO ₂	21866636,17	CO ₂	19980500,59
O ₂	1983962,21	O ₂	2168053,74
H ₂	468035792,7	H ₂	488949602,1
N ₂	0	N ₂	0
CH ₃ OH	0	CH ₃ OH	10074034,35
Total	502275667,6	Total	530205037,4
Panas Reaksi			
Panas Reaksi	-495214420,6		
Total	-495214420,6		
Qc			
Qc	523143790,3		
Total	523143790,3		
Total Masuk	530205037,4	Total Keluar	530205037,4

14. Produk Expander (G-211)

Persamaan umum neraca panas:

$$\Delta E = Q + W - \Delta(H + EP + EK)$$

Asumsi :

- (1) Proses merupakan *steady state*, $\Delta E = 0$
- (2) $m_1 = m_2$, $m_{18} = m_{19}$
- (3) ΔEP dan ΔEK diabaikan

$$0 = Q + W - \Delta H$$

$$\Delta H = Q + W$$

Energi masuk

$$\Delta H_{19} = 530205037,4 \quad \text{kJ}$$

Menghitung T keluar

Asumsi awal kompresor bekerja dengan menggunakan efisiensi sebesar 100% sehingga hal tersebut berarti kompresor bekerja secara isentropis atau $\Delta S=0$

$$\Delta S \text{ masuk} = \Delta S \text{ keluar}$$

Kapasitas Panas (C_p) Komponen

Menggunakan data berikut.

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0

$$\frac{C_p^{ig}}{R} = A + \left[\frac{BT_0}{C_p^{ig}/R} + \left(CT_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Komponen	$\frac{C_p^{ig}}{R}$
CH ₄	4,3962574
C ₂ H ₆	6,741608
C ₃ H ₈	9,5661987
n-C ₄ H ₁₀	12,639299
i-C ₄ H ₁₀	12,629174
n-C ₅ H ₁₂	15,604657
i-C ₅ H ₁₂	15,604657
C ₆ H ₁₄	18,584016
C ₇ H ₁₆	21,556806
H ₂ O	4,0522768
CO	3,5233654
CO ₂	4,7662274
O ₂	3,5770403

H ₂	3,465525
N ₂	3,5087897
CH ₃ OH	5,7840666
Total	145,99997

$$\Delta S_{ig} = 145,99997 \text{ J/mol}$$

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
O ₂	154,6	50,43	0,022
H ₂	33,19	13,13	-0,216
N ₂	126,2	34	0,038
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,79225	0,21744	-0,0829	0,12417	0,14807086	0,0347431
C ₂ H ₆	1,11891	0,20525	-0,2696	0,0317	0,5040107	0,4025401
C ₃ H ₈	0,92375	0,2354	-0,3961	-0,101	0,82959098	1,0905804
n-C ₄ H ₁₀	0,80358	0,26344	-0,5158	-0,2919	1,19186465	2,2510416
i-C ₄ H ₁₀	0,83706	0,27412	-0,4779	-0,224	1,0718727	1,8206064
n-C ₅ H ₁₂	0,72728	0,29674	-0,6194	-0,5162	1,54484005	3,7817838
i-C ₅ H ₁₂	0,74197	0,29998	-0,5973	-0,4634	1,46655035	3,4081885
C ₆ H ₁₄	0,67298	0,33058	-0,7123	-0,7687	1,89019348	5,661639
C ₇ H ₁₆	0,63236	0,36496	-0,7956	-1,0399	2,22224518	7,825527
H ₂ O	0,5279	0,04534	-1,0898	-2,3776	3,55365861	20,011565
CO	2,57037	0,2858	-0,0102	0,13574	0,05798491	0,0053279

CO ₂	1,12295	0,13545	-0,2675	0,03332	0,49930281	0,3950551
O ₂	2,20959	0,19829	-0,0357	0,13284	0,08592009	0,0116982
H ₂	10,2923	0,76161	0,07288	0,13899	0,00157315	3,922E-06
N ₂	2,70683	0,29412	-0,0028	0,13637	0,05068791	0,0040713
CH ₃ OH	0,66641	0,1235	-0,7248	-0,8068	1,93898491	5,9576984

$$\frac{S^R}{R} = -P_r \left(\frac{dB^0}{dT_r} + \omega \frac{dB^1}{dT_r} \right)$$

Komponen	S ^R
CH ₄	-0,2684339
C ₂ H ₆	-0,9287801
C ₃ H ₈	-1,9480736
n-C ₄ H ₁₀	-3,5964686
i-C ₄ H ₁₀	-3,1938761
n-C ₅ H ₁₂	-6,1623505
i-C ₅ H ₁₂	-5,5466392
C ₆ H ₁₄	-9,8788097
C ₇ H ₁₆	-15,05374
H ₂ O	-3,942185
CO	-0,1383861
CO ₂	-0,6619164
O ₂	-0,142074
H ₂	-0,0099559
N ₂	-0,1243252
CH ₃ OH	-5,4411436
Total	-57,037158

$$S_R = -57,03715792$$

$$\begin{aligned} \Delta S \text{ masuk} &= (\Delta S_{\text{ig}} + S_R) \times \text{Jumlah mol} \\ &= 625551,6 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menghitung asumsi T_{out}

$$\Delta S \text{ keluar} = 625551,6 \text{ kJ/jam}$$

Dari nilai ΔS keluar dapat diketahui T keluar ketika *feed* mengalami penurunan tekanan dari 77,3 bar menjadi 10 bar menggunakan goal seek.

$$\begin{aligned} T_0 &= 298,15 \text{ K} \\ T &= 68,4522 \text{ C} = 341,602 \text{ K} \\ P &= 10 \text{ bar} \\ P_0 &= 1 \text{ bar} \\ \tau &= 1,15 \end{aligned}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_S}{R} = A + \left[B T_0 + \left(C T_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Komponen	C_p^{ig}/R
CH ₄	4,3962574
C ₂ H ₆	6,741608
C ₃ H ₈	9,5661987
n-C ₄ H ₁₀	12,639299
i-C ₄ H ₁₀	12,629174
n-C ₅ H ₁₂	15,604657
i-C ₅ H ₁₂	15,604657
C ₆ H ₁₄	18,584016
C ₇ H ₁₆	21,556806
H ₂ O	4,0522768
CO	3,5233654
CO ₂	4,7662274
O ₂	3,5770403
H ₂	3,465525
N ₂	3,5087897
CH ₃ OH	5,7840666
Total	145,99997

$$\frac{\Delta S_{ig}}{R} = \frac{\langle C_p^{ig} \rangle_S}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0}$$

$$\Delta S_{ig} = 145,99997 \text{ J/mol}$$

Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH ₄	1,79225	0,21744	-0,0829	0,12417	0,14807086	0,0347431
C ₂ H ₆	1,11891	0,20525	-0,2696	0,0317	0,5040107	0,4025401
C ₃ H ₈	0,92375	0,2354	-0,3961	-0,101	0,82959098	1,0905804
n-C ₄ H ₁₀	0,80358	0,26344	-0,5158	-0,2919	1,19186465	2,2510416
i-C ₄ H ₁₀	0,83706	0,27412	-0,4779	-0,224	1,0718727	1,8206064
n-C ₅ H ₁₂	0,72728	0,29674	-0,6194	-0,5162	1,54484005	3,7817838
i-C ₅ H ₁₂	0,74197	0,29998	-0,5973	-0,4634	1,46655035	3,4081885
C ₆ H ₁₄	0,67298	0,33058	-0,7123	-0,7687	1,89019348	5,661639
C ₇ H ₁₆	0,63236	0,36496	-0,7956	-1,0399	2,22224518	7,825527
H ₂ O	0,5279	0,04534	-1,0898	-2,3776	3,55365861	20,011565

CO	2,57037	0,2858	-0,0102	0,13574	0,05798491	0,0053279
CO ₂	1,12295	0,13545	-0,2675	0,03332	0,49930281	0,3950551
O ₂	2,20959	0,19829	-0,0357	0,13284	0,08592009	0,0116982
H ₂	10,2923	0,76161	0,07288	0,13899	0,00157315	3,922E-06
N ₂	2,70683	0,29412	-0,0028	0,13637	0,05068791	0,0040713
CH ₃ OH	0,66641	0,1235	-0,7248	-0,8068	1,93898491	5,9576984

$$\frac{S^R}{R} = -P_r \left(\frac{dB^0}{dT_r} + \omega \frac{dB^1}{dT_r} \right)$$

Komponen	S ^R
CH ₄	-0,2684339
C ₂ H ₆	-0,9287801
C ₃ H ₈	-1,9480736
n-C ₄ H ₁₀	-3,5964686
i-C ₄ H ₁₀	-3,1938761
n-C ₅ H ₁₂	-6,1623505
i-C ₅ H ₁₂	-5,5466392
C ₆ H ₁₄	-9,8788097
C ₇ H ₁₆	-15,05374
H ₂ O	-3,942185
CO	-0,1383861
CO ₂	-0,6619164
O ₂	-0,142074
H ₂	-0,0099559
N ₂	-0,1243252
CH ₃ OH	-5,4411436
Total	-57,037158

$$\begin{aligned} \Delta S_{\text{keluar}} &= (\Delta S_{\text{ig}} + S_R) \times \text{Jumlah mol} \\ &= 6255551,6 \end{aligned}$$

Energi keluar

$$\begin{aligned} T_{\text{ref}} &= 25 \text{ C} & P_{\text{ref}} &= 1 \text{ bar} \\ &= 298,15 \text{ K} & P_{\text{in}} &= 10 \text{ bar} \\ T_{\text{out}} &= 341,602 \text{ K} & R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \\ \tau &= 1,15 \end{aligned}$$

dari neraca massa didapatkan

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	0,00137	96,271	1544,4654
C ₂ H ₆	2,5E-05	1,74425	52,449347

C ₃ H ₈	2,4E-05	1,70979	75,396397
n-C ₄ H ₁₀	3,8E-08	0,00267	0,1553091
i-C ₄ H ₁₀	1,1E-06	0,08006	4,6535552
n-C ₅ H ₁₂	2,8E-07	0,01943	1,4016947
i-C ₅ H ₁₂	2,8E-07	0,01944	1,4028215
C ₆ H ₁₄	5,5E-08	0,00389	0,3354782
C ₇ H ₁₆	0	0	0
H ₂ O	0,01077	757,638	13637,477
CO	0,0074	520,028	14560,792
CO ₂	0,02708	1904,16	83783,136
O ₂	0,00397	279,101	8931,2376
H ₂	0,93438	65702,1	131404,25
N ₂	0	0	0
CH ₃ OH	0,01498	1053,58	33714,463
Total	1	70316,5	287711,62

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH} ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	36,4572	1584,1437	152507,04
C ₂ H ₆	55,7931	2424,3316	4228,6342
C ₃ H ₈	79,1191	3437,8978	5878,0667
n-C ₄ H ₁₀	104,547	4542,7817	12,138452
i-C ₄ H ₁₀	104,434	4537,8679	363,31324
n-C ₅ H ₁₂	129,072	5608,4534	108,95676
i-C ₅ H ₁₂	129,072	5608,4534	109,04435
C ₆ H ₁₄	153,715	6679,2478	26,001349
C ₇ H ₁₆	178,303	7747,6356	0
H ₂ O	33,6935	1464,0573	1109224,9
CO	29,2963	1272,9896	661990,61
CO ₂	39,6613	1723,372	3281579,8
O ₂	29,7473	1292,5859	360762,23
H ₂	28,812	1251,9452	82255459
N ₂	29,1735	1267,6526	0
CH ₃ OH	47,9307	2082,6936	2194278
Total			90026527

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
O ₂	154,6	50,43	0,022
H ₂	33,19	13,13	-0,216
N ₂	126,2	34	0,038
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564

Menghitung H^R

$$Tr = \frac{T}{Tc \text{ zat murni}}; Pr = \frac{P}{Pc \text{ zat murni}}; B^0 = 0,083 - \left(\frac{0,422}{Tr^{1,6}}\right)$$

$$B^1 = 0,139 - \left(\frac{0,172}{Tr^{4,6}}\right); dB^0/Tr = \frac{0,675}{Tr^{2,6}}; dB^1/Tr = \frac{0,722}{Tr^{5,2}}$$

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,79225	0,21744	-0,0829	0,12417	0,14807086	0,0347431
C ₂ H ₆	1,11891	0,20525	-0,2696	0,0317	0,5040107	0,4025401
C ₃ H ₈	0,92375	0,2354	-0,3961	-0,101	0,82959098	1,0905804
n-C ₄ H ₁₀	0,80358	0,26344	-0,5158	-0,2919	1,19186465	2,2510416
i-C ₄ H ₁₀	0,83706	0,27412	-0,4779	-0,224	1,0718727	1,8206064
n-C ₅ H ₁₂	0,72728	0,29674	-0,6194	-0,5162	1,54484005	3,7817838
i-C ₅ H ₁₂	0,74197	0,29998	-0,5973	-0,4634	1,46655035	3,4081885
C ₆ H ₁₄	0,67298	0,33058	-0,7123	-0,7687	1,89019348	5,661639
C ₇ H ₁₆	0,63236	0,36496	-0,7956	-1,0399	2,22224518	7,825527
H ₂ O	0,5279	0,04534	-1,0898	-2,3776	3,55365861	20,011565

CO	2,57037	0,2858	-0,0102	0,13574	0,05798491	0,0053279
CO ₂	1,12295	0,13545	-0,2675	0,03332	0,49930281	0,3950551
O ₂	2,20959	0,19829	-0,0357	0,13284	0,08592009	0,0116982
H ₂	10,2923	0,76161	0,07288	0,13899	0,00157315	3,922E-06
N ₂	2,70683	0,29412	-0,0028	0,13637	0,05068791	0,0040713
CH ₃ OH	0,66641	0,1235	-0,7248	-0,8068	1,93898491	5,9576984

$$H^R = Pr \times R \times T_c \left(B^0 - \left(Tr \times \frac{dB^0}{Tr} \right) + \left(\omega \left(B^1 - \left(Tr \times \frac{dB^1}{Tr} \right) \right) \right) \right)$$

$$\frac{H^R}{RT_c} = \frac{H^R}{RT_c}$$

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,0756	-119,75244	-11528,682
C ₂ H ₆	-0,1797	-456,06375	-795,48803
C ₃ H ₈	-0,3133	-963,25693	-1646,9624
n-C ₄ H ₁₀	-0,4989	-1763,138	-4,7111588
i-C ₄ H ₁₀	-0,4637	-1573,2635	-125,95947
n-C ₅ H ₁₂	-0,7615	-2973,5779	-57,768408
i-C ₅ H ₁₂	-0,7051	-2698,8304	-52,472971
C ₆ H ₁₄	-1,1116	-4691,0999	-18,261776
C ₇ H ₁₆	-1,5682	-7042,9807	0
H ₂ O	-0,3369	-1812,6027	-1373296
CO	-0,0438	-48,429979	-25184,959
CO ₂	-0,1246	-315,20316	-600197,94
O ₂	-0,0443	-56,884506	-15876,532
H ₂	0,02031	5,6056083	368300,37
N ₂	-0,0398	-41,727717	0
CH ₃ OH	-0,5819	-2479,7273	-2612583,6
Total			-4273068,9

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} \\ &= 85753459 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kerja Kompresor

$$\begin{aligned} W_s &= \text{Energi keluar} - \text{Energi masuk} \\ &= 85753458,55 - 530205037 \\ &= -444451579 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

sehingga kerja sistem akan hilang sebesar 444451579 kJ/jam

$$\text{Asumsi } \eta = 90\%$$

$$W_{\text{kompresor}} = \frac{W_s}{\eta}$$

$$= \frac{-444451579}{0,9} \text{ kJ/jam} = -493835088 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung T keluar sebenarnya

$$\begin{aligned} \text{Energi keluar} &= \text{Energi masuk} + W_{\text{kompresor}} \\ &= 36369949,79 \end{aligned}$$

Evaluasi Energi keluar

$$\begin{aligned} T_{\text{ref}} &= 25 \text{ C} & P_{\text{ref}} &= 1 \text{ bar} \\ &= 298,15 \text{ K} & P_{\text{out}} &= 10 \text{ bar} \\ T_{\text{out}} &= 318,356 \text{ K} & R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \\ \tau &= 1,07 \end{aligned}$$

dari neraca massa didapatkan

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	0,00137	96,271	1544,4654
C ₂ H ₆	2,5E-05	1,74425	52,449347
C ₃ H ₈	2,4E-05	1,70979	75,396397
n-C ₄ H ₁₀	3,8E-08	0,00267	0,1553091
i-C ₄ H ₁₀	1,1E-06	0,08006	4,6535552
n-C ₅ H ₁₂	2,8E-07	0,01943	1,4016947
i-C ₅ H ₁₂	2,8E-07	0,01944	1,4028215
C ₆ H ₁₄	5,5E-08	0,00389	0,3354782
C ₇ H ₁₆	0	0	0
H ₂ O	0,01077	757,638	13637,477
CO	0,0074	520,028	14560,792
CO ₂	0,02708	1904,16	83783,136
O ₂	0,00397	279,101	8931,2376
H ₂	0,93438	65702,1	131404,25
N ₂	0	0	0
CH ₃ OH	0,01498	1053,58	33714,463
Total	1	70316,5	287711,62

$$\frac{\langle C_p \rangle_{\text{H}}^{\text{ig}}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0} \right]$$

Menghitung H^{ig}

Komponen	C _{pH} ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	35,7132	721,60582	69469,688
C ₂ H ₆	54,2785	1096,729	1912,9667
C ₃ H ₈	76,8821	1553,4475	2656,0615
n-C ₄ H ₁₀	101,683	2054,5673	5,4898667
i-C ₄ H ₁₀	101,513	2051,128	164,21852
n-C ₅ H ₁₂	125,56	2537,019	49,287273
i-C ₅ H ₁₂	125,56	2537,019	49,326895

C ₆ H ₁₄	149,56	3021,9435	11,763991
C ₇ H ₁₆	173,502	3505,7013	0
H ₂ O	33,6255	679,42342	514756,72
CO	29,224	590,48848	307070,72
CO ₂	38,8359	784,70217	1494200,2
O ₂	29,5631	597,33983	166718,25
H ₂	28,8207	582,3393	38260929
N ₂	29,14	588,79157	0
CH ₃ OH	46,9631	948,9177	999757,83
Total			41817752

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
O ₂	154,6	50,43	0,022
H ₂	33,19	13,13	-0,216
N ₂	126,2	34	0,038
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564

$$Tr = \frac{T}{Tc \text{ zat murni}}; Pr = \frac{P}{Pc \text{ zat murni}}; B^0 = 0,083 - \left(\frac{0,422}{Tr^{1,6}}\right)$$

$$B^1 = 0,139 - \left(\frac{0,172}{Tr^{4,6}}\right); dB^0/Tr = \frac{0,675}{Tr^{2,6}}; dB^1/Tr = \frac{0,722}{Tr^{5,2}}$$

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,67028	0,21744	-0,1027	0,11906	0,17784877	0,0501223
C ₂ H ₆	1,04276	0,20525	-0,3117	-0,0053	0,60537017	0,5807266
C ₃ H ₈	0,86089	0,2354	-0,4533	-0,1837	0,99642654	1,5733314

n-C ₄ H ₁₀	0,7489	0,26344	-0,5873	-0,4404	1,43155554	3,2474768
i-C ₄ H ₁₀	0,78009	0,27412	-0,5449	-0,3491	1,28743252	2,6265072
n-C ₅ H ₁₂	0,67778	0,29674	-0,7033	-0,7419	1,85551635	5,4558098
i-C ₅ H ₁₂	0,69148	0,29998	-0,6785	-0,6709	1,76148213	4,9168407
C ₆ H ₁₄	0,62718	0,33058	-0,8072	-1,0814	2,27032234	8,1677925
C ₇ H ₁₆	0,58933	0,36496	-0,9004	-1,446	2,66915157	11,289537
H ₂ O	0,49197	0,04534	-1,2298	-3,2446	4,26831996	28,869788
CO	2,39545	0,2858	-0,0213	0,13461	0,06964602	0,0076864
CO ₂	1,04653	0,13545	-0,3094	-0,0031	0,5997155	0,5699283
O ₂	2,05922	0,19829	-0,0499	0,13072	0,10319912	0,0168765
H ₂	9,59191	0,76161	0,07167	0,13899	0,00188951	5,658E-06
N ₂	2,52263	0,29412	-0,013	0,13547	0,06088154	0,0058736
CH ₃ OH	0,62106	0,1235	-0,8213	-1,1326	2,32892602	8,5949042

$$H^R = Pr \times R \times T_c \left(B^0 - \left(Tr \times \frac{dB^0}{Tr} \right) + \left(\omega \left(B^1 - \left(Tr \times \frac{dB^1}{Tr} \right) \right) \right) \right)$$

$$\frac{H^R}{RT_c} = \frac{H^R}{RT_c}$$

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,0868	-137,60127	-13247,007
C ₂ H ₆	-0,2061	-523,07039	-912,36419
C ₃ H ₈	-0,3637	-1118,1274	-1911,7577
n-C ₄ H ₁₀	-0,5885	-2079,8046	-5,5573017
i-C ₄ H ₁₀	-0,5437	-1844,58	-147,68176
n-C ₅ H ₁₂	-0,9139	-3568,7254	-69,33048
i-C ₅ H ₁₂	-0,8403	-3216,4675	-62,537316
C ₆ H ₁₄	-1,3549	-5717,8356	-22,25871
C ₇ H ₁₆	-1,9373	-8700,7834	0
H ₂ O	-0,4239	-2280,5953	-1727864,7
CO	-0,0522	-57,649017	-29979,121
CO ₂	-0,1451	-366,9842	-698797,44
O ₂	-0,0516	-66,333377	-18513,723
H ₂	0,01793	4,9462628	324979,98
N ₂	-0,0477	-49,996729	0
CH ₃ OH	-0,7308	-3114,3892	-3281248,7
Total			-5447802,2

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} \\ &= 36369950 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sehingga temperatur yang keluar dari kompresor adalah $45,2^{\circ}\text{C}$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <18>		aliran <19>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
CH ₄	1024417,43	CH ₄	56222,68093
C ₂ H ₆	28257,25783	C ₂ H ₆	1000,602503
C ₃ H ₈	38088,47765	C ₃ H ₈	744,303728
n-C ₄ H ₁₀	75,07040743	n-C ₄ H ₁₀	-0,067434964
i-C ₄ H ₁₀	2289,292215	i-C ₄ H ₁₀	16,53675845
n-C ₅ H ₁₂	641,963838	n-C ₅ H ₁₂	-20,04320689
i-C ₅ H ₁₂	651,3871285	i-C ₅ H ₁₂	-13,210421
C ₆ H ₁₄	145,0593049	C ₆ H ₁₄	-10,49471981
C ₇ H ₁₆	0	C ₇ H ₁₆	0
H ₂ O	4004094,315	H ₂ O	-1213107,983
CO	3934186,325	CO	277091,5998
CO ₂	19980500,59	CO ₂	795402,7706
O ₂	2168053,74	O ₂	148204,5246
H ₂	488949602,1	H ₂	38585909,42
N ₂	0	N ₂	0
CH ₃ OH	10074034,35	CH ₃ OH	-2281490,858
Total	530205037,4	Total	36369949,79
W_{kompresor}			
W _{kompresor}	-493835087,6		
Total	-493835087,6		
Total Masuk	36369949,79	Total Keluar	36369949,79

15. Produk Cooler (E-213)

Kondisi Operasi

Aliran 21

$$\begin{aligned} T &= 45,2^{\circ}\text{C} \\ &= 318^{\circ}\text{K} \\ P &= 10 \text{ bar} \end{aligned}$$

Aliran 22

$$\begin{aligned} T &= 33^{\circ}\text{C} \\ &= 306^{\circ}\text{K} \\ P &= 10 \text{ bar} \end{aligned}$$

Teferensi

$$\begin{aligned} T &= 25^{\circ}\text{C} \\ &= 298^{\circ}\text{K} \\ P &= 1 \text{ bar} \end{aligned}$$

Energi Masuk

$$\Delta H_{21} = 36369949,79 \text{ kJ/jam}$$

cooling water supply

$$T = 30 \text{ C}$$

$$= 303 \text{ K}$$

Komponen	C1	C2	C3	C4
H ₂ O	276370	-2090,1	8,13	-0,01

Untuk menghitung kapasitas panas komponen yang berfase liquid menggunakan

persamaan : $(Cp) = [C1 + C2 T + C3T^2 + C4 T^3 + C5 T^4]$

$$\Delta H = Cp \Delta T$$

$$Cp \text{ H}_2\text{O} = 75314,973 \text{ J/kmol.K} = 75,314973 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 376574,87 \text{ J/kmol} = 376,57487 \text{ kJ/kmol}$$

Energi Keluar

$$T = 306 \text{ K}$$

$$P = 10 \text{ bar}$$

Komposisi gas yang keluar Cooler

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	0,00137	96,271	1544,4654
C ₂ H ₆	2,5E-05	1,74425	52,449347
C ₃ H ₈	2,4E-05	1,70979	75,396397
n-C ₄ H ₁₀	3,8E-08	0,00267	0,1553091
i-C ₄ H ₁₀	1,1E-06	0,08006	4,6535552
n-C ₅ H ₁₂	2,8E-07	0,01943	1,4016947
i-C ₅ H ₁₂	2,8E-07	0,01944	1,4028215
C ₆ H ₁₄	5,5E-08	0,00389	0,3354782
C ₇ H ₁₆	0	0	0
H ₂ O	0,01077	757,638	13637,477
CO	0,0074	520,028	14560,792
CO ₂	0,02708	1904,16	83783,136
O ₂	0,00397	279,101	8931,2376
H ₂	0,93438	65702,1	131404,25
N ₂	0	0	0
CH ₃ OH	0,01498	1053,58	33714,463
Total	1	70316,5	287711,62

Komposisi gas yang keluar Cooler

Komponen		kgmol	Massa (kg)
----------	--	-------	------------

	Fraksi Mol		
CH ₄	0,00137	96,271	1544,4654
C ₂ H ₆	2,5E-05	1,74425	52,449347
C ₃ H ₈	2,4E-05	1,70979	75,396397
n-C ₄ H ₁₀	3,8E-08	0,00267	0,1553091
i-C ₄ H ₁₀	1,1E-06	0,08006	4,6535552
n-C ₅ H ₁₂	2,8E-07	0,01943	1,4016947
i-C ₅ H ₁₂	2,8E-07	0,01944	1,4028215
C ₆ H ₁₄	5,5E-08	0,00389	0,3354782
C ₇ H ₁₆	0	0	0
H ₂ O	0,01077	757,638	13637,477
CO	0,0074	520,028	14560,792
CO ₂	0,02708	1904,16	83783,136
O ₂	0,00397	279,101	8931,2376
H ₂	0,93438	65702,1	131404,25
N ₂	0	0	0
CH ₃ OH	0,01498	1053,58	33714,463
Total	1	70316,5	287711,62

Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,03$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes Hal 635 :

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0

$$\frac{\langle C_p \rangle_{H}^{ig}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{4 T_0^3} \right]$$

Komponen	C_{pH}^{ig}	H^{ig} (J/mol)	$H^{ig} \times kmol$
CH ₄	35,32	282,55967	27202,292
C ₂ H ₆	53,4766	427,81281	746,2114
C ₃ H ₈	75,6969	605,57559	1035,4042
n-C ₄ H ₁₀	100,166	801,32761	2,1411719
i-C ₄ H ₁₀	99,9651	799,72073	64,027674
n-C ₅ H ₁₂	123,7	989,59686	19,225134
i-C ₅ H ₁₂	123,7	989,59686	19,240589
C ₆ H ₁₄	147,358	1178,8643	4,589149
C ₇ H ₁₆	170,957	1367,6598	0
H ₂ O	33,5942	268,75362	203617,85
CO	29,1849	233,47944	121415,92
CO ₂	38,3606	306,88458	584358,02
O ₂	29,4582	235,66524	65774,444
H ₂	28,8283	230,62622	15152632
N ₂	29,1239	232,99132	0
CH ₃ OH	46,451	371,60784	391517,46
Total			16548409

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
O ₂	154,6	50,43	0,022
H ₂	33,19	13,13	-0,216
N ₂	126,2	34	0,038

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,60624	0,21744	-0,1147	0,1155	0,1968767	0,0614212
C ₂ H ₆	1,00278	0,20525	-0,3371	-0,031	0,6701382	0,7116368
C ₃ H ₈	0,82788	0,2354	-0,4879	-0,2412	1,1030334	1,9279996
n-C ₄ H ₁₀	0,72018	0,26344	-0,6305	-0,5438	1,5847164	3,9795391
i-C ₄ H ₁₀	0,75018	0,27412	-0,5854	-0,4362	1,4251738	3,2185875

n-C ₅ H ₁₂	0,6518	0,29674	-0,754	-0,8991	2,0540364	6,6856854
i-C ₅ H ₁₂	0,66497	0,29998	-0,7276	-0,8155	1,9499416	6,0252192
C ₆ H ₁₄	0,60313	0,33058	-0,8647	-1,2991	2,5132222	10,009017
C ₇ H ₁₆	0,56673	0,36496	-0,9639	-1,7288	2,9547218	13,83448
H ₂ O	0,47311	0,04534	-1,3146	-3,8484	4,7249838	35,377758
CO	2,30361	0,2858	-0,028	0,13383	0,0770974	0,0094191
CO ₂	1,00641	0,13545	-0,3347	-0,0284	0,6638785	0,6984043
O ₂	1,98027	0,19829	-0,0584	0,12924	0,1142403	0,0206808
H ₂	9,22416	0,76161	0,07094	0,13898	0,0020917	6,933E-06
N ₂	2,42591	0,29412	-0,0192	0,13484	0,0673952	0,0071976
CH ₃ OH	0,59725	0,1235	-0,8796	-1,3596	2,5780958	10,53241

$$H^R = Pr \times R \times T_c \left(B^0 - \left(Tr \times \frac{dB^0}{Tr} \right) + \left(\omega \left(B^1 - \left(Tr \times \frac{dB^1}{Tr} \right) \right) \right) \right)$$

$$\frac{H^R}{RT_c} = \frac{H^R}{RT_c}$$

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,0937	-148,41502	-14288,057
C ₂ H ₆	-0,2224	-564,54134	-984,69977
C ₃ H ₈	-0,3956	-1216,1785	-2079,404
n-C ₄ H ₁₀	-0,6464	-2284,5772	-6,1044604
i-C ₄ H ₁₀	-0,595	-2018,7808	-161,62872
n-C ₅ H ₁₂	-1,0141	-3960,1918	-76,935591
i-C ₅ H ₁₂	-0,9287	-3554,88	-69,117021
C ₆ H ₁₄	-1,5169	-6401,5215	-24,920201
C ₇ H ₁₆	-2,1853	-9814,6243	0
H ₂ O	-0,483	-2598,4356	-1968672,5
CO	-0,0572	-63,237292	-32885,181
CO ₂	-0,158	-399,65042	-760999,22
O ₂	-0,0561	-72,058332	-20111,565
H ₂	0,01648	4,547238	298763,2
N ₂	-0,0524	-55,006914	0
CH ₃ OH	-0,8317	-3544,3715	-3734268,2
Total			-6235864,3

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} \\ &= 10312545 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_c &= \Delta H_{20\text{in}} - \Delta H_{\text{out}} \\ &= 26057404,95 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Cooling Water return

T = 40 C
 = 313 K
 P = 1 bar
 R = 8,314 J/mol.K

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O	276	-2090,1	8,13	-0,01	0,00001

Untuk menghitung kapasitas panas komponen yang berfase liquid menggunakan

persamaan : $(Cp) = [C1 + C2 T + C3 T^2 + C4 T^3 + C5 T^4]$
 $\Delta H = Cp \Delta T$

Cp H₂O = -200851 J/kmol.K = -200,851 kJ/kmol.K
 ΔH H₂O = -62896489 J/kmol = -62896,489 kJ/kmol

Kebutuhan water

$$\begin{aligned} \Delta H_{20in} + \Delta H_{CWin} &= \Delta H_{out} + \Delta H_{CWout} \\ 36369950 + 376,57487 \text{ m} &= 10312545 + -62896,489 \text{ m} \\ 63273,064 \text{ m} &= -26057405 \\ &= 411,82461 \text{ kmol/jam} \\ &= 7413 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <20>		aliran <21>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
CH ₄	56222,68093	CH ₄	12914,23464
C ₂ H ₆	1000,602503	C ₂ H ₆	-238,4883736
C ₃ H ₈	744,303728	C ₃ H ₈	-1043,999782
n-C ₄ H ₁₀	-0,067434964	n-C ₄ H ₁₀	-3,963288491
i-C ₄ H ₁₀	16,53675845	i-C ₄ H ₁₀	-97,60105018
n-C ₅ H ₁₂	-20,04320689	n-C ₅ H ₁₂	-57,71045659
i-C ₅ H ₁₂	-13,210421	i-C ₅ H ₁₂	-49,87643192
C ₆ H ₁₄	-10,49471981	C ₆ H ₁₄	-20,33105189
C ₇ H ₁₆	0	C ₇ H ₁₆	0
H ₂ O	-1213107,983	H ₂ O	-1765054,683
CO	277091,5998	CO	88530,73576
CO ₂	795402,7706	CO ₂	-176641,2023
O ₂	148204,5246	O ₂	45662,87931
H ₂	38585909,42	H ₂	15451395,54
N ₂	0	N ₂	0
CH ₃ OH	-2281490,858	CH ₃ OH	-3342750,701
Total	36369949,79	Total	10312544,84
Qc			
		Panas Reaksi	26057404,95
		Total	26057404,95
Total Masuk	36369949,79	Total Keluar	36369949,79

16. Separator II (F-214)

Kondisi Operasi

Aliran 22

T = 33 C
 = 306 K
 P = 10 bar

Aliran 24

T = 33 C
 = 306 K
 P = 10 bar

Aliran 23

T = 33 C
 = 306 K
 P = 10 bar

Teferensi

T = 25 C
 = 298 K
 P = 1 bar

Energi Masuk $\Delta H_{22} = 10312406,06$ kJ/jam**Energi Keluar**

Menghitung neraca energi gas top Aliran 24

Komponen	BM	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	16	0,00581	96,2226	1543,6898
C ₂ H ₆	30	0,0002	1,74308	52,29234
C ₃ H ₈	44	0,00028	1,69351	74,514636
n-C ₄ H ₁₀	58	5,7E-08	0,00026	0,0151305
i-C ₄ H ₁₀	58	1,7E-05	0,0778	4,5126876
n-C ₅ H ₁₂	72	4,6E-06	0,01694	1,2197943
i-C ₅ H ₁₂	72	4,6E-06	0,01696	1,2207748
C ₆ H ₁₄	86	8,5E-07	0,00263	0,2263833
C ₇ H ₁₆	100	0	0	0
H ₂ O	18	0,0138	203,87	3669,6635
CO	28	0,05474	519,047	14555,574
CO ₂	44	0,31497	1903,4	83749,578
O ₂	32	0,03358	279,034	8929,0866
H ₂	2	0,49409	65688,4	131376,84
N ₂	28	0	0	0
CH ₃ OH	32	0,08251	685,619	21939,818
Total		1	69379,2	265898,25

Heat Capacity (Cp) pada gas

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0

C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0} \right]$$

Komponen	C _{pH} ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	35,32	282,55967	27188,631
C ₂ H ₆	53,4766	427,81281	745,7111
C ₃ H ₈	75,6969	605,57559	1025,551
n-C ₄ H ₁₀	100,166	801,32761	0,2090422
i-C ₄ H ₁₀	99,9651	799,72073	62,222238
n-C ₅ H ₁₂	123,7	989,59686	16,765341
i-C ₅ H ₁₂	123,7	989,59686	16,778819
C ₆ H ₁₄	147,358	1178,8643	3,1031994
C ₇ H ₁₆	170,957	1367,6598	0
H ₂ O	33,5942	268,75362	54790,853
CO	29,1849	233,47944	121186,73
CO ₂	38,3606	306,88458	584123,96
O ₂	29,4582	235,66524	65758,604
H ₂	28,8283	230,62622	15149471
N ₂	29,1239	232,99132	0
CH ₃ OH	46,451	371,60784	254781,5
Total			16259172

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	T _c (K)	P _c (bar)	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222

C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
O ₂	154,6	50,43	0,022
H ₂	33,19	13,13	-0,216
N ₂	126,2	34	0,038
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564

$$Tr = \frac{T}{T_{c \text{ zat murni}}}; Pr = \frac{P}{P_{c \text{ zat murni}}}; B^0 = 0,083 - \left(\frac{0,422}{Tr^{1,6}}\right)$$

$$B^1 = 0,139 - \left(\frac{0,172}{Tr^{4,6}}\right); dB^0/Tr = \frac{0,675}{Tr^{2,6}}; dB^1/Tr = \frac{0,722}{Tr^{5,2}}$$

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,60624	0,21744	-0,1147	0,1155	0,1968767	0,0614212
C ₂ H ₆	1,00278	0,20525	-0,3371	-0,031	0,6701382	0,7116368
C ₃ H ₈	0,82788	0,2354	-0,4879	-0,2412	1,1030334	1,9279996
n-C ₄ H ₁₀	0,72018	0,26344	-0,6305	-0,5438	1,5847164	3,9795391
i-C ₄ H ₁₀	0,75018	0,27412	-0,5854	-0,4362	1,4251738	3,2185875
n-C ₅ H ₁₂	0,6518	0,29674	-0,754	-0,8991	2,0540364	6,6856854
i-C ₅ H ₁₂	0,66497	0,29998	-0,7276	-0,8155	1,9499416	6,0252192
C ₆ H ₁₄	0,60313	0,33058	-0,8647	-1,2991	2,5132222	10,009017
C ₇ H ₁₆	0,56673	0,36496	-0,9639	-1,7288	2,9547218	13,83448
H ₂ O	0,47311	0,04534	-1,3146	-3,8484	4,7249838	35,377758
CO	2,30361	0,2858	-0,028	0,13383	0,0770974	0,0094191
CO ₂	1,00641	0,13545	-0,3347	-0,0284	0,6638785	0,6984043
O ₂	1,98027	0,19829	-0,0584	0,12924	0,1142403	0,0206808
H ₂	9,22416	0,76161	0,07094	0,13898	0,0020917	6,933E-06
N ₂	2,42591	0,29412	-0,0192	0,13484	0,0673952	0,0071976
CH ₃ OH	0,59725	0,1235	-0,8796	-1,3596	2,5780958	10,53241

$$H^R = Pr \times R \times T_c \left(B^0 - \left(Tr \times \frac{dB^0}{Tr} \right) + \left(\omega \left(B^1 - \left(Tr \times \frac{dB^1}{Tr} \right) \right) \right) \right)$$

$$\frac{H^R}{RT_c} = \frac{H^R}{RT_c}$$

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,0937	-148,41502	-14280,882

C ₂ H ₆	-0,2224	-564,54134	-984,03958
C ₃ H ₈	-0,3956	-1216,1785	-2059,6158
n-C ₄ H ₁₀	-0,6464	-2284,5772	-0,5959773
i-C ₄ H ₁₀	-0,595	-2018,7808	-157,07116
n-C ₅ H ₁₂	-1,0141	-3960,1918	-67,091933
i-C ₅ H ₁₂	-0,9287	-3554,88	-60,273724
C ₆ H ₁₄	-1,5169	-6401,5215	-16,851131
C ₇ H ₁₆	-2,1853	-9814,6243	0
H ₂ O	-0,483	-2598,4356	-529743,58
CO	-0,0572	-63,237292	-32823,107
CO ₂	-0,158	-399,65042	-760694,41
O ₂	-0,0561	-72,058332	-20106,722
H ₂	0,01648	4,547238	298700,88
N ₂	-0,0524	-55,006914	0
CH ₃ OH	-0,8317	-3544,3715	-2430089,5
Total			-3492382,9

$$\Delta H = \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}}$$

$$= 12766789,17 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung neraca panas Bottom liquid Aliran 23

Komponen	BM	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	16	3,6E-05	0,04835	0,7756263
C ₂ H ₆	30	7,2E-06	0,00523	0,1570066
C ₃ H ₈	44	4E-05	0,02004	0,8817615
n-C ₄ H ₁₀	58	6,4E-06	0,00242	0,1401787
i-C ₄ H ₁₀	58	6,5E-06	0,00243	0,1408676
n-C ₅ H ₁₂	72	8,3E-06	0,00253	0,1819005
i-C ₅ H ₁₂	72	8,3E-06	0,00253	0,1820467
C ₆ H ₁₄	86	5E-06	0,00127	0,1090949
C ₇ H ₁₆	100	0	0	0
H ₂ O	18	0,45696	553,767	9967,8132
CO	28	0,00024	0,18607	5,2180762
CO ₂	44	0,00154	0,76269	33,558498
O ₂	32	9,9E-05	0,06722	2,1509191
H ₂	2	0,00126	13,7059	27,411713
N ₂	28	0	0	0
CH ₃ OH	32	0,53979	367,958	11774,645
Total		1	936,532	21813,366

Heat Capacity (Cp) pada gas

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0

n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0

$$\frac{\langle C_p \rangle_{H}^{ig}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Komponen	C _{pH} ^{ig}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	35,32	282,55967	13,660916
C ₂ H ₆	53,4766	427,81281	2,2389816
C ₃ H ₈	75,6969	605,57559	12,135755
n-C ₄ H ₁₀	100,166	801,32761	1,9367074
i-C ₄ H ₁₀	99,9651	799,72073	1,9423232
n-C ₅ H ₁₂	123,7	989,59686	2,5001128
i-C ₅ H ₁₂	123,7	989,59686	2,5021227
C ₆ H ₁₄	147,358	1178,8643	1,4954428
C ₇ H ₁₆	170,957	1367,6598	0
H ₂ O	33,5942	268,75362	148826,99
CO	29,1849	233,47944	43,444633
CO ₂	38,3606	306,88458	234,05877
O ₂	29,4582	235,66524	15,840527
H ₂	28,8283	230,62622	3160,9298
N ₂	29,1239	232,99132	0
CH ₃ OH	46,451	371,60784	136735,95
Total			289055,63

$$Tr = \frac{T}{T_{c \text{ zat murni}}}; Pr = \frac{P}{P_{c \text{ zat murni}}}; B^0 = 0,083 - \left(\frac{0,422}{Tr^{1,6}} \right)$$

$$B^1 = 0,139 - \left(\frac{0,172}{Tr^{4,6}} \right); dB^0/Tr = \frac{0,675}{Tr^{2,6}}; dB^1/Tr = \frac{0,722}{Tr^{5,2}}$$

Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH ₄	1,60624	0,21744	-0,1147	0,1155	0,1968767	0,0614212
C ₂ H ₆	1,00278	0,20525	-0,3371	-0,031	0,6701382	0,7116368
C ₃ H ₈	0,82788	0,2354	-0,4879	-0,2412	1,1030334	1,9279996
n-C ₄ H ₁₀	0,72018	0,26344	-0,6305	-0,5438	1,5847164	3,9795391
i-C ₄ H ₁₀	0,75018	0,27412	-0,5854	-0,4362	1,4251738	3,2185875
n-C ₅ H ₁₂	0,6518	0,29674	-0,754	-0,8991	2,0540364	6,6856854
i-C ₅ H ₁₂	0,66497	0,29998	-0,7276	-0,8155	1,9499416	6,0252192
C ₆ H ₁₄	0,60313	0,33058	-0,8647	-1,2991	2,5132222	10,009017
C ₇ H ₁₆	0,56673	0,36496	-0,9639	-1,7288	2,9547218	13,83448
H ₂ O	0,47311	0,04534	-1,3146	-3,8484	4,7249838	35,377758
CO	2,30361	0,2858	-0,028	0,13383	0,0770974	0,0094191
CO ₂	1,00641	0,13545	-0,3347	-0,0284	0,6638785	0,6984043
O ₂	1,98027	0,19829	-0,0584	0,12924	0,1142403	0,0206808
H ₂	9,22416	0,76161	0,07094	0,13898	0,0020917	6,933E-06
N ₂	2,42591	0,29412	-0,0192	0,13484	0,0673952	0,0071976
CH ₃ OH	0,59725	0,1235	-0,8796	-1,3596	2,5780958	10,53241

$$H^R = Pr \times R \times T_c \left(B^0 - (Tr \times dB^0/Tr) + \left(\omega \left(B^1 - (Tr \times dB^1/Tr) \right) \right) \right)$$

$$H^R/RT_c = \frac{H^R}{RT_c}$$

Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
CH ₄	-0,0937	-148,41502	-7,1754228
C ₂ H ₆	-0,2224	-564,54134	-2,9545577
C ₃ H ₈	-0,3956	-1216,1785	-24,372258
n-C ₄ H ₁₀	-0,6464	-2284,5772	-5,5215341
i-C ₄ H ₁₀	-0,595	-2018,7808	-4,9031177
n-C ₅ H ₁₂	-1,0141	-3960,1918	-10,00501
i-C ₅ H ₁₂	-0,9287	-3554,88	-8,9882519
C ₆ H ₁₄	-1,5169	-6401,5215	-8,1206201
C ₇ H ₁₆	-2,1853	-9814,6243	0
H ₂ O	-0,483	-2598,4356	-1438928,9
CO	-0,0572	-63,237292	-11,766865
CO ₂	-0,158	-399,65042	-304,81064
O ₂	-0,0561	-72,058332	-4,8434888
H ₂	0,01648	4,547238	62,323792
N ₂	-0,0524	-55,006914	0
CH ₃ OH	-0,8317	-3544,3715	-1304178,7
Total			-2743438,7

$$\begin{aligned}\Delta H &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} \\ &= -2454383,109 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <21>		aliran <22>	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
CH ₄	12914,23464	CH ₄	12907,74915
C ₂ H ₆	-238,4883736	C ₂ H ₆	-238,3284795
C ₃ H ₈	-1043,999782	C ₃ H ₈	-1034,064827
n-C ₄ H ₁₀	-3,963288491	n-C ₄ H ₁₀	-0,38693509
i-C ₄ H ₁₀	-97,60105018	i-C ₄ H ₁₀	-94,84892089
n-C ₅ H ₁₂	-57,71045659	n-C ₅ H ₁₂	-50,32659211
i-C ₅ H ₁₂	-49,87643192	i-C ₅ H ₁₂	-43,49490532
C ₆ H ₁₄	-20,33105189	C ₆ H ₁₄	-13,74793203
H ₂ O	-1765054,683	H ₂ O	-474952,7291
CO	88530,73576	CO	88363,62349
CO ₂	-176641,2023	CO ₂	-176570,4504
O ₂	45662,87931	O ₂	45651,88227
H ₂	15451395,54	H ₂	15448172,29
N ₂	0	N ₂	0
CH ₃ OH	-3342750,701	CH ₃ OH	-2175307,998
Total	10312544,84	Total	12766789,17
Qh		Aliran Keluar	
Qh	-138,7765601	aliran <23>	
Total	-138,7765601	Komponen	Energi (kJ/jam)
		CH ₄	6,485492863
		C ₂ H ₆	-0,715576152
		C ₃ H ₈	-12,23650274
		n-C ₄ H ₁₀	-3,584826677
		i-C ₄ H ₁₀	-2,96079453
		n-C ₅ H ₁₂	-7,504896914
		i-C ₅ H ₁₂	-6,486129241
		C ₆ H ₁₄	-6,625177286
		H ₂ O	-1290101,954
		CO	31,67776889
		CO ₂	-70,75186918
		O ₂	10,99703805
		H ₂	3223,253601
		N ₂	0
		CH ₃ OH	-1167442,703
		Total	-2454383,109
Total Masuk	10312406,06	Total Keluar	10312406,06

17. Distillation Feed Preheater Coloumn (E-216)

Kondisi Operasi

Aliran 25

$$\begin{aligned} T &= 33 \text{ C} \\ &= 306 \text{ K} \\ P &= 10 \text{ bar} \end{aligned}$$

Aliran 26

$$\begin{aligned} T &= 60 \text{ C} \\ &= 333 \text{ K} \\ P &= 5,5 \text{ bar} \end{aligned}$$

T referensi

$$\begin{aligned} T &= 25 \text{ C} \\ &= 298 \text{ K} \\ P &= 1 \text{ bar} \end{aligned}$$

Energi Masuk

$$\Delta H_{20} = -2454383,109 \text{ kJ/jam}$$

Steam masuk

$$\begin{aligned} T &= 300 \text{ C} = 573,15 \text{ K} \\ P &= 1 \text{ bar} \\ T_0 &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\ \tau &= 1,922 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Komponen	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
H ₂ O (g)	3,470	0,001		12100,000

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 34,690169 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 9539,7965 \text{ J/mol} = 9,5397965 \text{ kJ/kmol}$$

Energi Keluar

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} T &= 60 \text{ C} \\ &= 333 \text{ K} \\ P &= 10 \text{ bar} \\ \tau &= 1,12 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Komposisi Massa yang keluar

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₄	3,6E-05	0,04835	0,7756263
C ₂ H ₆	7,2E-06	0,00523	0,1570066
C ₃ H ₈	4E-05	0,02004	0,8817615

n-C ₄ H ₁₀	6,4E-06	0,00242	0,1401787
i-C ₄ H ₁₀	6,5E-06	0,00243	0,1408676
n-C ₅ H ₁₂	8,3E-06	0,00253	0,1819005
i-C ₅ H ₁₂	8,3E-06	0,00253	0,1820467
C ₆ H ₁₄	5E-06	0,00127	0,1090949
C ₇ H ₁₆	0	0	0
H ₂ O	0,45696	553,767	9967,8132
CO	0,00024	0,18607	5,2180762
CO ₂	0,00154	0,76269	33,558498
O ₂	9,9E-05	0,06722	2,1509191
H ₂	0,00126	13,7059	27,411713
N ₂	0	0	0
CH ₃ OH	0,53979	367,958	11774,645
Total	1	936,532	21813,366

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes Hal 635 :

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0

$$\frac{\langle C_p \rangle_{H^ig}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Komponen	C _{pH^{ig}}	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄	36,1874	1266,5592	61,234353
C ₂ H ₆	55,2443	1933,5511	10,119345
C ₃ H ₈	78,3088	2740,8074	54,925874
n-C ₄ H ₁₀	103,509	3622,8309	8,7559237
i-C ₄ H ₁₀	103,376	3618,1525	8,7875946
n-C ₅ H ₁₂	127,8	4472,9977	11,30056
i-C ₅ H ₁₂	127,8	4472,9977	11,309645

C ₆ H ₁₄	152,21	5327,3475	6,7579818
C ₇ H ₁₆	176,564	6179,7291	0
H ₂ O	33,6676	1178,367	652541,23
CO	29,2703	1024,4616	190,62645
CO ₂	39,3723	1378,0322	1051,0157
O ₂	29,6825	1038,888	69,830129
H ₂	28,8144	1008,503	13822,398
N ₂	29,1609	1020,6331	0
CH ₃ OH	47,5801	1665,3031	612761,04
Total			1280609,3

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
O ₂	154,6	50,43	0,022
H ₂	33,19	13,13	-0,216
N ₂	126,2	34	0,038
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564

$$Tr = \frac{T}{Tc \text{ zat murni}}; Pr = \frac{P}{Pc \text{ zat murni}}; B^0 = 0,083 - \left(\frac{0,422}{Tr^{1,6}} \right)$$

$$B^1 = 0,139 - \left(\frac{0,172}{Tr^{4,6}} \right); dB^0/Tr = \frac{0,675}{Tr^{2,6}}; dB^1/Tr = \frac{0,722}{Tr^{5,2}}$$

Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄	1,7479	0,21744	-0,0897	0,12252	0,1580374	0,0395776
C ₂ H ₆	1,09122	0,20525	-0,284	0,0198	0,5379352	0,458553
C ₃ H ₈	0,90089	0,2354	-0,4157	-0,1276	0,8854299	1,2423331
n-C ₄ H ₁₀	0,7837	0,26344	-0,5403	-0,3397	1,2720879	2,5642708
i-C ₄ H ₁₀	0,81634	0,27412	-0,5009	-0,2643	1,1440194	2,0739412
n-C ₅ H ₁₂	0,70928	0,29674	-0,6481	-0,5889	1,6488217	4,3080135
i-C ₅ H ₁₂	0,72361	0,29998	-0,6251	-0,5303	1,5652624	3,882433
C ₆ H ₁₄	0,65632	0,33058	-0,7448	-0,8694	2,0174206	6,4494479
C ₇ H ₁₆	0,61672	0,36496	-0,8315	-1,1707	2,3718223	8,9144378

H ₂ O	0,51484	0,04534	-1,1378	-2,6569	3,7928519	22,796146
CO	2,50677	0,2858	-0,014	0,13538	0,0618878	0,0060693
CO ₂	1,09517	0,13545	-0,2819	0,02159	0,5329104	0,4500264
O ₂	2,15492	0,19829	-0,0405	0,13216	0,0917033	0,013326
H ₂	10,0377	0,76161	0,07246	0,13899	0,001679	4,467E-06
N ₂	2,63986	0,29412	-0,0063	0,13608	0,0540997	0,0046379
CH ₃ OH	0,64992	0,1235	-0,7579	-0,9118	2,0694961	6,7867035

$$H^R = Pr \times R \times T_c \left(B^0 - \left(Tr \times \frac{dB^0}{Tr} \right) + \left(\omega \left(B^1 - \left(Tr \times \frac{dB^1}{Tr} \right) \right) \right) \right)$$

$$\frac{H^R}{RT_c} = \frac{H^R}{RT_c}$$

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄	-0,0794	-125,86596	-6,0852431
C ₂ H ₆	-0,1886	-478,81767	-2,5059183
C ₃ H ₈	-0,3302	-1015,3519	-20,347687
n-C ₄ H ₁₀	-0,5287	-1868,6925	-4,5163934
i-C ₄ H ₁₀	-0,4904	-1663,982	-4,0413995
n-C ₅ H ₁₂	-0,8119	-3170,4692	-8,0098584
i-C ₅ H ₁₂	-0,7499	-2870,5453	-7,2579621
C ₆ H ₁₄	-1,1916	-5028,8955	-6,3793819
C ₇ H ₁₆	-1,6891	-7586,1591	0
H ₂ O	-0,3653	-1965,1732	-1088248,9
CO	-0,0467	-51,587002	-9,5990395
CO ₂	-0,1315	-332,64754	-253,708
O ₂	-0,0468	-60,120828	-4,0410949
H ₂	0,0195	5,379672	73,733013
N ₂	-0,0425	-44,559906	0
CH ₃ OH	-0,6305	-2686,8708	-988654,72
Total			-2077156,4

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} \\ &= -796547,02 \text{ kJ/jam} \\ Q_{\text{h}} &= \Delta H_{\text{out}} - \Delta H_{\text{in}} \\ &= -796547,0167 - (-2454383,109) \\ &= 1657836,092 \end{aligned}$$

Steam Keluar

$$\begin{aligned} T &= 280 \text{ C} = 553,15 \text{ K} \\ P &= 1 \text{ Bar} \\ T_0 &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\ \tau &= 1,855 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Komponen	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
H ₂ O (g)	3,470	0,001		12100,000

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

C _p H ₂ O	=	34,590901	J/mol.K		
ΔH H ₂ O	=	8820,6798	J/mol	=	8,8206798 kJ/kmol
ΔH in	+	ΔH Steam in	=	ΔH out	ΔH Steam out
-2454383,1	+	9,5397965	m	=	-796547,02 + 8,8206798 m
		0,7191167	m	=	-3250930,1
			m	=	4520727,1 kmol/jam
			m	=	81373088 kg/jam

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <24>		aliran <25>	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
CH ₄	6,485492863	CH ₄	55,14910981
C ₂ H ₆	-0,715576152	C ₂ H ₆	7,613426326
C ₃ H ₈	-12,23650274	C ₃ H ₈	34,57818709
n-C ₄ H ₁₀	-3,584826677	n-C ₄ H ₁₀	4,239530351
i-C ₄ H ₁₀	-2,96079453	i-C ₄ H ₁₀	4,746195052
n-C ₅ H ₁₂	-7,504896914	n-C ₅ H ₁₂	3,290701703
i-C ₅ H ₁₂	-6,486129241	i-C ₅ H ₁₂	4,051682533
C ₆ H ₁₄	-6,625177286	C ₆ H ₁₄	0,378599905
H ₂ O	-1290101,954	H ₂ O	-435707,6417
CO	31,67776889	CO	181,0274149
CO ₂	-70,75186918	CO ₂	797,3076981
O ₂	10,99703805	O ₂	65,7890342
H ₂	3223,253601	H ₂	13896,13089
N ₂	0	N ₂	0
CH ₃ OH	-1167442,703	CH ₃ OH	-375893,6775
Total	-2454383,109	Total	-796547,0167
Qs			
Steam	1657836,092		
Total	1657836,092		
Total Masuk	-796547,0167	Total Keluar	-796547,0167

18. Distilasi I (D-310)

a. Kondensor Kolom Distilasi I (E-312)

Kondisi operasi kondensor
Aliran 29

$$\begin{aligned}
 T &= 107 \text{ C} \\
 &= 380 \text{ K} \\
 P &= 4,5 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Referensi

$$\begin{aligned}
 T &= 25 \text{ C} \\
 &= 298 \text{ K} \\
 P &= 1 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Energi Masuk

Komponen Aliran masuk 26 kondensor

Komponen	BM	F. Mol	kmol	Massa
CH ₄	16	0,00233	0,0428977	0,688204
C ₂ H ₆	30	0,00015	0,0028458	0,0853732
C ₃ H ₈	44	0,00023	0,0042015	0,184865
n-C ₄ H ₁₀	58	9,4E-08	1,729E-06	0,0001003
i-C ₄ H ₁₀	58	1,1E-05	0,0001952	0,0113243
n-C ₅ H ₁₂	72	2,4E-06	4,366E-05	0,0031434
i-C ₅ H ₁₂	72	2,4E-06	4,369E-05	0,0031459
C ₆ H ₁₄	86	3,6E-07	6,545E-06	0,0005628
C ₇ H ₁₆	100	0	0	0
H ₂ O	18	0,05257	0,968777	17,437985
CO	28	0,00908	0,167364	4,693373
CO ₂	44	0,04105	0,7564406	33,283388
O ₂	32	0,00347	0,0639942	2,0478149
H ₂	2	0,69107	12,735607	25,471214
N ₂	28	0	0	0
CH ₃ OH	32	0,20003	3,6862745	117,96078
Total		1	18,428693	201,87128

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes Hal 635 :

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000

CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0
--------------------	-------	---------	-----------	---

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
O ₂	154,6	50,43	0,022
H ₂	33,19	13,13	-0,216
N ₂	126,2	34	0,038
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564

Perhitungan Properti Tiap Komponen gas dalam Sistem Aliran Masuk *Condensor*

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
CH ₄	0,14323	0,59362	3,7E-05	0,0053	2,8E-05	-7E-09	0
C ₂ H ₆	0,01007	0,06308	2,1E-05	0,00023	4E-06	-1E-09	0
C ₃ H ₈	0,01296	0,1128	4,6E-05	0,00037	8,8E-06	-3E-09	0
n-C ₄ H ₁₀	4,8E-06	5,3E-05	2,5E-08	2,4E-07	4,6E-09	-1E-12	0
i-C ₄ H ₁₀	0,00052	0,00578	2,6E-06	2,4E-05	5,4E-07	-2E-10	0
n-C ₅ H ₁₂	0,00011	0,00149	8E-07	7,8E-06	1,4E-07	-4E-11	0
i-C ₅ H ₁₂	0,00011	0,00146	7E-07	7,8E-06	1,4E-07	-4E-11	0
C ₆ H ₁₄	1,4E-05	0,00024	1,4E-07	1,4E-06	2,6E-08	-8E-12	0
C ₇ H ₁₆	0	0	0	0	0	0	0
CO	0,42516	1,61487	0,00803	0,04102	6,8E-06	0	-37,668
CO ₂	4,0547	16,7065	0,16944	0,2997	7,7E-05	0	-6354,2
O ₂	0,2343	0,71829	0,00141	0,01691	2,4E-06	0	-105,47
H ₂	12,1405	30,6887	-2,7509	3,00414	0,00039	0	7674,48
N ₂	0	0	0	0	0	0	0
Total	17,0217	50,5069	-2,5719	3,36771	0,00052	-1E-08	1177,17

$$H = H^{ig} + H^R$$

Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,275$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Perhitungan H^{ig} pada aliran masuk kondensor memiliki metode perhitungan yang sama seperti alat sebelumnya. Maka didapatkan hasil H^{ig} sebagai berikut:

$$\frac{\langle Cp^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

$C_p(H) = 29,536536 \text{ kJ/kmol}$

$H_{ig} = 33319,022 \text{ kJ/jam}$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha (Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR} (Tr ; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

Komposisi fase liquid dan fase gas

Komponen	F. Gas	kmol	F. liq	kmol
CH ₄	0,00311	0,0429	0	0
C ₂ H ₆	0,00021	0,00285	0	0
C ₃ H ₈	0,00031	0,0042	0	0
n-C ₄ H ₁₀	1,3E-07	1,7E-06	0	0
i-C ₄ H ₁₀	1,4E-05	0,0002	0	0
n-C ₅ H ₁₂	3,2E-06	4,4E-05	0	0
i-C ₅ H ₁₂	3,2E-06	4,4E-05	0	0
C ₆ H ₁₄	4,8E-07	6,5E-06	0	0
C ₇ H ₁₆	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	0,20811	0,968777
CO	0,01215	0,16736	0	0
CO ₂	0,05492	0,75644	0	0
O ₂	0,00465	0,06399	0	0
H ₂	0,92464	12,7356	0	0
N ₂	0	0	0	0
CH ₃ OH	0	0	0,79189	3,6862745
Total	1	13,7736	1	4,6550514

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha (Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2))) \times (1 - Tr^{0,5})^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha (Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \times \left(LN \left(\frac{Z + (\beta \times \sigma)}{Z + (\beta \times \epsilon)} \right) \right)$$

$$\frac{HR}{nRT} = Z - \left(1 \times \left(LN \frac{Tr(\alpha)}{Tr} - 1 \right) \times I \times q \right)$$

$$HR = \frac{HR}{nRT} \times \text{Flowrate} \times R \times T$$

Menghitung H^R

Nilai		Nilai	
Flowrate (kmol/h)	13,77364172	β	0,002733029
R	8,314	α (Tr)	107,5957396
Tc (K)	50,50686129	q	84,04757037
Tr	7,524720212	Z	0,997086978
Pc	17,0216518	I	0,002733535
Pr	0,264369172	H^R/nRT	0,694256812
ω	-2,571898419	HR (kJ/jam)	30214,79754

$$\begin{aligned} H1 &= H^g + H^R \\ &= 63533,819 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase gas saat Top
Data heat capacity liquid perrys chemical enggining handbook

Komponen	C1	C2	C3	C4
CH ₃ OH	52390000	0,368	0	0
H ₂ O	52053000	0,320	-0,212	0,258

Sumber : Tabel 2-193 Heats of Vaporization of Inorganic and Organic
Compounds Perry Handbook

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
CH ₃ OH	64,1191	405,921	0,44662	1,75086	0,00967	-3E-06	0
H ₂ O	45,8993	134,67	0,0718	0,72215	0,0003	0	2518,17
Total	110,018	540,591	0,51842	2,47301	0,00998	-3E-06	2518,17

$$\Delta H_{IV} = C1 \times (1 - Tr)^{C2 + (C3 \times Tr) + (C4 \times Tr^2)} / 1000$$

Perhitungan ΔH_{lv}

Komponen	Tc	Tr	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/jam)
CH ₃ OH	512,6	0,74142	31839,63897	117369,6489
H ₂ O	647,1	0,58731	40470,77298	39207,15226
Total			72310,41195	156576,8011

$$H_{lv} = 156576,8011 \text{ kJ/jam}$$

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha(Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2)) \times (1 - Tr^{0,5}))^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha(Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \times \left(\text{LN} \left(\frac{Z + (\beta \times \sigma)}{Z + (\beta \times \epsilon)} \right) \right)$$

$$\frac{HR}{nRT} = Z - \left(1 \times \left(\text{LN} \frac{Tr(\alpha)}{Tr} - 1 \right) \times I \times q \right)$$

$$HR = \frac{HR}{nRT} \times \text{Flowrate} \times R \times T$$

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
α_{PR} (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

Perhitungan H1R

Nilai		Nilai	
Flowrate	4,655051445	β	0,001282013
R	8,314	α (Tr)	1,647378832
Tc (K)	540,5912053	q	17,55691021
Tr	0,551525806	Z	0,910462488
Pc	110,0184196	I	0,001406112
Pr	0,009089387	H^R/nRT	0,955858721
ω	0,518423242	HR (kJ/jam)	11029,68287

$$H1R = 11029,68287 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan H2R

Nilai		Nilai	
Flowrate	4,655051445	β	0,004525839
R	8,314	α (Tr)	1,387559367
Tc (K)	540,5912053	q	11,60112903
Tr	0,703026605	Z	0,956425663
Pc	110,0184196	I	0,004709817
Pr	0,040902242	H^R/nRT	1,061856222
ω	0,518423242	HR (kJ/jam)	15618,55884

$$H2R = 15618,55884 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan Hig

$$\tau = 1,275$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

$$C_p(H) = 46,244436 \text{ kJ/kmol}$$

$$\mathbf{Hig} = 17630,632 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} H2 &= H_{lv} - H_{1R} + H_{ig} + H_{2R} \\ &= 178796,3089 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total H Aliran Masuk Condensor} &= H1 + H2 \\ &= 63533,81929 + 178796,3089 \\ &= 242330,1282 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Energi Keluar

Perhitungan Aliran liquid keluar kondensor

$$\text{Aliran 28} \quad \tau = 1,245$$

$$T = 98 \text{ C} \quad R = 8,314$$

$$= 371 \text{ K}$$

$$P = 4,5 \text{ bar}$$

Referensi

$$T = 25 \text{ C}$$

$$= 298 \text{ K}$$

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

Komponen	BM	F. Mol	kmol	Massa
CH ₄	16	0,00233	7,794E-05	0,0012504
C ₂ H ₆	30	0,00015	5,171E-06	0,0001551
C ₃ H ₈	44	0,00023	7,634E-06	0,0003359
n-C ₄ H ₁₀	58	9,4E-08	3,141E-09	1,822E-07
i-C ₄ H ₁₀	58	1,1E-05	3,548E-07	2,058E-05
n-C ₅ H ₁₂	72	2,4E-06	7,933E-08	5,711E-06
i-C ₅ H ₁₂	72	2,4E-06	7,939E-08	5,716E-06
C ₆ H ₁₄	86	3,6E-07	1,189E-08	1,023E-06
C ₇ H ₁₆	100	0	0	0
H ₂ O	18	0,05257	0,0017602	0,0316842
CO	28	0,00908	0,0003041	0,0085277
CO ₂	44	0,04105	0,0013744	0,0604748
O ₂	32	0,00347	0,0001163	0,0037208
H ₂	2	0,69107	0,0231402	0,0462803
N ₂	28	0	0	0
CH ₃ OH	32	0,20003	0,0066978	0,2143308
Total		1	0,0334843	0,3667934

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat T operasi

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
CH ₃ OH	64,1191	405,921	0,44662	1,75086	0,00967	-3E-06	0
H ₂ O	45,8993	134,67	0,0718	0,72215	0,0003	0	2518,17
Total	110,018	540,591	0,51842	2,47301	0,00998	-3E-06	2518,17

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha (Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2)) \times (1 - Tr^{0,5}))^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha (Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$V = \frac{Z \times R \times \tau}{10}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha (Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR} (Tr ; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Nilai		Nilai	
Flowrate	0,008458074	β	0,004634367
R	8,314	$\alpha (Tr)$	1,41330812
Tc (K)	540,5912053	q	12,0997615
Tr	0,686563149	Z	0,952450766
Pc	110,0184196	V	0,985750956
Pr	0,040902242	Cp (kJ/kmol)	45,95051199
ω	0,518423242	H3 (kJ/jam)	30,85590336

$$H3 = 30,85590336 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Liquid saat T op
Perhitungan Hlv

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
CH ₄	0,14323	0,59362	3,7E-05	0,0053	2,8E-05	-7E-09	0
C ₂ H ₆	0,01007	0,06308	2,1E-05	0,00023	4E-06	-1E-09	0
C ₃ H ₈	0,01296	0,1128	4,6E-05	0,00037	8,8E-06	-3E-09	0
n-C ₄ H ₁₀	4,8E-06	5,3E-05	2,5E-08	2,4E-07	4,6E-09	-1E-12	0
i-C ₄ H ₁₀	0,00052	0,00578	2,6E-06	2,4E-05	5,4E-07	-2E-10	0
n-C ₅ H ₁₂	0,00011	0,00149	8E-07	7,8E-06	1,4E-07	-4E-11	0
i-C ₅ H ₁₂	0,00011	0,00146	7E-07	7,8E-06	1,4E-07	-4E-11	0
C ₆ H ₁₄	1,4E-05	0,00024	1,4E-07	1,4E-06	2,6E-08	-8E-12	0
C ₇ H ₁₆	0	0	0	0	0	0	0
CO	0,42516	1,61487	0,00058	0,04102	6,8E-06	0	-37,668
CO ₂	4,0547	16,7065	0,0123	0,2997	7,7E-05	0	-6354,2
O ₂	0,2343	0,71829	0,0001	0,01691	2,4E-06	0	-105,47
H ₂	12,1405	30,6887	-0,1997	3,00414	0,00039	0	7674,48
N ₂	0	0	0	0	0	0	0
Total	17,0217	50,5069	-0,1866	3,36771	0,00052	-1E-08	1177,17

data heat capacity liquid perrys chemical enggining handbook

Komponen	C1	C2	C3	C4
----------	----	----	----	----

CH ₄	1E+07	0,26087	-0,14594	0,22154
C ₂ H ₆	2,1E+07	0,60646	-0,55492	0,32799
C ₃ H ₈	2,9E+07	0,78273	-0,77391	0,39246
n-C ₄ H ₁₀	3,6E+07	0,8337	-0,82274	0,39613
i-C ₄ H ₁₀	3,6E+07	0,8337	-0,82274	0,39613
n-C ₅ H ₁₂	3,9E+07	0,38681	0	0
i-C ₅ H ₁₂	3,9E+07	0,38681	0	0
C ₆ H ₁₄	4,5E+07	0,39002	0	0
C ₇ H ₁₆	5E+07	0,38795	0	0
CO	8585000	0,4921	-0,362	0,2231
CO ₂	2,2E+07	0,382	0,433	0,42213
O ₂	9900800	0,4542	-0,4096	0,3183
H ₂	1013000	0,698	-1,817	1,447
N ₂	7491000	0,40406	-0,317	0,27343

$$\Delta H_{IV} = C1 \times (1 - Tr)^{C2+(C3 \times Tr)+(C4 \times Tr^2)} / 1000$$

Komponen	Tc	Tr	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/jam)
CH ₄	190,6	1,94727	0	0
C ₂ H ₆	305,3	1,21569	0	0
C ₃ H ₈	369,8	1,00365	0	0
n-C ₄ H ₁₀	425,1	0,87309	15311,59324	4,8101E-05
i-C ₄ H ₁₀	408,1	0,90946	13435,10621	0,004766188
n-C ₅ H ₁₂	469,7	0,79019	21377,46091	0,001695772
i-C ₅ H ₁₂	460,398	0,80615	20732,94869	0,001645968
C ₆ H ₁₄	507,6	0,73119	26684,80626	0,000317324
C ₇ H ₁₆	540,2	0,68706	31868,05277	0
CO	132,9	2,7927	0	0
CO ₂	304,2	1,22009	0	0
O ₂	154,6	2,40071	0	0
H ₂	33,19	11,1826	0	0
N ₂	126,2	2,94097	0	0
Total			129409,9681	0,008473352

Nilai H_{lv} = 0 dikarenakan seluruh nilai Tr diatas 0, sehingga hasil persamaan = 0
H_{lv} = 0,008473352 kJ/jam

Perhitungan Hig

$$\tau = 1,245$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Perhitungan H^{ig} pada aliran masuk kondensor memiliki metode perhitungan yang sama seperti alat sebelumnya. Maka didapatkan hasil H^{ig} sebagai berikut:

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

$C_p(H) = 29,51971 \text{ kJ/kmol}$

$H_{ig} = 53,930034 \text{ kJ/jam}$

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha(Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2)) \times (1 - Tr^{0,5}))^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha(Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \times \left(LN \left(\frac{Z + (\beta \times \sigma)}{Z + (\beta \times \epsilon)} \right) \right)$$

$$\frac{HR}{nRT} = Z - \left(1 \times \left(LN \frac{Tr(\alpha)}{Tr} - 1 \right) \times I \times q \right)$$

$$HR = \frac{HR}{nRT} \times \text{Flowrate} \times R \times T$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha(Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR}(Tr; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

Perhitungan HR

Nilai		Nilai	
Flowrate	0,008458074	β	0,040041826
R	8,314	$\alpha(Tr)$	0,752623131
Tc (K)	50,50686129	q	0,602003369
Tr	7,34850653	Z	0,996666075
Pc	17,0216518	I	0,038662502
Pr	3,782589289	H^R/nRT	1,023257419
ω	-0,186625351	HR (kJ/jam)	26,70643033

$H_4 = H_{ig} + HR - H_{lv}$

$= 80,6279909 \text{ kJ/jam}$

Total H Aliran Liquid Keluar Condensor = $H_3 + H_4$
 = $30,855903 + 80,627991$
 = $111,4838943 \text{ kJ/jam}$

Perhitungan Aliran Gas Keluar Condensor

Komponen Aliran Gas Keluar Condensor

Aliran 29 $\tau = 1,245$

T = 98 C R = 8,314 J/mol.K

= 371 K

P = 4,5 bar

Referensi

$$\begin{aligned}
 T &= 25 \text{ C} \\
 &= 298 \text{ K} \\
 P &= 1 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Komponen	BM	F. Mol	kmol	Massa
CH ₄	16	0,00233	0,0428198	0,6869535
C ₂ H ₆	30	0,00015	0,0028406	0,085218
C ₃ H ₈	44	0,00023	0,0041938	0,1845291
n-C ₄ H ₁₀	58	9,4E-08	1,726E-06	0,0001001
i-C ₄ H ₁₀	58	1,1E-05	0,0001949	0,0113037
n-C ₅ H ₁₂	72	2,4E-06	4,358E-05	0,0031377
i-C ₅ H ₁₂	72	2,4E-06	4,361E-05	0,0031402
C ₆ H ₁₄	86	3,6E-07	6,533E-06	0,0005618
C ₇ H ₁₆	100	0	0	0
H ₂ O	18	0,05257	0,9670167	17,406301
CO	28	0,00908	0,1670599	4,6848453
CO ₂	44	0,04105	0,7550662	33,222913
O ₂	32	0,00347	0,0638779	2,044094
H ₂	2	0,69107	12,712467	25,424934
N ₂	28	0	0	0
CH ₃ OH	32	0,20003	3,6795767	117,74645
Total		1	18,395209	201,50448

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Gas saat Top

Data heat capacity liquid perrys chemical enggining handbook

Komponen	C1	C2	C3	C4
CH ₃ OH	52390000	0,368	0	0
H ₂ O	52053000	0,320	-0,212	0,258

Sumber : Tabel 2-193 Heats of Vaporization of Inorganic and Organic Compounds Perry Handbook

$$\Delta H_{IV} = C1 \times (1 - Tr)^{C2 + (C3 \times Tr) + (C4 \times Tr^2)} / 1000$$

Perhitungan ΔH_{lv}

Komponen	Tc	Tr	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/jam)
CH ₃ OH	512,6	0,72405	32610,6852	119993,5158
H ₂ O	647,1	0,57356	40891,72431	39542,98115
Total			73502,40952	159536,497

$$H_{lv} = 159536,497 \text{ kJ/jam}$$

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha(Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2)) \times (1 - Tr^{0,5}))^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha (Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \times \left(LN \left(\frac{Z + (\beta \times \sigma)}{Z + (\beta \times \epsilon)} \right) \right)$$

$$\frac{HR}{nRT} = Z - \left(1 \times \left(LN \frac{Tr(\alpha)}{Tr} - 1 \right) \times I \times q \right)$$

$$HR = \frac{HR}{nRT} \times Flowrate \times R \times T$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha (Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
$\alpha PR (Tr ; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

Perhitungan H1R

Nilai		Nilai	
Flowrate	4,646593372	β	0,001282013
R	8,314	$\alpha (Tr)$	1,647378832
Tc (K)	540,5912053	q	17,55691021
Tr	0,551525806	Z	0,985015319
Pc	110,0184196	I	0,001299826
Pr	0,009089387	H^R/nRT	1,026980106
ω	0,518423242	HR (kJ/jam)	11828,823

H1R = 11828,823 kJ/jam

Perhitungan H2R

Nilai		Nilai	
Flowrate	4,646593372	β	0,382232266
R	8,314	$\alpha (Tr)$	1,41330812
Tc (K)	540,5912053	q	12,0997615
Tr	0,686563149	Z	0,952450766
Pc	110,0184196	I	0,303791337
Pr	3,37352601	H^R/nRT	8,009607226
ω	0,518423242	HR (kJ/jam)	114843,2233

H2R = 114843,2233 kJ/jam

Perhitungan Hig

$\tau = 1,245$
 $R = 8,314 \text{ J/mol.K}$

$$\frac{\langle Cp^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

$Cp(H) = 45,950512 \text{ kJ/kmol}$

$$\begin{aligned} \mathbf{Hig} &= 15586,474 \text{ kJ/jam} \\ \mathbf{H5} &= \mathbf{Hlv} - \mathbf{H1R} + \mathbf{Hig} + \mathbf{H2R} \\ &= 278137,3714 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Gas saat T op
Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem Aliran Keluar Condensor

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
CH ₄	0,14323	0,59362	3,7E-05	0,0053	0,0053	-7E-09	0
C ₂ H ₆	0,01007	0,06308	2,1E-05	0,00023	0,00023	-1E-09	0
C ₃ H ₈	0,01296	0,1128	4,6E-05	0,00037	0,00037	-3E-09	0
n-C ₄ H ₁₀	4,8E-06	5,3E-05	2,5E-08	2,4E-07	2,4E-07	-1E-12	0
i-C ₄ H ₁₀	0,00052	0,00578	2,6E-06	2,4E-05	2,4E-05	-2E-10	0
n-C ₅ H ₁₂	0,00011	0,00149	8E-07	7,8E-06	7,8E-06	-4E-11	0
i-C ₅ H ₁₂	0,00011	0,00146	7E-07	7,8E-06	7,8E-06	-4E-11	0
C ₆ H ₁₄	1,4E-05	0,00024	1,4E-07	1,4E-06	1,4E-06	-8E-12	0
C ₇ H ₁₆	0	0	0	0	0	0	0
CO	0,42516	0,00015	0,00058	0,04102	6,8E-06	0	-37,668
CO ₂	4,0547	0,00302	0,0123	0,2997	7,7E-05	0	-6354,2
O ₂	0,2343	2,2E-05	0,0001	0,01691	2,4E-06	0	-105,47
H ₂	12,1405	0,85495	-0,1997	3,00414	0,00039	0	7674,48
N ₂	0	0	0	0	0	0	0
Total	17,0217	1,63667	-0,1866	3,36771	0,00642	-1E-08	1177,17

Perhitungan Hig

$$\begin{aligned} \tau &= 1,245 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Perhitungan H^{ig} pada aliran keluar kondensor memiliki metode perhitungan yang

sama seperti alat sebelumnya. Maka didapatkan hasil H^{ig} sebagai berikut:

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

$$\begin{aligned} C_p(H) &= 45,945513 \text{ kJ/kmol} \\ \mathbf{Hig} &= 46113,165 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan HR

	Nilai		Nilai
Flowrate	13,74861547	β	2,01527E-05
R	8,314	α (Tr)	0,007837279
Tc (K)	1,636666917	q	0,000203141
Tr	226,7718595	Z	0,995751016
Pc	17,0216518	I	2,02383E-05
Pr	0,058748705	H ^R /nRT	0,995751024
ω	-0,186625351	HR (kJ/jam)	42244,40642

$$\mathbf{HR} = 42244,40642 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} H6 &= H_{ig} + HR \\ &= 88357,571 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total H Aliran Gas Keluar Condensor} &= H5 + H6 \\ &= 278137,37 + 88357,571 \\ &= 366494,9426 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Q cooling water

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H_{out} + Q_c \\ 242330,13 &= 366606,4265 + Q_c \\ Q_c &= -124276,2983 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan kebutuhan cooling water

Jumlah kebutuhan air pendingin dihitung melalui Q_c yang diperlukan, yakni :

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned} T_{in} &= 25 \text{ C} = 298,15 \text{ K} \\ T_{out} &= 40 \text{ C} = 313,15 \text{ K} \\ \Delta T &= 15 \text{ C} \end{aligned}$$

Untuk nilai C_p dari air dapat dihitung dengan menggunakan persamaan yang berasal dari Literatur Perry berikut :

Data yang dibutuhkan untuk menghitung C_p air ada pada tabel berikut :

C1	C2	C3	C4	C5
276370	-2090,100	8,125	-0,014	0,00001

Sehingga diperoleh nilai C_p air pada suhu 25 C adalah sebagai berikut :

$$C_p = 75383,413 \text{ J/kgmol K}$$

$$C_p = 75,383413 \text{ kJ/kgmol K}$$

Maka, perhitungan jumlah massa air yang diperlukan adalah :

$$\begin{aligned} Q_c &= \text{mol air} \times C_p \text{ air} \times \Delta T \\ -124276,3 &= \text{mol air} \times 75,383413 \times 15 \\ \text{mol air} &= -24728,841 \\ \text{massa air} &= 445119,14 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <26>		aliran <28>	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
CH ₄	197,8747931	CH ₄	0,251114244
C ₂ H ₆	13,1267231	C ₂ H ₆	0,01665855
C ₃ H ₈	19,38019516	C ₃ H ₈	0,024594558
n-C ₄ H ₁₀	0,007975224	n-C ₄ H ₁₀	1,0121E-05
i-C ₄ H ₁₀	0,900615154	i-C ₄ H ₁₀	0,001142931
n-C ₅ H ₁₂	0,201381906	n-C ₅ H ₁₂	0,000255565
i-C ₅ H ₁₂	0,201543796	i-C ₅ H ₁₂	0,00025577
C ₆ H ₁₄	0,030188989	C ₆ H ₁₄	3,83115E-05
C ₇ H ₁₆	0	C ₇ H ₁₆	0
H ₂ O	37209,84525	H ₂ O	6,421516172
CO	772,0018258	CO	0,979713747
CO ₂	3489,241553	CO ₂	4,428043825

O ₂	295,1867716	O ₂	0,374608619
H ₂	58745,66572	H ₂	74,55155466
N ₂	0	N ₂	0
CH ₃ OH	141586,4637	CH ₃ OH	24,43438719
Total	242330,1282	Total	111,4838943

Aliran Keluar

aliran <27>

Komponen	Energi (kj/jam)
CH ₄	275,1878653
C ₂ H ₆	18,25555873
C ₃ H ₈	26,95236949
n-C ₄ H ₁₀	0,011091281
i-C ₄ H ₁₀	1,252500927
n-C ₅ H ₁₂	0,280065267
i-C ₅ H ₁₂	0,280290411
C ₆ H ₁₄	0,041984344
C ₇ H ₁₆	0
H ₂ O	57884,01681
CO	1073,636167
CO ₂	4852,548016
O ₂	410,5213012
H ₂	81698,60392
N ₂	0
CH ₃ OH	220253,3546
Total	366494,9426

Qc

Qc	-124276,2983
Total	-124276,2983

Total Masuk	242330,1282	Total Keluar	242330,1282
--------------------	--------------------	---------------------	--------------------

b. Reboiler Distilasi I (E-311)

Kondisi operasi kondensor

Aliran 30

T	=	125	C
	=	398	K
P	=	5,5	bar

Referensi

T	=	25	C
	=	298	K
P	=	1	bar

Aliran 31

T	=	125	C
	=	398	K
P	=	5,5	bar

Aliran 32

T	=	125	C
	=	398	K
P	=	5,5	bar

Energi Masuk

$$T \quad 398 \text{ K} \quad \tau = 1,334$$

$$P \quad 5,5 \text{ bar} \quad R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen Aliran masuk 30 kondensor

Komponen	BM	F. Mol	kmol	Massa
CH ₄	16	6E-06	0,0074618	0,1197082

C ₂ H ₆	30	2,6E-06	0,0032305	0,0969146
C ₃ H ₈	44	1,7E-05	0,0213924	0,9412638
n-C ₄ H ₁₀	58	2,6E-06	0,0032604	0,1891061
i-C ₄ H ₁₀	58	2,4E-06	0,0030157	0,1749113
n-C ₅ H ₁₂	72	2,7E-06	0,0033518	0,2413298
i-C ₅ H ₁₂	72	2,7E-06	0,0033545	0,2415238
C ₆ H ₁₄	86	1,4E-06	0,0017037	0,1465196
C ₇ H ₁₆	100	0	0	0
H ₂ O	18	0,60209	746,28052	13433,049
CO	28	2,1E-05	0,02567	0,7198617
CO ₂	44	8,3E-06	0,0102964	0,4530397
O ₂	32	3,6E-06	0,0045067	0,1442138
H ₂	2	0,00108	1,3410761	2,6821522
N ₂	28	0	0	0
CH ₃ OH	32	0,39676	491,77542	15736,813
Total		1	1239,4843	29176,013

Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Liquid saat Top

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes Hal 635 :

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700
O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222

C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
O ₂	154,6	50,43	0,022
H ₂	33,19	13,13	-0,216
N ₂	126,2	34	0,038
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564

Komposisi fase liquid dan gas masuk reboiler

Komponen	F. Gas	kmol	F. liq	kmol
CH ₄	0,00522	0,00746		
C ₂ H ₆	0,00226	0,00323		
C ₃ H ₈	0,01498	0,02139		
n-C ₄ H ₁₀	0,00228	0,00326		
i-C ₄ H ₁₀	0,00211	0,00302		
n-C ₅ H ₁₂	0,00235	0,00335		
i-C ₅ H ₁₂	0,00235	0,00335		
C ₆ H ₁₄	0,00119	0,0017		
C ₇ H ₁₆	0	0		
H ₂ O			0,60278	746,28052
CO	0,01797	0,02567		
CO ₂	0,00721	0,0103		
O ₂	0,00316	0,00451		
H ₂	0,93892	1,34108		
N ₂	0	0		
CH ₃ OH			0,39722	491,77542
Total	1	1,42832	1	1238,0559

Data yang sudah dikali dengan fraksi

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
CH ₄	0,24026	0,99572	6,3E-05	0,00889	4,7E-05	-1E-08	0
C ₂ H ₆	0,11019	0,69051	0,00023	0,00256	4,3E-05	-1E-08	0
C ₃ H ₈	0,63624	5,5386	0,00228	0,01817	0,00043	-1E-07	0
n-C ₄ H ₁₀	0,08665	0,97038	0,00046	0,00442	8,4E-05	-3E-08	0
i-C ₄ H ₁₀	0,07702	0,86165	0,00038	0,00354	8E-05	-3E-08	0
n-C ₅ H ₁₂	0,07908	1,10223	0,00059	0,00578	0,00011	-3E-08	0
i-C ₅ H ₁₂	0,07829	1,08127	0,00052	0,00579	0,00011	-3E-08	0
C ₆ H ₁₄	0,03608	0,60547	0,00036	0,00361	6,4E-05	-2E-08	0
C ₇ H ₁₆	0	0	0	0	0	0	0
CO	0,62885	2,3885	0,00086	0,06067	1E-05	0	-55,714
CO ₂	0,53222	2,19289	0,00161	0,03934	1E-05	0	-834,05
O ₂	0,15912	0,4878	6,9E-05	0,01148	1,6E-06	0	-71,624
H ₂	12,328	31,1627	-0,2028	3,05055	0,0004	0	7793,02
N ₂	0	0	0	0	0	0	0

Total	14,992	48,0777	-0,1954	3,21479	0,00138	-3E-07	6831,64
--------------	---------------	----------------	----------------	----------------	----------------	---------------	----------------

Data heat capacity liquid perrys chemical enggining handbook

Komponen	C1	C2	C3	C4
CH ₄	1E+07	0,26087	-0,14594	0,22154
C ₂ H ₆	2,1E+07	0,60646	-0,55492	0,32799
C ₃ H ₈	2,9E+07	0,78273	-0,77391	0,39246
n-C ₄ H ₁₀	3,6E+07	0,8337	-0,82274	0,39613
i-C ₄ H ₁₀	3,6E+07	0,8337	-0,82274	0,39613
n-C ₅ H ₁₂	3,9E+07	0,38681	0	0
i-C ₅ H ₁₂	3,9E+07	0,38681	0	0
C ₆ H ₁₄	4,5E+07	0,39002	0	0
C ₇ H ₁₆	5E+07	0,38795	0	0
CO	8585000	0,4921	-0,362	0,2231
CO ₂	2,2E+07	0,382	0,433	0,42213
O ₂	9900800	0,4542	-0,4096	0,3183
H ₂	1013000	0,698	-1,817	1,447
N ₂	7491000	0,40406	-0,317	0,27343

$$\Delta H_{IV} = C1 \times (1 - Tr)^{C2+(C3xTr)+(C4xTr^2)}/1000$$

Menghitung ΔH_{lv}

Komponen	Tc	Tr	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/jam)
CH ₄	190,6	2,08736	0	0
C ₂ H ₆	305,3	1,30314	0	0
C ₃ H ₈	369,8	1,07585	0	0
n-C ₄ H ₁₀	425,1	0,9359	11726862,52	38234,84075
i-C ₄ H ₁₀	408,1	0,97488	8057087,483	24297,84959
n-C ₅ H ₁₂	469,7	0,84703	18917957,28	63409,25326
i-C ₅ H ₁₂	460,398	0,86414	18069385,6	60613,69677
C ₆ H ₁₄	507,6	0,78379	24512084,68	41761,65146
C ₇ H ₁₆	540,2	0,73649	29812065,83	0
CO	132,9	2,9936	0	0
CO ₂	304,2	1,30786	0	0
O ₂	154,6	2,57342	0	0
H ₂	33,19	11,987	0	0
N ₂	126,2	3,15254	0	0
Total			111095443,4	228317,2918

Nilai $H_{lv} = 0$ dikarenakan nilai Tr diatas 0, sehingga hasil persamaan = 0

$$\Delta H_{lv} = 228317,2918 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan H_{ig}

$$\tau = 1,334$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Perhitungan H^{ig} pada aliran keluar kondensor memiliki metode perhitungan yang sama seperti alat sebelumnya. Maka didapatkan hasil H^{ig} sebagai berikut:

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Cp(H) = 30,905206 kJ/kmol

Hig = 4401,0094 kJ/jam

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha(Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2)) \times (1 - Tr^{0,5}))^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha(Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \times \left(LN \left(\frac{Z + (\beta \times \sigma)}{Z + (\beta \times \epsilon)} \right) \right)$$

$$\frac{HR}{nRT} = Z - \left(1 \times \left(LN \frac{Tr(\alpha)}{Tr} - 1 \right) \times I \times q \right)$$

$$HR = \frac{HR}{nRT} \times Flowrate \times R \times T$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha(Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR}(Tr; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

Perhitungan HR

	Nilai		Nilai
Flowrate	1,428319922	β	0,003448669
R	8,314	$\alpha(Tr)$	0,777464014
Tc (K)	48,07774317	q	0,552236937
Tr	8,275138843	Z	0,989580506
Pc	14,99200258	I	0,003472906
Pr	0,366862264	HR/nRT	0,991726818
ω	-0,195383122	HR (kJ/jam)	4685,402809

H1 = Hig + HR - Hlv

= -219230,8796 kJ/jam

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat Top

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C
CH ₃ OH	32,1626	203,613	0,22403	5,33501	-0,0204	5,2E-05
H ₂ O	132,944	390,062	0,20796	5,25146	0,00075	-1E-07
Total	165,107	593,674	0,43199	10,5865	-0,0196	5,2E-05

Komposisi fase liquid dan gas masuk reboiler

Komponen	F. Gas	kmol	F. liq	kmol
----------	--------	------	--------	------

CH ₄	0,00522	0,00746		
C ₂ H ₆	0,00226	0,00323		
C ₃ H ₈	0,01498	0,02139		
n-C ₄ H ₁₀	0,00228	0,00326		
i-C ₄ H ₁₀	0,00211	0,00302		
n-C ₅ H ₁₂	0,00235	0,00335		
i-C ₅ H ₁₂	0,00235	0,00335		
C ₆ H ₁₄	0,00119	0,0017		
C ₇ H ₁₆	0	0		
H ₂ O			0,60278	746,28052
CO	0,01797	0,02567		
CO ₂	0,00721	0,0103		
O ₂	0,00316	0,00451		
H ₂	0,93892	1,34108		
N ₂	0	0		
CH ₃ OH			0,39722	491,77542
Total	1	1,42832	1	1238,0559

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha(Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2)) \times (1 - Tr^{0,5}))^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha(Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$V = \frac{Z \times R \times \tau}{10}$$

$$\frac{\langle C_p \rangle_{ig}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha(Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR}(Tr; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

	Nilai		Nilai
Flowrate	1238,055938	β	0,003866794
R	8,314	$\alpha(Tr)$	1,391571329
Tc (K)	593,6744706	q	12,20548181
Tr	0,670148406	Z	0,956057235
Pc	165,1066142	V	0,004028272
Pr	0,033311809	Cp (kJ/kmol)	83,95502675

ω	0,431990267	H2 (kJ/jam)	10362919,64
----------	-------------	--------------------	-------------

H2 = 10362919,64 kJ/jam

$$\begin{aligned} \text{Total H Aliran Masuk Reboiler} &= \text{H1} + \text{H2} \\ &= -219230,88 + 10362920 \\ &= 10143688,76 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Energi Keluar

T 398 K $\tau = 1,334$

P 5,5 bar R = 8,314 J/mol.K

Komponen Aliran masuk 30 kondensor

Komponen	BM	F. Mol	kmol	Massa
CH ₄	16	6E-06	0,0019345	0,0310355
C ₂ H ₆	30	2,6E-06	0,0008375	0,025126
C ₃ H ₈	44	1,7E-05	0,0055462	0,2440313
n-C ₄ H ₁₀	58	2,6E-06	0,0008453	0,0490275
i-C ₄ H ₁₀	58	2,4E-06	0,0007819	0,0453474
n-C ₅ H ₁₂	72	2,7E-06	0,000869	0,062567
i-C ₅ H ₁₂	72	2,7E-06	0,0008697	0,0626173
C ₆ H ₁₄	86	1,4E-06	0,0004417	0,0379866
C ₇ H ₁₆	100	0	0	0
H ₂ O	18	0,60209	193,48013	3482,6424
CO	28	2,1E-05	0,0066552	0,1866308
CO ₂	44	8,3E-06	0,0026694	0,1174547
O ₂	32	3,6E-06	0,0011684	0,0373888
H ₂	2	0,00108	0,3476864	0,6953728
N ₂	28	0	0	0
CH ₃ OH	32	0,39676	127,49733	4079,9146
Total		1	321,34777	7564,1516

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Gas saat T op

Komponen	F. Gas	kmol	F. liq	kmol
CH ₄	0,00522	0,00193		
C ₂ H ₆	0,00226	0,00084		
C ₃ H ₈	0,01498	0,00555		
n-C ₄ H ₁₀	0,00228	0,00085		
i-C ₄ H ₁₀	0,00211	0,00078		
n-C ₅ H ₁₂	0,00235	0,00087		
i-C ₅ H ₁₂	0,00235	0,00087		
C ₆ H ₁₄	0,00119	0,00044		
C ₇ H ₁₆	0	0		
H ₂ O			0,60278	193,48013
CO	0,01797	0,00666		
CO ₂	0,00721	0,00267		
O ₂	0,00316	0,00117		
H ₂	0,93892	0,34769		
N ₂	0	0		

CH ₃ OH			0,39722	127,49733
Total	1	0,37031	1	320,97747

Data heat capacity liquid perrys chemical engginering handbook

Komponen	C1	C2	C3	C4
CH ₃ OH	52390000	0,368	0	0
H ₂ O	52053000	0,320	-0,212	0,258

Sumber : Tabel 2-193 Heats of Vaporization of Inorganic and Organic Compounds Perry Handbook

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
CH ₃ OH	32,1626	203,613	0,22403	0,87824	0,00485	-1E-06	0
H ₂ O	132,944	390,062	0,20796	2,09166	0,00087	0	7293,69
Total	165,107	593,674	0,43199	2,96991	0,00573	-1E-06	7293,69

$$\Delta H_{IV} = C1 \times (1 - Tr)^{C2 + (C3 \times Tr) + (C4 \times Tr^2)} / 1000$$

Perhitungan Hlv

Komponen	Tc	Tr	ΔHlv (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/jam)
CH ₃ OH	512,6	0,77614	30193,18022	3849549,891
H ₂ O	647,1	0,61482	39582,63194	7658452,947
Total			69775,81216	11508002,84

$$\Delta H_{lv} = 11508002,84 \text{ kJ/jam}$$

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha(Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2))) \times (1 - Tr^{0,5})^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha(Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \times \left(\text{LN} \left(\frac{Z + (\beta \times \sigma)}{Z + (\beta \times \epsilon)} \right) \right)$$

$$\frac{HR}{nRT} = Z - \left(1 \times \left(\text{LN} \frac{Tr(\alpha)}{Tr} - 1 \right) \times I \times q \right)$$

$$HR = \frac{HR}{nRT} \times \text{Flowrate} \times R \times T$$

Parameter EOS Peng Robinson

α (Tr)	σ	ε	Ω	Ψ	Zc
αPR (Tr ; ω)	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

Perhitungan H1R

	Nilai		Nilai
Flowrate	320,9774654	β	0,000938151
R	8,314	α (Tr)	1,66038729

Tc (K)	593,6744706	q	19,43315904
Tr	0,502211253	Z	0,89554546
Pc	165,1066142	I	0,00104648
Pr	0,006056693	H ^R /nRT	0,930853666
ω	0,431990267	HR (kJ/jam)	740629,1317

$$H1R = 740629,1317 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan H2R

Nilai		Nilai	
Flowrate	320,9774654	β	0,003866794
R	8,314	α (Tr)	1,391571329
Tc (K)	593,6744706	q	12,20548181
Tr	0,670148406	Z	0,956241386
Pc	165,1066142	I	0,0040275
Pr	0,033311809	H ^R /nRT	1,045981261
ω	0,431990267	HR (kJ/jam)	1110523,697

$$H2R = 1110523,697 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan Hig

$$\tau = 1,334$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

$$C_p(H) = 40,381882 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 1466610,4 \text{ kJ/jam}$$

$$H_3 = H_{lv} - H1R + H_{ig} + H2R$$

$$= 13344507,83 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Gas saat T op

Data parameter kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes Hal 635 :

Komponen	A	B	C	D
CH ₄	1,702	0,00908	-0,0000022	0
C ₂ H ₆	1,131	0,01923	-0,0000056	0
C ₃ H ₈	1,213	0,02879	-0,0000088	0
n-C ₄ H ₁₀	1,935	0,03692	-0,0000114	0
i-C ₄ H ₁₀	1,677	0,03785	-0,0000119	0
n-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
i-C ₅ H ₁₂	2,464	0,04535	-0,0000141	0
C ₆ H ₁₄	3,025	0,05372	-0,0000168	0
C ₇ H ₁₆	3,57	0,06213	-0,0000195	0
H ₂ O	3,47	0,00145	0	12100
CO	3,376	0,00056	0	-3100
CO ₂	5,457	0,00141	0	-115700

O ₂	3,639	0,00051	0	-22700
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
N ₂	3,28	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-3,45E-06	0

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₄	190,6	45,99	0,012
C ₂ H ₆	305,3	48,72	0,1
C ₃ H ₈	369,8	42,48	0,152
n-C ₄ H ₁₀	425,1	37,96	0,2
i-C ₄ H ₁₀	408,1	36,48	0,181
n-C ₅ H ₁₂	469,7	33,7	0,252
i-C ₅ H ₁₂	460,398	33,3359	0,222
C ₆ H ₁₄	507,6	30,25	0,301
C ₇ H ₁₆	540,2	27,4	0,35
H ₂ O	647,1	220,55	0,345
CO	132,9	34,99	0,048
CO ₂	304,2	73,83	0,224
O ₂	154,6	50,43	0,022
H ₂	33,19	13,13	-0,216
N ₂	126,2	34	0,038
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564

Komposisi fase gas dan liquid keluar reboiler

Komponen	F. Gas	kmol	F. liq	kmol
CH ₄	0,00522	0,00193		
C ₂ H ₆	0,00226	0,00084		
C ₃ H ₈	0,01498	0,00555		
n-C ₄ H ₁₀	0,00228	0,00085		
i-C ₄ H ₁₀	0,00211	0,00078		
n-C ₅ H ₁₂	0,00235	0,00087		
i-C ₅ H ₁₂	0,00235	0,00087		
C ₆ H ₁₄	0,00119	0,00044		
C ₇ H ₁₆	0	0		
H ₂ O			0,60278	193,48013
CO	0,01797	0,00666		
CO ₂	0,00721	0,00267		
O ₂	0,00316	0,00117		
H ₂	0,93892	0,34769		
N ₂	0	0		
CH ₃ OH			0,39722	127,49733
Total	1	0,37031	1	320,97747

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
CH ₄	0,24026	0,99572	6,3E-05	0,00889	4,7E-05	-1E-08	0
C ₂ H ₆	0,11019	0,69051	0,00023	0,00256	4,3E-05	-1E-08	0

C ₃ H ₈	0,63624	5,5386	0,00228	0,01817	0,00043	-1E-07	0
n-C ₄ H ₁₀	0,08665	0,97038	0,00046	0,00442	8,4E-05	-3E-08	0
i-C ₄ H ₁₀	0,07702	0,86165	0,00038	0,00354	8E-05	-3E-08	0
n-C ₅ H ₁₂	0,07908	1,10223	0,00059	0,00578	0,00011	-3E-08	0
i-C ₅ H ₁₂	0,07829	1,08127	0,00052	0,00579	0,00011	-3E-08	0
C ₆ H ₁₄	0,03608	0,60547	0,00036	0,00361	6,4E-05	-2E-08	0
C ₇ H ₁₆	0	0	0	0	0	0	0
CO	0,62885	2,3885	0,00537	0,06067	1E-05	0	217,463
CO ₂	0,53222	2,19289	0,00198	0,03934	1E-05	0	-22,347
O ₂	0,15912	0,4878	0,00091	0,01148	1,6E-06	0	-365,06
H ₂	12,328	31,1627	0,28637	3,05055	0,0004	0	-21313
N ₂	0	0	0	0	0	0	0
Total	14,992	48,0777	0,2995	3,21479	0,00138	-3E-07	-21483

Perhitungan Hig

$$\tau = 1,334$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$\frac{\langle Cp^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

$$Cp(H) = 28,920606 \text{ kJ/kmol}$$

$$Hig = 3050,6633 \text{ kJ/jam}$$

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha(Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2))) \times (1 - Tr^{0,5})^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha(Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \times \left(LN \left(\frac{Z + (\beta \times \sigma)}{Z + (\beta \times \epsilon)} \right) \right)$$

$$\frac{HR}{nRT} = Z - \left(1 \times \left(LN \frac{Tr(\alpha)}{Tr} - 1 \right) \times I \times q \right)$$

$$HR = \frac{HR}{nRT} \times Flowrate \times R \times T$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha(Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
$\alpha_{PR}(Tr; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

Perhitungan HR

	Nilai		Nilai
Flowrate	0,370305165	β	0,003448669

R	8,314	α (Tr)	0,275050195
Tc (K)	48,07774317	q	0,195369656
Tr	8,275138843	Z	0,989595044
Pc	14,99200258	I	0,003472855
Pr	0,366862264	H^R/nRT	0,990687964
ω	0,299504194	HR (kJ/jam)	1213,461604

$$H4 = H_{ig} + HR$$

$$= 4264,124918 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total H Aliran Gas Keluar Reboiler} &= H3 + H4 \\ &= 13344508 + 4264,1249 \\ &= 13348772 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Aliran 32 Liquid Keluar Reboiler

Komponen	BM	F. Mol	kmol	Massa
CH ₄	16	6E-06	0,0055272	0,0886727
C ₂ H ₆	30	2,6E-06	0,002393	0,0717886
C ₃ H ₈	44	1,7E-05	0,0158462	0,6972324
n-C ₄ H ₁₀	58	2,6E-06	0,0024151	0,1400786
i-C ₄ H ₁₀	58	2,4E-06	0,0022339	0,1295639
n-C ₅ H ₁₂	72	2,7E-06	0,0024828	0,1787628
i-C ₅ H ₁₂	72	2,7E-06	0,0024848	0,1789065
C ₆ H ₁₄	86	1,4E-06	0,001262	0,1085331
C ₇ H ₁₆	100	0	0	0
H ₂ O	18	0,60209	552,80038	9950,4069
CO	28	2,1E-05	0,0190148	0,5332309
CO ₂	44	8,3E-06	0,0076269	0,335585
O ₂	32	3,6E-06	0,0033383	0,1068251
H ₂	2	0,00108	0,9933897	1,9867794
N ₂	28	0	0	0
CH ₃ OH	32	0,39676	364,27809	11656,899
Total		1	918,13649	21611,862

Komponen	F. Gas	kmol	F. liq	kmol
CH ₄	0,00522	0,00553		
C ₂ H ₆	0,00226	0,00239		
C ₃ H ₈	0,01498	0,01585		
n-C ₄ H ₁₀	0,00228	0,00242		
i-C ₄ H ₁₀	0,00211	0,00223		
n-C ₅ H ₁₂	0,00235	0,00248		
i-C ₅ H ₁₂	0,00235	0,00248		
C ₆ H ₁₄	0,00119	0,00126		
C ₇ H ₁₆	0	0		
H ₂ O			0,60278	552,80038
CO	0,01797	0,01901		

CO ₂	0,00721	0,00763		
O ₂	0,00316	0,00334		
H ₂	0,93892	0,99339		
N ₂	0	0		
CH ₃ OH			0,39722	364,27809
Total	1	1,05801	1	917,07847

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C
CH ₃ OH	32,1626	203,613	0,22403	5,33501	-0,0204	5,2E-05
H ₂ O	132,944	390,062	0,20796	5,25146	0,00075	-1E-07
Total	165,107	593,674	0,43199	10,5865	-0,0196	5,2E-05

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha (Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2))) \times (1 - Tr^{0,5})^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha (Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$V = \frac{Z \times R \times \tau}{10}$$

$$\frac{\langle Cp^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha (Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
$\alpha_{PR} (Tr ; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

$$\Delta H = (Cp)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

	Nilai		Nilai
Flowrate	917,0784725	β	0,003866794
R	8,314	$\alpha (Tr)$	1,391571329
Tc (K)	593,6744706	q	12,20548181
Tr	0,670148406	Z	0,956090918
Pc	165,1066142	V	0,004028131
Pr	0,033311809	Cp (kJ/kmol)	45,25571111
ω	0,431990267	H (kJ/jam)	-12374130,9

$$H_5 = -12374130,9 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total H Aliran Liquid Keluar Reboiler} = -12374130,9 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan Qsteam

$$H_{out} = H_{in} + Q_s$$

$$974641,0494 = 10143688,76$$

$$Q_s = -9169047,713 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan Kebutuhan Steam

Jumlah kebutuhan steam dihitung melalui Q_s yang diperlukan, yakni :

$$Q_s = -9169047,713 \text{ kJ/jam}$$

Steam yang akan digunakan adalah saturated steam.

T	=	527,80734	K
P	=	43	bar
H _{lv}	=	1690,3161	kJ/kg
λ _{steam}	=	1690,3161	kJ/kg

Perhitungan Massa Steam

$$Q_{\text{steam}} = \text{massa steam} \times \lambda_{\text{steam}}$$

$$-9169047,7 = \text{massa steam} \times 1690,3161$$

$$\text{massa steam} = 5424,457472 \text{ kg/h}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <29>		aliran <30>	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
CH ₄	-1145,294784	CH ₄	22,27642399
C ₂ H ₆	-495,8429261	C ₂ H ₆	9,644335598
C ₃ H ₈	-3283,483895	C ₃ H ₈	63,86502449
n-C ₄ H ₁₀	-500,4419234	n-C ₄ H ₁₀	9,733787863
i-C ₄ H ₁₀	-462,877417	i-C ₄ H ₁₀	9,003143769
n-C ₅ H ₁₂	-514,4635747	n-C ₅ H ₁₂	10,00651437
i-C ₅ H ₁₂	-514,8771504	i-C ₅ H ₁₂	10,01455858
C ₆ H ₁₄	-261,5011776	C ₆ H ₁₄	5,086298468
C ₇ H ₁₆	0	C ₇ H ₁₆	0
H ₂ O	6246603,894	H ₂ O	8043858,047
CO	-3940,055887	CO	76,63560222
CO ₂	-1580,373885	CO ₂	30,73887982
O ₂	-691,7245188	O ₂	13,45430791
H ₂	-205839,9425	H ₂	4003,66604
N ₂	0	N ₂	0
CH ₃ OH	4116315,747	CH ₃ OH	5300649,778
Total	10143688,76	Total	13348771,95
Q _s		Aliran Keluar	
Q _s	-9169047,713	aliran <31>	
Total	-9169047,713	Komponen	Energi (kJ/jam)
		CH ₄	-64644,30377
		C ₂ H ₆	-27987,04856
		C ₃ H ₈	-185330,9151
		n-C ₄ H ₁₀	-28246,63149
		i-C ₄ H ₁₀	-26126,36395
		n-C ₅ H ₁₂	-29038,06082
		i-C ₅ H ₁₂	-29061,40443
		C ₆ H ₁₄	-14760,00921
		C ₇ H ₁₆	0

H ₂ O	-6840424314
CO	-222390,0547
CO ₂	-89201,63691
O ₂	-39043,26689
H ₂	-11618301,2
N ₂	0
CH ₃ OH	-4915200,701
Total	-12374130,9

Total Masuk	974641,0494	Total Keluar	974641,0494
--------------------	--------------------	---------------------	--------------------

19. Distilasi II (D-320)

a. Kondensor Kolom Distilasi I (E-321)

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem Methanol condensor adalah sebagai berikut :

Aliran 33

$$P1 = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa}$$

$$T1 = 73,19 \text{ C} = 346,3 \text{ K}$$

Aliran 34 dan 35

$$P2 = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa}$$

$$T2 = 73,19 \text{ C} = 346,3 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

Energi Masuk

$$P = 1,5 \text{ bar}$$

$$T = 346,34 \text{ K}$$

Komponen Aliran Masuk Condensor

Komponen	BM	Fr Mol	Kmol	Massa (kg/jam)
CH ₃ OH	32	0,984915364	861,7893	27577,257
H ₂ O	18	0,015084636	13,19888	237,579795
TOTAL	50	1	874,9882	27814,8368

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase gas saat Top

Data Komponen untuk Perhitungan ΔH_{lv} Tiap Komponen

Komponen	C1	C2	C3	C4
CH ₃ OH	52390000	0,368	0	0
H ₂ O	52053000	0,320	-0,212	0,258

Sumber : Tabel 2-193 Heats of Vaporization of Inorganic and Organic Compounds Perry Handbook Edisi 7

$$\Delta H_{IV} = C1 \times (1 - Tr)^{C2 + (C3 \times Tr) + (C4 \times Tr^2)} / 1000$$

Perhitungan ΔH_{lv}

Komponen	Tc (K)	Tr (K)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/jam)
CH ₃ OH	512,600	0,676	34610,030	29826552,948

H ₂ O	647,100	0,535	41992,043	554247,826
Total			76602,073	30380800,774

$$H_{lv} = 30380800,774 \text{ kJ/jam}$$

Komponen Masuk Kondensor (Vapor)

Komponen	Fraksi	Flowrate (kmol)
CH ₃ OH	0,984915364	861,789
H ₂ O	0,015084636	13,199
Total	1	874,9881594

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha(Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2)) \times (1 - Tr^{0,5}))^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha(Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \times \left(\text{LN} \left(\frac{Z + (\beta \times \sigma)}{Z + (\beta \times \epsilon)} \right) \right)$$

$$\frac{HR}{nRT} = Z - \left(1 \times \left(\text{LN} \frac{Tr(\alpha)}{Tr} - 1 \right) \times I \times q \right)$$

$$HR = \frac{HR}{nRT} \times \text{Flowrate} \times R \times T$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha(Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
$\alpha_{PR}(Tr; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

Perhitungan H1R

Perhitungan H1R Aliran Masuk *Condensor*

	Nilai		Nilai
Flowrate (kmol/h)	874,988	β	0,002
R	8,314	$\alpha(Tr)$	1,628
Zi.Tc (K)	514,629	q	16,512
Tr	0,579	Z	0,893
Zi.Pc	83,076	I	0,003
Pr	0,018	H ^R /nRT	0,977
Zi. ω	0,561	HR (kJ/jam)	2119461,511

$$H1R = 2119461,511 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan H2 R

Perhitungan H2R Aliran Masuk *Condensor*

	Nilai		Nilai
Flowrate (kmol/h)	874,988	β	0,002

R	8,314	$\alpha (Tr)$	1,458
Tc (K)	514,629	q	12,732
Tr	0,673	Z	0,907
Pc	83,076	I	0,002
Pr	0,018	H^R/nRT	0,965
ω	0,561	HR (kJ/jam)	2430101,576

$$H_2 R = 2430101,576 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan Hig

$$\tau = 1,1616$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

$$C_p(H) = 47,90912 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 2020120,59 \text{ kJ/jam}$$

$$H_1 = H_{lv} - H_{1R} + H_{ig} + H_2R$$

$$H_1 = 32711561,431 \text{ kJ/jam}$$

$$H \text{ masuk} = 32711561,431 \text{ kJ/jam}$$

ENERGI KELUAR

$$P = 1,5 \text{ bar}$$

$$T = 346,34 \text{ K}$$

$$\tau = 1,1616$$

Perhitungan untuk Komponen Liquid saat Tref dan Liquid saat T op

Tipe kondensor merupakan kondensor total, sehingga seluruh gas keluar kolom akan berubah menjadi liquid dengan komposisi mol yang sama. Perhitungan dari entalpi aliran adalah sebagai berikut :

Aliran 34				
Komponen	BM	Fr Mol	Kmol	Massa (kg/jam)
CH ₃ OH	32	0,984915364	501,154	16036,9272
H ₂ O	18	0,015084636	7,675507	138,159131
TOTAL	50	1	508,8295	16175,0863
Aliran 35				
Komponen	BM	Fr Mol	Kmol	Massa (kg/jam)
CH ₃ OH	32	0,984915364	360,6353	11540,3298
H ₂ O	18	0,015084636	5,52337	99,4206636
TOTAL	50	1	366,1587	11639,7505
TOTAL				27814,8368

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha (Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2)) \times (1 - Tr^{0,5}))^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha (Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$V = \frac{Z \times R \times \tau}{10}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha (Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
$\alpha_{PR} (Tr ; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Perhitungan H3R

Perhitungan H3R Aliran Keluar *Condensor*

	Nilai		Nilai
Flowrate (kmol/h)	16175,086	β	0,002
R	8,314	$\alpha (Tr)$	1,458
Zi.Tc (K)	514,629	q	12,732
Tr	0,673	Z	0,907
Zi.Pc	83,076	V	1742,071
Pr	0,018	Cp (kJ/kmol)	87,518
Zi. ω	0,561	H (kJ/jam)	68217697,361

H3 R = 68217697,361 kJ/jam

Perhitungan H4R

Perhitungan H4R Aliran Keluar *Condensor*

	Nilai		Nilai
Flowrate (kmol/h)	11639,751	β	0,002
R	8,314	$\alpha (Tr)$	1,458
Zi.Tc (K)	514,629	q	12,732
Tr	0,673	Z	0,907
Zi.Pc	83,076	V	1742,071
Pr	0,018	Cp (kJ/kmol)	87,518
Zi. ω	0,561	H (kJ/jam)	49090055,359

H4 R = 49090055,359 kJ/jam

H keluar = H3 + H4
 = 68217697,361 + 49090055,359
 = 117307752,7 kJ/jam

PERHITUNGAN KEBUTUHAN COOLING WATER

H in = H out + Qc
 32711561,431 = 117307752,719 + Qc
Qc = -84596191,289 kJ/jam

Data Pendingin (Air) :

Tin = 30 C = 303,15 K
 Tout = 40 C = 313,15 K

$$\Delta T = 10$$

Untuk nilai C_p dari air dapat dihitung dengan menggunakan persamaan yang berasal dari Literatur Perry berikut :

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O (l)	276370	-2090,1	8,125	-0,014116	9,37E-06

Sumber : * (Perry's Heat Capacities Liquid, Edisi 7 (Table 2-196))

$$C_p = C1 + (C2 \times T) + (C3 \times T^2) + (C4 \times T^3) + (C5 \times T^4)$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 75314,13 \text{ J/mol.K} = 75,31 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$Q_c = \text{massa air} \times C_p \text{ air} \times \Delta T$$

$$-84596191,3 = \text{masaa air} \times 75314,12892 \times 10$$

$$\text{Massa Air} = 8588807,1968 \text{ kg/h}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
Aliran <33>		Aliran <34>	
CH ₃ OH	32.218.119,449	CH ₃ OH	67.188.658,3
H ₂ O	493.441,982	H ₂ O	1.029.039,1
Total	32.711.561,431	Total	68.217.697,4
		Aliran <35>	
		CH ₃ OH	48.349.549,8
		H ₂ O	740.505,593
		Total	49.090.055,4
		Cooling Water	
		Qc	(84.596.191)
		Total	(84.596.191,3)
Total Masuk	32.711.561,431	Total Keluar	32.711.561,4

b. Reboiler Kolom Distilasi I (E-325)

ENERGI MASUK

$$P = 2 \text{ bar}$$

$$T = 393,15 \text{ K}$$

$$\tau = 1,3186$$

Komponen Aliran <36> Masuk Reboiler

Komposisi	BM (kg/kmol)	Fr mol	Kmol	Flowrate (kg/h)
CH ₃ OH	32	0,007	15,664	501,247
H ₂ O	18	0,993	2351,299	42323,376
Total		1,000	2366,963	42824,623

Perhitungan untuk Komponen Liquid saat Tref dan Liquid saat T op

Data Perhitungan Entalpi Aliran Masuk Reboiler

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C
H ₂ O	219,09	642,818	0,343	8,654	0,0012	-1,7881E-07
CH ₃ OH	0,536	3,392	0,004	0,089	-0,0003	8,67785E-07

Total	219,63	646,210	0,346	8,743	0,0009	6,88976E-07
--------------	--------	---------	-------	-------	--------	-------------

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha (Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2)) \times (1 - Tr^{0,5}))^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha (Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$V = \frac{Z \times R \times \tau}{10}$$

$$\frac{\langle Cp^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha (Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
$\alpha PR (Tr ; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

$$\Delta H = (Cp)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Perhitungan Entalpi Aliran Masuk *Reboiler*

	Nilai		Nilai
Flowrate (kmol/h)	2366,963	β	0,001
R	8,314	$\alpha (Tr)$	1,423
Tc (K)	646,210	q	13,747
Tr	0,608	Z	0,958
Pc	219,626	V	1565,651
Pr	0,009	Cp (kJ/kmol)	75,973
ω	0,346	H (kJ/jam)	17082561,462

$$H1 = 17082561,462 \text{ kJ/jam}$$

ENERGI KELUAR

Perhitungan Aliran Liquid Keluar *Reboiler*

$$P = 2 \text{ bar}$$

$$T = 393,25 \text{ K}$$

$$\tau = 1,319$$

Komponen Aliran <38> Liquid Keluar *Reboiler*

Komp.	BM (kg/kmol)	Fr mol	Kmol	Flowrate (kg/h)
CH ₃ OH	32	0,007	3,643	116,569
H ₂ O	18	0,993	546,814	9842,646
Total		1,000	550,456	9959,215

Perhitungan untuk Komponen Liquid saat Tref & Liquid saat T op

Data Perhitungan Entalpi Aliran Keluar *Reboiler*

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C
----------	-------	-------	--------------	------	------	------

H ₂ O	219,09	642,818	0,343	8,654	0,0012	-1,7881E-07
CH ₃ OH	0,536	3,392	0,004	0,089	-0,0003	8,67785E-07
Total	219,63	646,210	0,346	8,743	0,0009	6,88976E-07

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha(Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2))) \times (1 - Tr^{0,5})^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha(Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$V = \frac{Z \times R \times \tau}{10}$$

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha(Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR}(Tr; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2)(V)(P_2 - P_1)$$

Perhitungan Entalpi Aliran Keluar Reboiler

	Nilai		Nilai
Flowrate (kmol/h)	550,456	β	0,001
R	8,314	$\alpha(Tr)$	1,423
Tc (K)	646,210	q	13,741
Tr	0,609	Z	0,958
Pc	219,626	V	1566,066
Pr	0,009	Cp (kJ/kmol)	75,974
ω	0,346	H (kJ/jam)	3976249,429

$$H_2 = 3976249,429 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan Aliran Gas Keluar Reboiler

$$P = 2 \text{ bar}$$

$$T = 393,25 \text{ K}$$

$$\tau = 1,319$$

Komponen Aliran Gas <37> Keluar Reboiler

Komponen	BM (kg/kmol)	Fr mol	Kmol	Flowrate (kg/h)
CH ₃ OH	32	0,007	12,021	384,678
H ₂ O	18	0,993	1804,485	32480,731
Total		1,000	1816,506	32865,408

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Gas saat T op

Perhitungan Hlv

Data Komponen untuk Perhitungan ΔH_{lv} Tiap Komponen

Komponen	C1	C2	C3	C4
CH ₃ OH	52390000	0,3682	0	0
H ₂ O	52053000	0,3199	-0,212	0,25795

Sumber : Tabel 2-193 *Heats of Vaporization of Inorganic and Organic Compounds Perry Handbook Edisi 7*

$$\Delta H_{IV} = C1 \times (1 - Tr)^{C2 + (C3 \times Tr) + (C4 \times Tr^2)} / 1000$$

Perhitungan ΔH_{lv}

Komponen	Tc (K)	Tr (K)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/jam)
CH ₃ OH	512,600	0,767	30633,311	368248,446
H ₂ O	647,100	0,608	39818,336	71851591,713
Total			70451,646	72219840,158

Hlv = 72219840,16 kJ/jam

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
CH ₃ OH	0,536	3,392	0,004	0,015	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	219,090	642,818	0,343	3,447	0,001	0,000	12019,925
TOTAL	219,626	646,210	0,346	3,462	0,002	0,000	12019,925

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha(Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2))) \times (1 - Tr^{0,5})^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha(Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \times \left(\text{LN} \left(\frac{Z + (\beta \times \sigma)}{Z + (\beta \times \epsilon)} \right) \right)$$

$$\frac{HR}{nRT} = Z - \left(1 \times \left(\text{LN} \frac{Tr(\alpha)}{Tr} - 1 \right) \times I \times q \right)$$

$$HR = \frac{HR}{nRT} \times \text{Flowrate} \times R \times T$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha(Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
$\alpha_{PR}(Tr; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

Perhitungan H1R

Perhitungan H1R Aliran Keluar Reboiler

	Nilai		Nilai
Flowrate (kmol/h)	1816,506	β	0,001
R	8,314	$\alpha(Tr)$	1,641
Tc (K)	646,210	q	20,910

Tr	0,461	Z	0,972
Pc	219,626	I	0,001
Pr	0,005	H ^R /nRT	0,999
ω	0,346	HR (kJ/jam)	4499908,271

H1 R = 4499908,271 kJ/jam

Perhitungan H2 R

Tabel B.144 Perhitungan H2R Aliran Keluar Reboiler

	Nilai		Nilai
Flowrate (kmol/h)	1816,506	β	0,001
R	8,314	α (Tr)	1,423
Tc (K)	646,210	q	13,741
Tr	0,609	Z	0,958
Pc	219,626	I	0,001
Pr	0,009	H ^R /nRT	0,987
ω	0,346	HR (kJ/jam)	5858882,381

H2 R = 5858882,381 kJ/jam

Perhitungan Hig

P = 2 bar

T = 393,25 K

τ = 1,319

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Cp(H) = 33,982104 kJ/kmol

Hig = 5870399,61 kJ/jam

H3 = Hlv - H1R + H^{ig} + H2R

H3 = 79449214 kJ/jam

Total H Aliran Keluar Reboiler	=	H2	+	H3
Total H Aliran Keluar Reboiler	=	3976249,429	+	79449214
Total H Aliran Keluar Reboiler	=	83425463,307 kJ/jam		

Perhitungan Qsteam

H out	=	H in	+	Qs
83425463,307	=	17082561,462	+	Qs
Qs	=	66342901,85		kJ/jam

Perhitungan Kebutuhan Steam

Perhitungan Interpolasi

$$M = \left(\frac{X_2 - X}{X_2 - X_1} \right) M_1 + \left(\frac{X - X_1}{X_2 - X_1} \right) M_2$$

$$\begin{aligned} T1 &= 527,15 & H1 &= 1693,8 \\ T &= 527,80734 & H &= 1690,316084 \\ T2 &= 529,15 & H2 &= 1683,2 \end{aligned}$$

Mencari Suhu dari nilai P (43)

$$\begin{aligned} P1 &= 42,5 & T1 &= 527,15 \\ P &= 43 & T &= 527,8073 \\ P2 &= 44 & T2 &= 529,15 \end{aligned}$$

Jumlah kebutuhan steam dihitung melalui Qs yang diperlukan, yakni :

$$Qs = 66342901,85 \text{ kJ/jam}$$

Steam yang akan digunakan adalah *saturated steam* (Hasil Interpolasi)

Data Steam :

$$\begin{aligned} T &= 527,8073427 \text{ K} \\ P &= 43 \text{ bar} \\ H_{lv} &= 1690,316084 \text{ kJ/kg} \\ \lambda_{steam} &= 1690,316084 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan Massa Steam

$$\begin{aligned} Q_{steam} &= \text{massa steam} \times \lambda_{steam} \\ \text{massa} &= Q_{steam} / \lambda_{steam} \\ \text{massa} &= 66342901,85 / 1690,316084 \\ \text{massa} &= 39248,81 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Neraca Energi Kolom Distilasi *Methanol Reboiler*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/jam)	Komponen	Energi (kJ/jam)
Aliran <36>		Aliran <37>	
CH ₃ OH	113048,054	CH ₃ OH	525774,723
H ₂ O	16969513,408	H ₂ O	78923439,154
Total	17082561,462	Total	79449213,878
<i>Steam</i>		Aliran <38>	
Qs	66342901,846	CH ₃ OH	26313,809
Total	66342901,846	H ₂ O	3949935,620
		Total	3976249,429
Total Masuk	83425463,307	Total Keluar	83425463,307

20. Pendingin Produk Metanol (E-324)

Kondisi Operasi

Aliran 35

$$\begin{aligned} T &= 73,2 \text{ C} \\ &= 346 \text{ K} \\ P &= 10 \text{ bar} \end{aligned}$$

Aliran 39

$$\begin{aligned} T &= 30 \text{ C} \\ &= 303 \text{ K} \end{aligned}$$

$P = 10 \text{ bar}$
 Teferensi
 $T = 25 \text{ C}$
 $= 298 \text{ K}$
 $P = 1 \text{ bar}$

Energi Masuk

Komponen Masuk Cooler

Komponen	BM	F. Mol	kgmol	Massa (kg)
CH ₃ OH	32	0,98492	501,154	16036,927
H ₂ O	18	0,01508	7,67551	138,15913
Total		1	508,829	16175,086

$\Delta H_{35} = 49090055,4 \text{ kJ/jam}$

Energi Keluar

$T = 303,15 \text{ K}$
 $P = 10 \text{ bar}$
 $\tau = 1,01677$
 $R = 8,314 \text{ J/mol.K}$

Data properti untuk spesies murni dari Tabel B.1 :

Komponen	Tc/K	Pc/bar	ω
CH ₃ OH	512,6	80,97	0,564
H ₂ O	647,1	220,55	0,345

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C
CH ₃ OH	79,7486	504,868	0,55549	0,2026	-0,0505	0,00013
H ₂ O	3,32692	9,76127	0,0052	8,58058	1,9E-05	-3E-09
Total	83,0755	514,629	0,5607	8,78318	-0,0505	0,00013

$$\beta = \Omega \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$\alpha (Tr) = (1 + (0,37464 + (1,5422 \times \omega) - (0,2699 \times \omega^2))) \times (1 - Tr^{0,5})^2$$

$$q = \frac{\Psi \times \alpha (Tr)}{\Omega \times Tr}$$

$$V = \frac{Z \times R \times \tau}{10}$$

$$\frac{\langle Cp \rangle_{ig}}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2+\tau+1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha (Tr)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Zc
$\alpha_{PR} (Tr ; \omega)$	2,41421	-0,4142	0,07779	0,45724	0,45724

$$\Delta H = (Cp)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Nilai		Nilai	
Flowrate	508,8294816	β	0,015895981
R	8,314	α (Tr)	1,608872189
Tc (K)	514,6288835	q	16,05382683
Tr	0,589065266	Z	0,982037014
Pc	83,07551343	V	247,5115387
Pr	0,120372413	Cp (kJ/kmol)	43,88303244
ω	0,560696465	H (kJ/jam)	120151,8249

H = 120151,82 kJ/jam

Perhitungan Q cooling water

$$\begin{aligned} H_{in} &= H_{out} + Q_c \\ 49090055,4 &= 120151,8249 + Q_c \\ Q_c &= 48969903,58 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan Cooling Water

$$Q_c = 48969903,58 \text{ kJ/jam}$$

Cooling Water Supply

$$\begin{aligned} T_{\text{water}} &= 25 \text{ C} \quad 298,15 \text{ K} \\ P_{\text{water}} &= 1 \text{ bar} \\ \tau &= 1 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O	276370,00	-2090,10	8,13	-0,01	0,00

$$C_p = C_1 + (C_2 \times T) + (C_3 \times T^2) + (C_4 \times T^3) + (C_5 \times T^4)$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 75384,20367 \text{ J/kmol.K} = 75,38 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 1884605,092 \text{ J/kmol} = 1884,605092 \text{ kJ/kmol}$$

Cooling Water Supply

$$\begin{aligned} T_{\text{water}} &= 40 \text{ C} \quad 313,15 \text{ K} \\ P_{\text{water}} &= 1 \text{ bar} \\ \tau &= 1,05 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O	276370,00	-2090,10	8,13	-0,01	0,00

$$C_p = C_1 + (C_2 \times T) + (C_3 \times T^2) + (C_4 \times T^3) + (C_5 \times T^4)$$

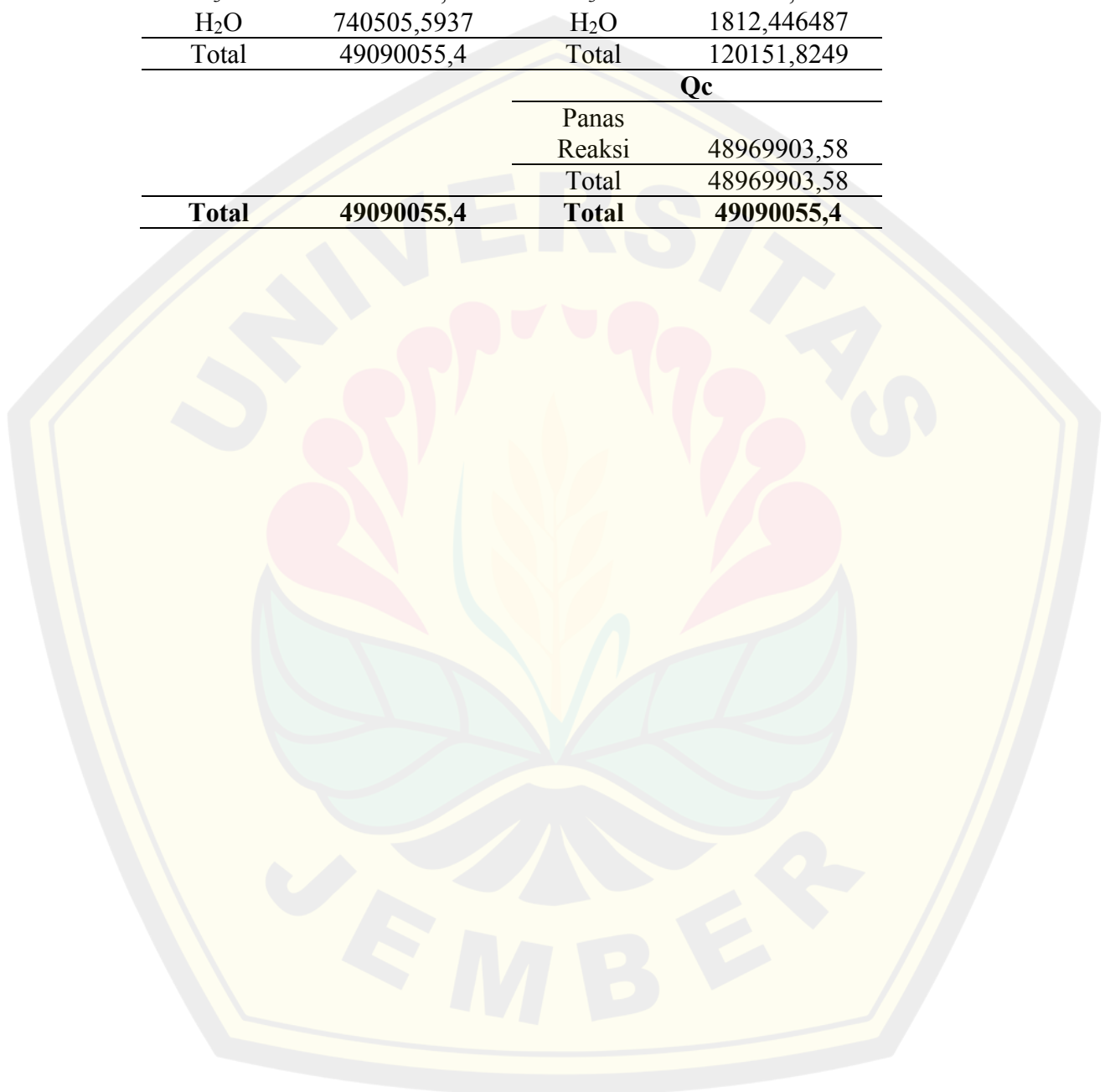
$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 75242,63406 \text{ J/kmol.K} = 75,24 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 3009705,362 \text{ J/kmol} = 3009,705362 \text{ kJ/kmol}$$

Kebutuhan Water

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} + \Delta H \text{ CW in} &= \Delta H_{out} + \Delta H \text{ CW out} \\ 49090055,4 + 1884,605092 \text{ m} &= 120151,8249 + 3009,7054 \text{ m} \\ &= -48969903,58 \text{ m} \\ &= 43524,92383 \text{ kJ/kmol} \\ &= 783448,6289 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
aliran <35>		aliran <39>	
Komponen	Energi (kj/jam)	Komponen	Energi (kj/jam)
CH ₃ OH	48349549,81	CH ₃ OH	118339,3785
H ₂ O	740505,5937	H ₂ O	1812,446487
Total	49090055,4	Total	120151,8249
Qc			
		Panas	
		Reaksi	48969903,58
		Total	48969903,58
Total	49090055,4	Total	49090055,4



APPENDIKS C – SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan Gas Alam Reforming (F-111)

Fungsi	:	Untuk menampung gas alam		
Tipe	:	<i>Spherical Storage</i>		
Bahan Konstruksi				
Bahan	:	SA-182 Grade F310 Type 310		
Alasan	:	1, <i>Minimum tensile strength</i> 515 MPa		
Dasar Perancangan	:			
Suhu	=	30	°C	
Tekanan	=	830	kPa	= 8,19 atm
Waktu tinggal	=	1	hari	= 24 jam
Kapasitas	=	104554		= 2509296,74 kg
ρ bahan	=	50	kg/m ³	
Tipe pengelasan	=	Double Welded butt joint	E	= 0,8
Banyak tangka	=	10	buah	
Faktor korosi (c)	=	1/16	in	
<i>Allowable stress</i> (f)	=	13750	psia	

Perhitungan

$$\rho \text{ bahan} = \frac{m \text{ gas}}{V \text{ gas}}$$

$$V \text{ gas} = \frac{m \text{ gas}}{\rho \text{ bahan}}$$

$$V \text{ gas} = \frac{2509296,74}{49,99}$$

$$V \text{ gas} = 50196 \text{ m}^3 = 1772654,10 \text{ ft}^3$$

$$V \text{ gas} = 75\% \text{ V tangki}$$

$$V \text{ tangki} = \frac{V \text{ gas}}{75\%}$$

$$V \text{ tangki} = 2363538,79 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume gas setiap tangki} = \frac{V_{\text{gas}}}{\text{Banyak tangki}} = 236353,8794 \text{ ft}^3$$

$$V \text{ silinder} = \frac{4\pi r^3}{3}$$

$$\begin{aligned} 236353,88 &= 12,5714 \quad r^3 \\ r^3 &= 18800,9 \\ r &= 26,59 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

* Tekanan Desain

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 8,19 \quad \text{atm} \\ &= 1,20 \quad \text{psi} \\ g &= 9,80 \quad \text{m/s}^2 \end{aligned}$$

$$P \text{ hidrostatic} = \frac{\rho_s (H-1)}{144} = \frac{1279,27}{144}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatic} &= 8,8838 \quad \text{psi} \\ P \text{ total} &= P \text{ hidrostatic} + P \text{ operasi} \\ P \text{ total} &= 10,09 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

P desain 10% lebih besar dari Ptotal, maka : (Coulson, 1983)

$$\begin{aligned} 10\% P \text{ total} &= 1,01 \\ P \text{ desain} &= 10,09 + 1,01 \\ P \text{ desain} &= 11,10 \quad \text{psi} \\ &= 0,76 \quad \text{atm} \end{aligned}$$

* Ketebalan Silinder

$$t_s = \frac{P_d \times r_i}{S \times E - 0,2 \times P_d} + C \quad (\text{Peters, 2002, hal, 554})$$

$$t_s = \frac{3540,69}{11000,00} + 1/16$$

$$t_s = 0,38 \quad \text{in}$$

* Diameter Nozzle

Masuk dan keluar nozzle sama, aliran diasumsikan turbulen,

$$\begin{aligned} D &> 0,0254 \quad \text{m} \\ \rho &= 49,99 \quad \text{kg/m}^3 \\ m &= 29,0428 \quad \text{kg/s} \\ \mu &= 0,0084 \quad \text{cP} \quad (\text{Geankoplis, 2003, hal, 972}) \end{aligned}$$

For turbulent flow in steel pipes,

$$D_i \geq 0,0254 \text{ m:}$$

$$D_{i,opt} = 0,363 q_f^{0,45} \rho^{0,13} \mu_c^{0,025} = \frac{0,363 \dot{m}^{0,45} \mu_c^{0,025}}{\rho^{0,32}} \quad (9-76) \quad (\text{Peters, 2002, hal,404})$$

where \dot{m} is the mass flow rate, kg/s.

$$D_i < 0,0254 \text{ m:}$$

$$I \quad D_{i,opt} = 0,49 q_f^{0,49} \rho^{0,14} \mu_c^{0,027} \quad (9-77) \quad \text{n 9-76,}$$

$$D_i, \text{ opt} = \frac{0,363 \text{ m}^{0,45} \times \mu^{0,025}}{\rho^{0,32}}$$

$$D_i, \text{ opt} = \frac{1,31}{3,50}$$

$$D_i, \text{ opt} = 0,37 \quad \text{m}$$

$$18,01 \quad \text{in}$$

Schedule Number 40 IPS (Kern, 1950, hal, 844)

Standarisasi

$$\text{NPS} = 20 \quad \text{in}$$

$$\text{OD} = 20 \quad \text{in} = 0,5080 \quad \text{m}$$

$$\text{ID} = 19,25 \quad \text{in} = 0,4890 \quad \text{m}$$

$$A = 291 \quad \text{in}^2 = 0,1877 \quad \text{m}^2$$

Cek aliran menggunakan Reynold Number (Nre)

$$\text{Nre} = \frac{\rho \cdot \text{ID} \cdot v}{M}, \text{ dimana } v = Q/A$$

$$\text{Nre} = \frac{24,44 \cdot 0,58097}{0,1877}$$

$$0,00000840$$

$$\text{Nre} = 9004570,92$$

Nre > 2100, maka aliran benar merupakan aliran turbulen

2. Kompresor Gas Alam (G-112)

menaikkan tekanan gas alam agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada

Fungsi: operasi pada *primary reforming*

Type: Sentrifugal Compressor

Jumlah: 1 buah

Feed: Fresh feed gas alam

Data operasi:

$$\text{Suhu Masuk (T1)} = 30 \quad \text{C} = 303,2 \quad \text{K}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 67,31 \quad \text{C} = 340 \quad \text{K}$$

$$\text{Tekanan masuk (p1)} = 8,3 \quad \text{bar} = 120,4 \quad \text{psia}$$

$$\text{Tekanan keluar (p2)} = 45 \quad \text{bar} = 652,9 \quad \text{psia}$$

$$\text{Rate massa} = 104554,031 \quad \text{kg/jam}$$

$$\text{Rate mol} = 639,13551 \quad \text{kg/mol}$$

A. Kondisi Operasi

1, Tekanan Suction, Ps (psia)

Ps = Pgas masuk

$$\text{Ps} = 120,41 \quad \text{psia}$$

2, Temperatur Suction, Ts (K)

$$\text{Ts} = 30 \quad \text{C} = 303,15 \quad \text{K}$$

3, Temperatur Discharge, Td (K)

Pd= P gas keluar

$$Pd = 652,85 \text{ psia}$$

4, Temperatur Discharge, Td (K)

$$Td = 67,31 \text{ C} = 340,46 \text{ K}$$

5, Ratio Spesifikasi heat, k

$$k = 1,27 \text{ (Ludwig vol III, tabel 12-4)}$$

6, overall compresor ratio, Rc (Ludwig vol III, pers,(12-36)

$$= \frac{652,85}{120} \text{ pd/ps}$$

$$= 5,4219$$

Rc makas/stage = 10 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)

B, Kapasitas Power (BHP)

1, Kapasitas Volume

Menghitung bhp/MMSCFD menggunakan persamaan (12-58) Ludwig vol III

$$bhp = (bhp / MMSCFD) \times \left(\frac{\text{kapasitas}}{10^6} \right)$$

dimana: bhp = Brake horse power

MMSCFD = Million Standard Cubic Feet per 24 hour day, yaitu kapasitas inlet pada kondisi 14,4 psia dan suction temperatur = 86 F)

Dengan nilai Rc = 5,42 k = 1,27

Dari fig, 12-21, Ludwig vol III diperoleh nilai bhp/MMSCFD = 105

Menghitung kapasitas inlet gas alam

Volume 1 mol gas pada 30 C, 14,4 psia =

$$22,4 \text{ lt} \times \left(\frac{14,7 \text{ psia}}{14,4 \text{ psia}} \right) \times \left(\frac{303,15 \text{ K}}{298,15 \text{ K}} \right)$$

$$= 23,250143$$

Rate mol = 6379,1 kgmol/jam

volume gas = 23,3 lt x 6379,1 kgmol/jam x 1000

(kapasitas) = 3559579432 liter/jam (pada 30C, 14,4 psia)

$$= 12570468,05 \text{ CFD (cubic feet per day)}$$

bhp = (bhp/MMSCFD) dari grafik x (Volume gas/10⁶)

$$= 105 \times \left(\frac{12570468,05}{10^6} \right)$$

$$= 1319,899145 \text{ Hp}$$

3.Primary Reforming Preheater (E-113)

Fungsi : Mengkondisikan *feed* gas alam yang akan dimasukkan ke *primary reformer*

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 2 buah heat exchanger 2-4 disusun paralel

Data Fluida yang masuk Scrub Column Pre-Cooler

Fluida	Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
Panas	Mass Flow Arus 10	398252	kg/hr	877981	lb/hr
	T1	1050	°C	1922,00	°F
	T2	826,3	°C	1519,34	°F
Dingin	Mass Flow Arus 4	302251	kg/hr	666339,2	lb/hr
	t1	230	°C	446,00	°F
	t2	527	°C	980,60	°F
Batasan	Rd	0,002	hr ft ² °F/btu		
	ΔP gas	2	psi		
	ΔP liquid	10	psi		

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* (appendiks tabel 10, Kern) dengan data-data sebagai berikut

Panjang tube, L	=	3,5	ft	
BWG	=	16		
<i>Pitch</i>	=	1	<i>in triangular</i>	(appendiks tabel 9, Kern)
OD tube	=	0,75	<i>in</i>	
ID tube	=	0,62	<i>in</i>	
Rd	=	0,002	jft ² °F/Btu	

Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M) = 398252 kg = 671207,1238 lb

Massa fluida dingin (m) = 302251 kg = 302251,4538 lb

1) Material dan Heat Balance

Q yang ditrasfer ke fluida dingin = m x Cp(f.dingin) x Δt

Panas yang dipertukarkan (Q) = 41341171,01 Btu/hr

2) Menghitung Δt

Hot Fluid			Cold Fluid	Diff
1922,00		Higher Temp	980,6	941,4
1519,34		Lower Temp	446,0	1073
403		Differences	534,6	-131,9

LMTD = $(\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)$
 = 1005,93 °F

R = $(T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$
 = 0,753

S = $(t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$
 = 0,362

Dari fig.19 kern diperoleh nilai Ft

$$F_t = 0,963$$

Maka akan digunakan 2-4 shell & tube Heat Exchanger

$$\Delta t = F_t \times \text{LMTD} = 0,963 \times 1005,93 = 968,71 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3) Menghitung suhu *Caloric* (T_c dan t_c)

Karena:

$$\mu \text{ Arus 14} = 0,03300 \text{ cP} \quad (\text{kurang dari 1 cP})$$

$$T_c = (T_2 + T_1)/2 = 1720,67 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu \text{ Arus 4} = 0,0251 \text{ cP}$$

$$t_c = (t_2 + t_1)/2 = 713,3 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{kurang dari 1 cP})$$

	Fluida panas	Fluida dingin
μ (cP)	0,03300	0,02510
k (Btu/hr.ft.oF)	0,11390	0,04990
C_p (Btu/lb.oF)	0,4948	0,5117
sg	0,484	0,6484

Karena viskositas kurang dari 1 cp maka tidak perlu mencari F_c , dan t_w , serta dianggap $\phi_t = 1$

4) Mencari IDs dan jumlah pipa dimulai dengan trial U_D

a. Trial U_D

$$U_D = 75 \text{ (Appendiks Tabel 8, Kern)} \quad \text{tersedia } U_D = 40 - 75 \text{ (Light Organics)}$$

$$A = Q/U_D \times \Delta t = 20.670.586 / (75 \times 969) = 284,5$$

$$a''_t = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{tabel 10, Kern})$$

$$b. N_t = A/(L \times a''_t) = 284,5 / (3,5 \times 0,1963) = 414,104419$$

Coba untuk tube passes,

$$n = 4\text{-P}$$

$$N_t \text{ standar} = 1012 \text{ (Appendiks tabel 9, Kern)}$$

$$\text{IDs} = 37 \text{ in} \quad (\text{Appendiks tabel 9, Kern})$$

c). Koreksi U_D

$$A = N_t \times a''_t \times L$$

$$A = 1012 \times 0,2 \times 3,5$$

$$A = 695,295 \text{ ft}^2$$

$$U_D = Q / (A \times \Delta t)$$

$$U_D = 20.670.586 / (695,295 \times 969)$$

$$U_D = 30,68956 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan:

Bagian *Shell*

$$\text{IDs} = 37$$

$$n' = 2 \quad (\text{jumlah passes pada shell})$$

B	=	35	in	(baffle spacing)	
de	=	0,73	in	(diameter ekivalen)	(Appendiks fig. 28, Kern)
Bagian Tube					
di	=	0,62	in	(diameter dalam tube)	(Appendiks tabel 10, Kern)
do	=	0,75	in	(diameter luar tube)	
L	=	16	ft	(panjang tube)	
n	=	4		(jumlah passes pada tube)	(Appendiks tabel 9, Kern)
Nt	=	1012		(jumlah tube)	(Appendiks tabel 9, Kern)
Pt	=	1,00	in	(jarak antar sumbu tube)	
C'	=	0,25	in	(jarak antar diameter luar tube)	(C' = Pt - do)
a''t	=	0,1963	ft ²	(luas permukaan panjang)	(Appendiks tabel 10, Kern)
a't	=	0,30	in ²	(luas penampang aliran)	(Appendiks tabel 10, Kern)

Bagian Shell

5) Menghitung Nre

$$as = \frac{(IDs \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)}$$

$$= \frac{37 \times 35 \times 0,25}{2 \times 1,0000 \times 144}$$

$$= 1,124132 \text{ ft}^2$$

6) Gs = M / (as x n HE)

$$= \frac{671207}{2,24826389}$$

$$= 298544,636 \text{ lb/hr.ft}^2$$

7) NreS = de x Gs / μ x 2.42

$$= \frac{0,73}{0,0330} \times \frac{298544,636}{2,42}$$

$$= 227416,30$$

8) J_H = 400 (fig. 28, Kern)

9) ho = J_H x (k/de) x (c_p μ/k)^{1/3}

$$= 526,244 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Bagian Tube

5') Menghitung Nre pipa

$$= at = \frac{(Nt \times a't)}{144n}$$

$$= \frac{1012 \times 0,302}{144 \times 4}$$

$$= 0,5305972 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 6') \quad G_t &= m / (at \times n \text{ HE}) \\
 &= 142410,97 \quad \text{lb/hr.ft}^2 \\
 7') \quad N_{Ret} &= d_i \times G_t / \mu \times 2.42 \\
 &= \frac{0,620}{0,0251} / 12 \quad \times \frac{142411}{2,42} \\
 &= 121133,65 \\
 8') \quad J_H &= 700 \quad (\text{fig. 24, Kern}) \\
 9') \quad h_i &= J_H \times (k/D) \times (c_p \mu/k)^{1/3} \\
 &= 577,37254 \quad \text{Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 10') \quad h_{io} &= h_i \times (ID/OD) \\
 &= 577,373 \quad \times \frac{0,62}{0,75} \\
 &= 477,295 \\
 9) \quad \text{Mencari tahanan panas pipa bersih}(U_c) \\
 U_c &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\
 &= \frac{526,244 \quad \times \quad 477,295}{526,244 \quad + \quad 477,295} \\
 &= 250,288 \\
 10) \quad \text{Mencari dirt factor}(R_d) \\
 R_d &= (U_c - U_d)/(U_c \times U_d) \\
 &= 0,0286 \quad > \quad 0,002 \quad \text{Rd ditetapkan (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Evaluasi ΔP **Bagian Shell**

$$\begin{aligned}
 1) \quad N_{Res} &= 227416,30 \\
 f &= 0,0006 \quad (\text{fig. 29, Kern}) \\
 2) \quad \text{Menghitung harga } (N+1) \\
 N+1 &= (12 \times l \times n') / B \\
 &= 10,97 \\
 IDs &= 37 \quad \text{in} \\
 &= 3,083 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

$$s.g = 0,484$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f G_s^2 I D_s (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \text{ de } S_g \phi_s} \\ &= \frac{1,079}{\text{psia}} \end{aligned}$$

$$\Delta P_s < 10 \text{ psia} \quad (\text{memenuhi})$$

Bagian Tube (Arus 14)

$$\begin{aligned} 1) \quad N_{ret} &= 121133,65 \\ f &= 0,00011 \quad (\text{fig 26, Kern}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2) \quad \Delta P_1 &= \frac{s g \cdot f \cdot G_t^{2 \cdot x} \cdot L \cdot x \cdot n}{5.22 \times 10^{10} \cdot I D_t \cdot x \cdot s g \cdot x \cdot \phi_t} \\ &= 0,0816461 \end{aligned}$$

$$3) \quad \Delta P_n = \frac{4 \cdot n \cdot x \cdot v^2 \cdot 62.5}{s g \cdot x \cdot 2 g_c \cdot x \cdot 144}$$

$$\begin{aligned} \text{dengan nilai } G_t &= 142411 \quad \text{lb/hr.ft}^2 \\ \frac{v^2 \cdot 62.5}{2 g_c \cdot x \cdot 144} &= 0,012 \quad (\text{fig, 27, Kern}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_n &= 4 \cdot x \cdot 0,65 \cdot 4 \cdot x \cdot 0,012 \\ &= 0,2961135 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 0,082 + 0,296 \\ &= 0,378 \end{aligned}$$

$$\Delta P_t < 10 \text{ psia} \quad (\text{memenuhi})$$

4. Tangki Penyimpanan Gas Alam Rurnace (F-114)

Fungsi : Untuk menampung gas alam

Tipe : *Spherical Storage*

Bahan Konstruksi

Bahan : SA-182 Grade F310 Type 310

Alasan : 1, *Minimum tensile strength* 515 MPa

Dasar Perancangan :
 Suhu = 30 C
 Tekanan = 830 kPa = 8,19 atm
 Waktu tinggal = 1 hari = 24 jam
 Kapasitas = 104554 = 2509296,74 kg
 ρ bahan = 50 kg/m³
 Tipe pengelasan = Double Welded butt E = 0,8 joint
 Banyak tangki = 10 buah
 Faktor korosi (c) = 1/16 in
 Allowable stress (f) = 13750 psia

Perhitungan

ρ bahan = $\frac{m \text{ gas}}{V \text{ gas}}$
 $V \text{ gas} = \frac{m \text{ gas}}{\rho \text{ bahan}}$
 $V \text{ gas} = \frac{2509296,74}{49,99}$
 $V \text{ gas} = 50196 \text{ m}^3 = 1772654,10 \text{ ft}^3$
 $V \text{ gas} = 75\% \text{ V tangki}$
 $V \text{ tangki} = \frac{V \text{ gas}}{75\%}$
 $V \text{ tangki} = 2363538,79 \text{ ft}^3$
 Volume gas setiap tangki = $\frac{V_{\text{gas}}}{\text{Banyak tangki}} = 236353,8794 \text{ ft}^3$
 $V \text{ silinder} = \frac{4\pi r^3}{3}$
 $236353,88 = 12,5714 r^3$
 $r^3 = 18800,9$
 $r = 26,59 \text{ ft}$
 * Tekanan Desain
 P operasi = 8,19 atm
 1,20 psi
 g = 9,80 m/s²

$$P \text{ hidrostatic} = \frac{\rho \cdot (H-1)}{144} = \frac{1279,27}{144}$$

$$P \text{ hidrostatic} = 8,8838 \text{ psi}$$

$$P \text{ total} = P \text{ hidrostatic} + P \text{ operasi}$$

$$P \text{ total} = 10,09 \text{ psi}$$

P desain 10% lebih besar dari Ptotal, maka: (Coulson, 1983)

$$10\% P \text{ total} = 1,01$$

$$P \text{ desain} = 10,09 + 1,01$$

$$P \text{ desain} = 11,10 \text{ psi}$$

$$0,76 \text{ atm}$$

Ketebalan Silinder

$$ts = \frac{Pd \times ri}{S \times E - 0,2 \times Pd} + C \quad (\text{Peters, 2002, hal, 554})$$

$$ts = \frac{3540,69}{11000,00} + \frac{1}{16}$$

$$ts = 0,38 \text{ in}$$

* Diameter Nozzle

Masuk dan keluar nozzle sama, aliran diasumsikan turbulen,

$$D = > 0,0254 \text{ m}$$

$$\rho = 49,99 \text{ kg/m}^3$$

$$m = 29,0428 \text{ kg/s}$$

$$\mu = 0,0084 \text{ cP} \quad (\text{Geankoplis, 2003, hal, 972})$$

For turbulent flow in steel pipes,

$$D_i \geq 0,0254 \text{ m:}$$

(Peters, 2002, hal,404)

$$D_{i,opt} = 0,363 q_f^{0,45} \rho^{0,13} \mu_c^{0,025} = \frac{0,363 m^{0,45} \mu_c^{0,025}}{\rho^{0,32}} \quad (9-76)$$

where \dot{m} is the mass flow rate, kg/s.

$$D_i < 0,0254 \text{ m:}$$

$$D_{i,opt} = 0,49 q_f^{0,49} \rho^{0,14} \mu_c^{0,027} \quad (9-77)$$

Karena $ID \geq 0,0254 \text{ m}$, maka menggunakan persamaan 9-76,

$$D_{i,opt} = \frac{0,363 m^{0,45} \times \mu^{0,025}}{\rho^{0,32}}$$

$$D_{i,opt} = \frac{1,31}{3,50}$$

$$D_{i,opt} = 0,37 \text{ m}$$

$$= 18,01 \text{ in}$$

Schedule Number 40 IPS (Kern, 1950, hal, 844)

Standarisasi

NPS	=	20	in		
OD	=	20	in	=	0,5080 m
ID	=	19,25	in	=	0,4890 m
A	=	291	in ²	=	0,1877 m ²

Cek aliran menggunakan Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu}, \text{ dimana } v = Q/A$$

$$Nre = \frac{24,44 \cdot 0,58097}{0,1877}$$

$$Nre = 9004570,92$$

$Nre > 2100$, maka aliran benar merupakan aliran turbulen

5. Kompresor Gas Alam Furnace (G-115)

Fungsi : menaikkan tekanan gas alam agar sesuai dengan kondisi operasi proses pada *primary reforming*

Type: Sentrifugal Kompresor

Jumlah: 1 buah

Feed: Fresh feed gas alam

Data operasi:

$$\text{Suhu Masuk (T1)} = 30 \text{ C} = 303,2 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 67,31 \text{ C} = 340 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan masuk (p1)} = 8,3 \text{ bar} = 120,4 \text{ psia}$$

$$\text{Tekanan keluar (p2)} = 45 \text{ bar} = 652,9 \text{ psia}$$

$$\text{Rate massa} = 104554,031 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate mol} = 6379,13551 \text{ kg/mol}$$

A, Kondisi Operasi

1, Tekanan Suction, Ps (psia)

Ps = Pgas masuk

$$Ps = 120,41 \text{ psia}$$

2, Temperatur Suction, Ts (K)

$$Ts = 30 \text{ C} = 303,15 \text{ K}$$

3, Temperatur Discharge, Td (K)

Pd = P gas keluar

$$Pd = 652,85 \text{ psia}$$

4, Temperatur Discharge, Td (K)

$$T_d = 67,31 \quad C = 340,46 \quad K$$

5, Ratio Spesifikasi heat, k

$$k = 1,27 \quad (\text{Ludwig vol III, tabel 12-4})$$

6, overall compresor ratio, Rc (Ludwig vol III, pers,(12-36)

pd/ps

$$= 652,85 / 120$$

$$= 5,4219$$

Rc makas/stage = 10 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)

B, Kapasitas Power (BHP)

1, Kapasitas Volume

Menghitung bhp/MMSCFD menggunakan persamaan (12-58) Ludwig vol III

$$bhp = (bhp / MMSCFD) \times \left(\frac{\text{kapasitas}}{10^6} \right)$$

dimana: bhp = Brake horse power

MMSCFD = Million Standard Cubic Feet per 24 hour day, yaitu kapasitas inlet

pada kondisi 14,4 psia dan suction temperatur = 86 oF)

Dengan nilai Rc = 5,42 k = 1,27

Dari fig, 12-21, Ludwig vol III diperoleh nilai bhp/MMCSFD =

105

Menghitung kapasitas inlet gas alam

Volume 1 mol gas pada 30 C, 14,4 psia =

$$22.4 \text{ lt} \times \left(\frac{14.7 \text{ psia}}{14.4 \text{ psia}} \right) \times \left(\frac{303.15 \text{ K}}{298.15 \text{ K}} \right) \\ = 23,250143$$

Rate mol = 6379,1 kgmol/jam

volume gas = 23,3 lt x 6379,1355 kgmol/jam x 1000

(kapasitas) = 3559579438 liter/jam (pada 30C, 14,4 psia)

= 12570468,05 CFD (cubic feet per day)

bhp = (bhp/MMCSFD) dari grafik x (Volume gas/10⁶)

= 105 x (12570468,05 / 10⁶)

= 1319,899145 Hp

6. Primary Reformer (R-110)

Fungsi = Mereaksikan *steam* dengan *natural gas* untuk menghasilkan gas sintesis

Jenis = Furnace Reactor, reaktan berserta katalis berada dalam tube mengalami pemanasan dari luar secara konveksi dan radiasi

Tipe Reaktor = Fix Bed

Tipe Furnace = *Side wall furnace*

Jumlah = 1 buah

Laju gas alam = 302251,45 kg/jam

Data Operasi

Ketentuan yang digunakan :

1 Temperatur desain = 28 °C + Temperatur Operasi (°C)

$$T = 817 \text{ °C} = 1090,15 \text{ K} = 1994,27 \text{ °F}$$

2 Tekanan desain (bar) = 1,1 × Tekanan Operasi (bar)

$$P = 47,15 \text{ bar} = 48,0755305 \text{ kg/cm}^2 = 46,529485 \text{ atm} \\ = 683,797302 \text{ psia}$$

Komposisi feed masuk

Komponen	Massa (Kg)	Mol(kgmol)
CH ₄	7164,190	4465,663
C ₂ H ₆	6568,7164	218,4482
C ₃ H ₈	6574,9175	149,1012
nC ₄ H ₁₀	2060,9585	35,45796
iC ₄ H ₁₀	1763,0618	30,33277
nC ₅ H ₁₂	656,56187	9,09983
iC ₅ H ₁₂	10565363	14,64341
C ₆ H ₁₄	1496,2978	17,36289
C ₇ H ₁₆	21,28854	0,21245
N ₂	61,530857	2,196511
CO ₂	12651,971	287,4814
H ₂ S	0	0
H ₂ O	197697,423	10973,984
H ₂	0	0
CH ₃ OH	0	0
CO	0	0
Total	302251,454	16203,984

Dengan bantuan katalis : NiO-Al₂O₃
 Spek katalis (sesuai data *Engelhard*)
 komponen utama : Nikel
 Carrier : Keramik
 Bentuk : Raschig Ring

True density : 3890 kg/m³
 Diameter katalis : 16 mm = 0,016 m
 Deskripsi : *Gray 6-holed domed cylinder*

Katalis yang digunakan:

Bahan Utama: Ni, Penyangga (*Support*): Al₂O₃, CaO, MgO.,

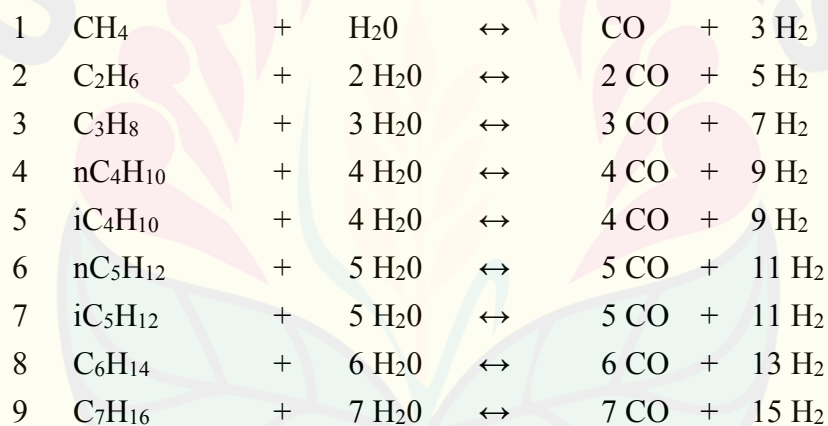
Aktivator: K, Ce, La.

Komposisi katalis: NiO: 10 % – 34 %, Aktivator: 0 – 5 %

Bentuk Geometri: *Single hole, Multi hole.*

Reaksi yang terjadi:

* Reaksi utama:



* Reaksi samping (*Water shift gas reaction*) :



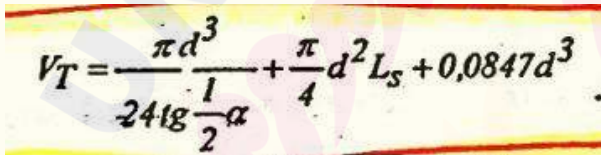
Perhitungan berat dan volume katalis yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 \text{GHSV} &= \frac{\text{Massa feed}}{\text{Massa katalis}} & \text{GHSV} &= 10000 \text{ /jam} \\
 \text{Massa katalis} &= \frac{\text{Massa feed}}{\text{GHSV}} & & \text{(Kipnis, 2022)} \\
 &= \frac{302251,45}{10000} & & \\
 &= 30,22514538 & & \text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume katalis} &= \frac{\text{Massa katalis}}{\rho_p} \\
 &= \frac{30,225 \text{ kg}}{556,11 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,0544 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Untuk reaksi partial oxidation membutuhkan jumlah katalis :

$$\begin{aligned}
 W \text{ total} &= 30,22515 \text{ lbm catalyst} \\
 V_{\text{total catalyst}} &= 0,054351 \text{ ft}^3 \\
 V_{\text{ruang kosong}} &= 0,036 \text{ ft}^3 \text{ (katalis menempati 60\% volume total)} \\
 V_{\text{total yang dibutuhkan}} &= 0,090585 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$



$$V_T = \frac{\pi d^3}{2418 \frac{1}{2} \alpha} + \frac{\pi}{4} d^2 L_s + 0,0847 d^3$$

$$\begin{aligned}
 0,091 &= \frac{3,14}{24,00 \times \frac{1}{60}} d^3 + \frac{3,14}{4} \times \frac{d^2}{2} \times d + 0,0847 d^3 \\
 0,091 &= 0,130833333 d^3 + 1,57 d^3 \times 0,0847 d^3 \\
 0,091 &= 1,785533333 d^3 \\
 d^3 &= 0,050732915 \\
 d &= 0,370194481 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Ukuran Tube

Tube yang dipakai ukuran = $4 \text{ in OD} = 127 \text{ mm} = 0,37019 \text{ ft}$

Menghitung Tebal Tube

Digunakan SA 283 Grade C (Carbon steel)

$$\begin{aligned}
 f_{yp} &= 12650 \text{ psi} \text{ (Brownell \& Young tabel 13.1)} \\
 E &= 1
 \end{aligned}$$

$$\lambda = 2 \quad (\text{safety factor})$$

Dengan menggunakan Maximum principal stress theory maka tebal shell dihitung sbb :

$$K = \sqrt{\frac{f_{yp}/\lambda p i + 1}{f_{yp}/\lambda p i - 1}} = \sqrt{\frac{(12650 / 2 \times 506,05) + 1}{(12650 / 2 \times 506,05) - 1}} \quad (\text{brownell\&young})$$

$$K = OD / ID$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga OD} &= ID / K \\ &= 5 / 1,1146 \\ &= 4,442333772 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Jadi tebal shell adalah :

$$ts = \frac{p d o}{2(fE + 0.4p)} + c = 0,12 \quad \text{ft}$$

6. Secondary Reformer (R-120)

Fungsi	=	Oksidasi <i>natural gas</i> untuk menjadi CO, CO ₂ dan H ₂
Kapasitas	=	302251,454
Bahan	=	SA 283 Grade C (<i>Carbon steel</i>)
Jenis Reaktor	=	Fixed bed reaktor dengan tutup atas : <i>conical dished head</i> dan tutup bawah <i>standard dished head</i>
Jumlah	=	1 buah

Kondisi operasi :

Ketentuan yang digunakan :

$$1 \quad \text{Temperature desain} = 28^\circ \text{C} + \text{temperature Operasi } (^\circ \text{C})$$

$$T = 789 \quad ^\circ \text{C} = 1062,15 \quad \text{K} = 1452 \quad ^\circ \text{F}$$

$$2 \quad \text{Tekanan desain (bar)} = 1.1 \times \text{Tekanan Operasi (bar)}$$

$$P = 6 \quad \text{bar} = 6,12 \quad \text{kg/cm}^2 = 87 \quad \text{psi} = 5,92 \quad \text{atm} \\ = 72,3 \quad \text{psig}$$

Spek katalis :

Komponen utama	=	Nikel
Carrier	=	Keramik
Bentuk	=	Raschig ring
Bulk density	=	62,43 lb/ft ³ = 1000 kg/m ³
Diameter katalis	=	16 mm = 0,016 m

$$\begin{aligned}\varepsilon \text{ (porosity)} &= 1 \quad (\text{rase vol. II, hal 136}) \\ \text{densitas katalis} &= 556,1083 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\frac{L}{ID} &= 2 \quad \text{maka} \\ ID &= 0,37019 \text{ ft} \quad ; \quad L = 0,74 \text{ ft} \\ Ac &= 95 \text{ ft}^2 \quad L = 0,18509724 \text{ FT}\end{aligned}$$

Perhitungan pressure drop :

Dari fogler hal 132, persamaan 4.34

$$\frac{P}{P_o} = \left(1 - \frac{2\beta_o L}{P_o}\right)^{1/2}$$

$$\beta_o = \frac{G(1 - \varepsilon)}{\rho_o g_c D_p \varepsilon^3} \left[\left(\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} \right) + 1.75G \right]$$

$$\begin{aligned}G &= m/Ac = 7014 \text{ lb/h.ft}^3 \\ \mu &= 0,03576401 \text{ cp} = 0,086549 \text{ lb/h.ft} \\ \rho_o &= 5,33524706 \text{ kg/m}^3 = 0,333068593 \text{ lb/ft}^3 \\ D_p &= 0,0049 \text{ ft} \\ g_c &= 417000000 \text{ lb/ft/lbf.h}^2 \\ P_o &= 42,3040283 \text{ atm} \\ \beta_o &= 254,4997354 \text{ lbf/ft}^3 = 0,120229 \text{ atm/ft} \\ P &= 42,2149186 \text{ atm} \\ \Delta P &= P_o - P = 0,089 \text{ atm} \\ 12\% P_o &= 5,0764834 \text{ atm}\end{aligned}$$

(karena pressure drop < 12% P_o, maka memenuhi : Robin Smith hal 268)

Perhitungan berat dan volume katalis yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}GHSV &= \frac{\text{Massa feed}}{\text{Massa katalis}} \\ \text{Massa katalis} &= \frac{\text{Massa feed}}{GHSV} \\ &= \frac{302251}{10000} \text{ kg/jam} \\ &= 30,2 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{Volume katalis} = \frac{\text{Massa katalis}}{\rho_p}$$

$$= \frac{30,2251}{556,108} \text{ kg}$$

$$= 0,05435 \text{ m}^3$$

$$\text{GHSV} = 10000 \text{ /jam}$$

(Kipnis, 2022)

Untuk reaksi partial oxidation membutuhkan jumlah katalis :

$$\begin{aligned} W \text{ total} &= 30,22515 \text{ lbm catalyst} \\ V_{\text{total catalyst}} &= 0,054351 \text{ ft}^3 \\ V_{\text{ruang kosong}} &= 0,036 \text{ ft}^3 \text{ (katalis menempati 60\% volume total)} \\ V_{\text{total yang dibutuhkan}} &= 0,090585 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V_T = \frac{\pi d^3}{24 \text{tg} \frac{1}{2} \alpha} + \frac{\pi}{4} d^2 L_s + 0,0847 d^3$$

$$0,09 = \frac{3,14}{24 \times \text{tg} 60} d^3 + \frac{3,14}{4} d^2 \times 2d + 0,0847 d^3$$

$$0,09 = 0,13083333 d^3 + 1,57 d^3 \times 0,0847 d^3$$

$$0,09 = 1,78553333 d^3$$

$$d^3 = 0,05073292$$

$$= 0,37019448 \text{ ft}$$

Menghitung tebal shell

Digunakan material shell SA 283 grade C (carbon steel)

$$f_{yp} = 12650 \text{ psi (brownell, tabel 13.1)}$$

$$\lambda = 2 \text{ (safety factor)}$$

Dengan menggunakan maximum principal stress theory maka perhitungan tebal

shell :

$$K = \sqrt{\frac{\frac{f_{yp}}{\lambda P_i} + 1}{\frac{f_{yp}}{\lambda P_i} - 1}} = 1,007$$

(persamaan 14.14c Brownell & Young)

$$K = OD/ID \quad \text{jadi tebal shell adalah ;}$$

$$\text{sehingga OD} = ID \times K$$

$$= 0,3729 \text{ ft} = 0,06 \text{ in}$$

distandartkan :

$$t_s = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Menghitung tebal dan tinggi tutup atas

Jenis tutup = standart dished head

$$f_{yp} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{brownell, tabel 13.1})$$

$$ID = 0,37 \text{ ft} = 4,442 \text{ in}$$

$$E = 1 \text{ c} = 1/16 \text{ in} \quad \alpha = 120$$

Jadi tebal tutup atas :

$$t_{ha} = \frac{p d_i}{2(fE + 0,6p) \cos \frac{1}{2} \alpha}$$

$$t_{ha} = 0,07 \text{ ft}$$

tinggi tutup atas

$$\text{adalah} : h_a = (0,5 \times OD) / (\text{tg } 0,5\alpha)$$

$$= 0,108 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal dan tinggi tutup bawah

Jenis tutup = Standart dished head

Digunakan material tutup SA 283 grade C (Carbon steel)

Dengan menggunakan maximum pricipal stress teory maka perhitungan

tebal tutup :

$$K = \frac{\sqrt{\frac{f_{yp}}{\lambda P_i} + 1}}{\sqrt{\frac{f_{yp}}{\lambda P_i} - 1}} = 1,0074$$

jadi tebal tutup bawah :

$$t_{hb} = \frac{0,885 \cdot p r}{(fE + 0,1 p)} + c$$

$$t_{hb} = 0,06 \text{ ft}$$

$$K = OD/ID$$

$$\text{Sehingga } OD = ID \times K$$

$$= 0,375716 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tutup} = 0,17 \text{ d}$$

$$hb = 0,0635 \text{ ft}$$

Menghitung Dimensi Jacket Pendingin

$$\text{Diameter dalam jacket, IDj} = 0,42 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Dari neraca energi, pendingin yang dibutuhkan} &= 2892,98 \text{ kmol/jam} \\ &= 52073,6 \text{ kg/jam} \\ &= 31,89 \text{ lbm/s} \end{aligned}$$

$$\text{Volumetrik rate pendingin} = 0,63148 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Luas penampang alir jacket} = 0,03076 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linier pendingin} = 20,5273 \text{ ft/s}$$

Ditetapkan

$$Rd = 0,003 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

$$Uc = 100 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$Ud = 142,9 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= 261 \text{ }^\circ\text{C} = 420,8 \text{ F} \\ &2024562333 \text{ btu (dari neraca energi)} \end{aligned}$$

$$A = Q/(Ud \Delta T) = 33678,56 \text{ ft}^2$$

$$\text{tinggi jacket } 0,75 * \text{tinggi bejana} = 8,667 \text{ ft}$$

Tebal jacket :

$$tj = \frac{pri}{(fE - 0.6p)} + c = 0,168 \text{ ft}$$

Menghitung Tinggi Total Bejana

$$\begin{aligned} Ht &= Hs + ha + hb + sf \\ &= 8,885 + 0,1078 + 0,0635 + 2,5 \\ &= 11,55595 \text{ ft} \end{aligned}$$

7. Gas Oxygen Storage Tank (F-121)

Fungsi : Menyimpan feedstock liquid oksigen untuk digunakan dalam Secondary Reformer

Kondisi operasi : P operasi = 42,7 bar

Yang akan dihitung :

Spesifikasi tangki meliputi bentuk, diameter, tebal, volume, jumlah dan bahan konstruksi bejana

Perhitungan :

Data konversi:

$$1 \text{ lb} = 0,45359 \text{ kg}$$

$$1 \text{ lb/ft}^3 = 16,018 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$1 \text{ ft} = 12 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Feed gas O}_2 &= 80168 \text{ kg/jam} \\ &= 176742,01 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Komposisi gas masuk

Komponen	Komposisi (f.mol)	kg/jam	BM	kgmol/jam
O ₂	1,00	80168,41	32,0	2505
Total	1,00	80168,41	32,0	2505

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas penyimpanan oksigen ditetapkan} &= 2 \text{ hari} \\ \rho &= 663,8 \text{ kg/m}^3 \\ &= 41,44 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume Oksigen} &= 204722,53 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Karena volumenya terlalu besar maka dibangun 5 tangki dengan ukuran sama:

$$\text{Volume Oksigen} = 34120 \text{ ft}^3/\text{tangki}$$

Ditetapkan ruang kosong 10 % dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$\begin{aligned} V &= 1,1 \times 34120,421 \text{ ft}^3 \\ &= 37532,5 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan bejana berbentuk silinder tegak dengan bagian atas dishead head dan bawah datar dengan perbandingan $L_s/D_i = 1,5$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= V_1 + V_2 \\ V_1 (\text{volume shell}) &= (\pi \cdot D_i^2 \cdot L_s)/4 \\ &= \pi \times 0,375 \times D_i^3 \\ &= 1,1775 D_i^3 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan pers.5.11 Brownell and Young, dapat dihitung volume tutup:

$$\begin{aligned} V_2 (\text{volume tutup}) &= 0,0847 D_i^3 \\ \text{Volume Total} &= 1,1775D_i^3 + 0,0847D_i^3 \\ 37532,46 &= 1,2622 D_i^3 \\ D_i^3 &= 29736 \\ D_i &= 30,98 \text{ ft} \\ &= 371,770 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan:

$$L_s = 1,5 \quad D_i$$

$$= 46,4712 \quad \text{ft}$$

Sambungan ditetapkan dengan menggunakan double welded butt joint ($E=0,8$)

(Brownell and young hal.254)

Dengan pers. (4-115) Ulrich, dapat dihitung tebal shell:

Penentuan tebal shell (t_s)

Bahan = Carbon and Alloy Steel Type SA-353

f = 22500 psi

Sambungan las, dipilih tipe double welded butt joint

E = 1

(Brownell and Young, 254)

C = 0,0625 in

Tekanan = 618,7 psi

operasi

Tekanan = $\frac{(r \times g \times h)}{144}$

hidrostatik

$$= \frac{41,44}{144} \times 46,471 \times 32$$

$$= 430,27 \text{ psi}$$

Tekanan perencanaan = tekanan operasi + tekanan hidrostatik

$$= 1049,0 \text{ psi} = 1034,3 \text{ psig}$$

Tekanan design = 1 x tekanan perencanaan

$$= 1137,7 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{P \times D_i}{1,6 f - 0,8 P} + C$$

$$= \frac{1137,70}{36000 - 910,16} \times 371,77 + 0,0625$$

$$= 2,473 \text{ in}$$

diambil = 2,750 in (Ukuran standart , Brownell tabel 5.7 hal. 91)

standarisasi OD

OD = $D_i + 2t_s$

$$= 377,27 \text{ in}$$

diambil = 400 in

OD

Di baru = $OD - 2t_s$

$$= 394,5 \text{ in}$$

$$= 33 \text{ ft}$$

L_s = 1,5 D_i (tinggi shell)

$$= 49 \text{ ft}$$

Tebal tutup atas berupa hemispherical

Dari tabel 5.7 Brownell & Young diperoleh

$$t_{\text{tutup}} = \frac{P_{\text{desain}} \times di}{4(fE - 0,1P_{\text{desain}})} + C$$

$$= 6,336 \text{ in}$$

$$\text{Tebal standar} = 3,5 \text{ in}$$

tutup atas

$$= 0,2917 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tutup atas (standart Dished Head)} = 0,169 \text{ Di}$$

$$= 5,56 \text{ ft}$$

Menentukan Tebal Isolasi Tangki Oksigen

Dengan menggunakan persamaan 4.3-5 sampai dengan 4.3-8 Geankoplis :

$$T_i = -123 \text{ C}$$

$$= 150 \text{ K}$$

$$\text{Asumsi: } T_o = 30 \text{ C}$$

$$= 303 \text{ K}$$

Dinding terbuat dari steel 1% C

$$k_a, \text{ dinding} = 45 \text{ W/mK (Geankoplis, p. 883)}$$

Bahan isolator yang digunakan diatomit (ICT, vol II, p. 315)

$$\rho = 200 \text{ kg/m}^3 \quad k_m = 45 \text{ W/m.K}$$

$$k_a = 45 \text{ W/m.K} \quad k_I = 0,043 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$$

$$k_b = 0,0058 \text{ W/m.K} \quad 0,0003 \text{ watt/mK}$$

$$r_1 = 0,5 \times ID \quad h_i = 1100 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$= 197,25 \text{ in} \quad h_o = 11,3 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$= 5,010 \text{ m} \quad (\text{kern, Table 2 hal 795})$$

$$r_2 = 0,5 \times OD$$

$$= 200,00 \text{ in}$$

$$= 5,08 \text{ m}$$

$$r_3 = 5,08 + t_i$$

$$\text{Panjang bagian yang diisolasi sama dengan tinggi tangki dan} = 54,87 \text{ ft}$$

tutup atas (L)

$$= 16,72 \text{ m}$$

$$A_1 = 2 \times \pi \times L \times r_1$$

$$= 2 \times 3,14 \times 16,72 \times 5,010$$

$$= 526,2 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 2 \times \pi \times L \times r_2$$

$$= 2 \times 3,14 \times 16,724 \times 5,08$$

$$\begin{aligned}
 &= 533,54 \text{ m}^2 \\
 A_3 &= 2 \times \pi \times L \times r_3 \\
 &= 2 \times 3,14 \times 16,72 \times (5,08 + t_i) \\
 &= 105,03 (5,080 + t_i) = 540,97 \text{ m}^2 \\
 A_{a, \text{lm}} &= \frac{(A_2 - A_1)}{\ln(A_2/A_1)} \\
 &= \frac{(533,54 - 526,2)}{\ln \frac{533,54}{526,20}} \\
 &= 529,86 \text{ m}^2 \\
 A_{b, \text{lm}} &= \frac{(A_3 - A_2)}{\ln \frac{A_3}{A_2}} \\
 &= \frac{105,03 (5,08 + t_i) - 533,54}{\ln \left(\frac{105,03 (5,08 + t_i)}{533,54} \right)} \\
 &= \frac{105,03 t_i}{\ln \left(1 + 0,197 t_i \right)} = 537,25 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Tahanan masing-masing lapisan :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{T_o - T_i}{\frac{1}{h_i A_1} + \frac{(r_2 - r_1)}{k_m A_{alm}} + \frac{(r_3 - r_2)}{K_l A_{blm}} + \frac{1}{h_o A_o}} \\
 &= \frac{153}{1,7E-06 + 3E-06 + 0,485 + 0,0002} = 315,3 \text{ W}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= M \times C_p \times \Delta t / \Delta \theta \\
 &= 20042,2 \times 113519 \times 0,01 : 86400 \\
 &= 263,3309014 \text{ W}
 \end{aligned}$$

Dengan cara trial and error didapatkan :

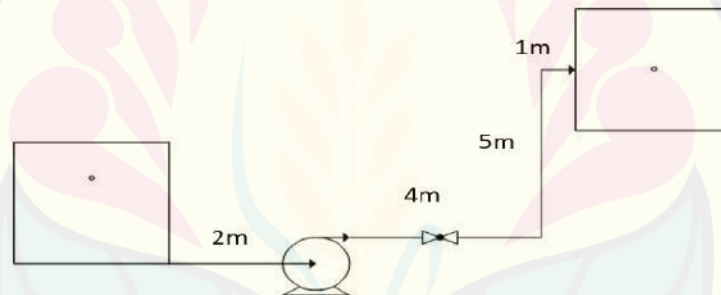
$$\begin{aligned}
 t_{\text{isolasi}} &= 0,07075 \text{ m} \\
 &= 7,07 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

Tebal isolasi yang diperlukan adalah 7,07 cm

8. Pompa gas oksigen L-122

- Fungsi = Memompa oksigen (liquid) dari oxygen storage ke vaporizer
- Tipe = *Rotary pump*
- Konfigurasi = Horizontal
- Jumlah = 1
- Bahan = *Stainless Steel Type 304*
- Laju feed = 40084 kg/jam = 176741 lbm/jam
- Densitas = 1,429 kg/m³ = 0,089 lbm/ft³
- Viskositas = 0,014 cP = 1,4E-05 kg/ms
- Volumetric flowrate* = 28050,528 m³/jam = 275,165 ft³/s

Rencana Perpipaan



- Panjang pipa lurus = 12 m
- $\Delta z \quad 1 - 2 = 5 \quad m \quad T = 98 \quad C$
- P1 = 42,8 bar
- P2 = 42,8 bar

Trial Aliran

$$\begin{aligned}
 \text{ID Optimum} &= 0,36 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 0,36 \times 2,519 \times 1,048 \\
 &= 0,958 \quad m = 37,711 \quad \text{in} \quad (\text{Timmerhaus, 1995})
 \end{aligned}$$

- Q_f = volumetrik *flowrate* (m³/s)
- ρ = Densitas campuran (kg/m³)

Standarisasi pipa:

Nominal size = 24 in

Schedule number = 20

OD = 42 in = 1,067 m

ID = 41 in = 1,041 m

A = 10,73 in² = 0,98716 m² (Brownel)

Komponen	Massa	Fraksi	Densitas	Densitas
CH ₄		0	0,657	0
C ₂ H ₆		0	544,6	0
C ₃ H ₈		0	493	0
n-C ₄ H ₁₀		0	2,49	0
i-C ₄ H ₁₀		0	3,49	0
n-C ₅ H ₁₂		0	626	0
i-C ₅ H ₁₂		0	627	0
C ₆ H ₁₄		0	684	0
C ₇ H ₁₆		0	655	0
H ₂ O		0	997	0
CO		0	1,14	0
CO ₂		0	1,98	0
O ₂	80168,41	1	1,429	1,429
H ₂		0	0,0898	0
N ₂		0	1,251	0
CH ₃ OH		0	792	0
Total	80168,41	1	0	1,429

Komponen	Massa	Fraksi	X	Y	viskositas	campuran
CH ₄	0	0	9,9	15,5	0,013	0
C ₂ H ₆	0	0	9,1	14,5	0,0114	0
C ₃ H ₈	0	0	9,7	12,9	0,0099	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	9,2	13,7	0,001	0
i-C ₄ H ₁₀	0	0	9,2	13,7	0,001	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0	7	12,8	0,008	0
i-C ₅ H ₁₂	0	0	7	12,8	0,008	0
C ₆ H ₁₄	0	0	8,6	11,8	0,0079	0

C ₇ H ₁₆	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	8	16	0,0125	0
CO	0	0	11	20	0,021	0
CO ₂	0	0	9,5	15,7	0,013	0
O ₂	80168,41	1	11	21,3	0,024	0,0141
H ₂	0	0	11,2	12,4	0,0108	0
N ₂	0	0	10,6	20	0	0
CH ₃ OH	0	0	8,5	15,6	0,012	0
Total	80168,41	1			0,1535	0,0141

$$v_2 = \frac{Q}{A} = \frac{28050,5}{0,987} = \frac{28415,4 \text{ m}}{\text{jam}} = 7,89 \text{ m/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{ID \times \rho \times v}{\mu} = \frac{0,591 \times 1,429 \times 7,893}{0,000014}$$

$$\text{Nre} = \frac{340243}{4} \text{ aliran turbulent}$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s asumsi}$$

1. Perhitungan *Contraction Loss*

Asumsi $A_1 \lll A_2$

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \\ &= 0,55 \times (1 - 0) \\ &= 0,55 \end{aligned}$$

$$\alpha = 1 \text{ (konstanta untuk aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} \text{Contraction Loss} &= K_c \times \frac{v^2}{2} \times \alpha \end{aligned}$$

$$= 0,55 \times 62,3$$

$$2 \times 1$$

$$= 17,1331 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

2. Perhitungan *friction loss* pipa lurus

Material Pipa = *Commercial steel*

Roughness = $4,6\text{E-}05 \text{ m}$ (Grafik 2.10-3 Geankoplis)

Relative roughness = $\frac{\text{Roughness}}{\text{ID}} = \frac{4,6\text{E-}05}{1,041} = 0,0004$

Fanning factor = 0,0034

$$= \frac{4 \times 12 \times 0,005 \times 62,302}{2 \times 0,041}$$

$$= 6,46 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

3. Perhitungan *friction loss* fitting dan valves

Tipe *fitting* = 2 x *Elbow 90°*

Tipe *valve* = *Gate valve (wide open)*

K_f *elbow* = 0,75

K_f *valve* = 0,17

Jumlah *valve* = 1 unit

Jumlah *fittings* = 2 unit (Geankoplis, 2003 hal.93)

K_f total = K_f *elbow* x Jumlah *fittings* + K_f *valve* x Jumlah *valve*

$$= 0,75 \times 2 + 0,17 \times 1$$

$$= 1,67$$

Friction loss = $\frac{K_f \text{ total} \times v^2}{2}$

$$= \frac{1,67 \times 62,3^2}{2}$$

$$= 52,02 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

4. Perhitungan *expansion loss*

$A_1/A_2 = 0$ Asumsi $A_2 \gg A_1$

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2$$

$$= 1$$

$\alpha = 1$ (konstanta untuk aliran turbulen)

Expansion loss = $\frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times \alpha} = \frac{1 \times 62,3^2}{2 \times 1}$

$$= 32,252 \text{ J/kg}$$

$$\text{Total friction loss} = 31,15 + 52 + 372 + 17,1$$

$$= 106,767 \text{ J/kg}$$

$$0 = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9,8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12} + W_s$$

$$-W_s = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9,8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12}$$

$$= 186,918 \text{ J/kg}$$

$$\text{BHP} = \text{Feed} \times w_s / 1000$$

=

$$= 2,08124 \text{ kw}$$

$$= 2,79095 \text{ hp}$$

$$\text{Effisiensi pompa} = 1 - 0,12Q^{-0,27} = 0,830$$

$$\begin{aligned} \text{Power motor sebenarnya} &= \text{BHP} / \text{efisiensi} \\ &= 3,36 \end{aligned}$$

9. Evaporator oksigen V-123

Fungsi = menaikkan suhu oksigen agar berubah fase

Type = 2-4 shell and tube heat exchanger

Jumlah = 1 buah heat exchanger disusun paralel

Kondisi Proses

Fluida Panas (Steam) :

$$T \text{ masuk } (T_1) = 300 \quad C = 572 \quad F = 573 \quad K$$

$$T \text{ keluar } (T_2) = 200 \quad C = 392 \quad F = 473 \quad K$$

$$P \text{ masuk} = 1 \text{ bar} = 14,5 \text{ Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 1 \text{ bar} = 14,5 \text{ Psia}$$

Fluida Dingin :

$$T \text{ masuk } (t_1) = -123 \quad C = -189 \quad F = 150 \quad K$$

$$T \text{ keluar } (t_2) = 130 \quad C = 266 \quad F = 403 \quad K$$

$$P \text{ masuk} = 42,8 \text{ bar} = 621 \text{ Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 41,8 \text{ bar} = 606 \text{ Psia}$$

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (tabel 10, Kern)

$$\text{Panjang} = 8,99 \text{ ft} \quad (\text{ditentukan})$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pitch} = 1,875 \quad \text{in triangular}$$

$$\text{Rd gab} = 0,002 \quad \text{jft}^2\text{°F/Btu}$$

$$\text{DP gas} = 10 \quad \text{psi}$$

$$\text{OD} = 1,5 \quad \text{in triangular}$$

$$\text{ID} = 1,4 \quad \text{in triangular}$$

Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca energi (Appendiks B)

$$\begin{aligned} Q \text{ yang ditransfer ke fluida dingin} &= 2188135,24 \text{ kJ/kmol} \\ &= 2073943,9 \text{ Btu} \end{aligned}$$

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 0,000003 \quad \text{kg} = 6,612\text{E-}06 \text{ lb}$$

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 80168,4148 \quad \text{kg} = 176691,18 \text{ lb}$$

(Air dari chilled water)

$$\lambda = 1406$$

Mencari LMTD

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(DT_1 - DT_2)}{\ln(DT_1/DT_2)} & \text{dimana : } DT_1 &= DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2 \\ &= 429,0696153 \text{ F} & DT_2 &= DT_{\text{dingin}} = T_2 - t_1 \end{aligned}$$

$$R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$$

$$= 0,39526$$

$$S = (t_2 - t_1)/T_1 - t_1$$

$$= 0,59811$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai Ft dapat diperoleh, yaitu :

$$Ft = \frac{[\sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1)] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS) + \sqrt{R^2 + 1}}}{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS) - \sqrt{R^2 + 1}}}}$$

$$Ft = 1 \quad \text{untuk} \quad 2-4 \quad \text{Heat} \\ \text{Exchanger}$$

$$\begin{aligned} Dt &= \text{LMTD} \times Ft \\ &= 429,07 \text{ F} \end{aligned}$$

Menghitung Tc (Caloric Temperatur)

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} = \frac{(t_2 + t_1)}{2}$$

$$= 482 \text{ F} = 38,3 \text{ F}$$

Trial Ud

$$U_d = 25 \text{ (table 8, kern)} \quad \text{tersedia } U_d = 5-50$$

$$A = Q \quad a'' = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{lin ft (tabel 10, Kern)}$$

$$U_d \times D_t$$

$$= 2073943,9$$

$$10726,7404$$

$$= 193,343 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{1 \times a''}$$

$$= 54,7936$$

Menggunakan : $N=1-P$

$$N_t \text{ standar} = 55 \quad \text{(tabel 9, Kern)}$$

$$ID_s = 19,3 \text{ in} \quad \text{(tabel 9, Kern)}$$

$$U_d \text{ koreksi} = (N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d$$

$$= 24,9062 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :	$ID_s = 19,3 \text{ in}$	(diameter dalam shell)
	$B = 8 \text{ in}$	(baffle spacing)
	$N + 1 = 27$	(Jumlah baffle)
	$n = 2 \text{ passes}$	(jumlah passes pada shell)
	$d_e = 1,25 \text{ in}$	(diameter ekuivalen) (fig.28, Kern)
Bagian Tube :	$d_i = 1,4 \text{ in}$	(diameter dalam tube)
	$d_o = 1,5 \text{ in}$	(diameter luar tube)
	$l = 8,99 \text{ ft}$	(panjang tube)
	$n = 4$	(jumlah passes pada tube)
	$N_t = 55$	(Jumlah tube) (tabel 9, Kern)
	$P_t = 1,875 \text{ in}$	(Jarak antara sumbu tube)
	$C' = 0,375 \text{ in}$	(Jarak antara diameter luar tube)
	$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2$	(Luas permukaan panjang)
	$a' = 0,334 \text{ in}^2$	(Luas penampang (tabel 10, aliran) Kern)

fluida panas

$$\begin{aligned}\mu &= 0,43214 \text{ cp} \\ k &= 0,14480 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (F/ft)} \\ C_p &= 0,90075 \text{ Btu/lb F}\end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Produk)

$$\begin{aligned}a_s &= \frac{(ID_s \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)} \\ &= \frac{57,75}{540} \\ &= 0,10694 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}G_s &= \frac{M}{a_s} \\ &= \frac{176691}{0,10694} \\ &= 1652177 \text{ lb/hr.ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Re &= \frac{d_e \times G_s}{m} \\ &= 164569 \\ j_H &= 200 \quad (\text{fig. 28, Kern}) \\ h_o &= j_H \times (k/d_e) \times (\text{cm/k})^{1/3} \\ &= 386,565 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}\end{aligned}$$

Evaluasi Uc

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} \\ &= 302,922 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}\end{aligned}$$

Evaluasi Ud

$$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2$$

Bagian Tube (Steam)

$$\begin{aligned}a_t' &= 0,334 \text{ ft}^2 \\ a_t &= \frac{(N_t \times a_t')}{144n} \\ &= \frac{18,37}{576} \\ &= 0,0318 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}G_t &= \frac{m}{a_t} \\ &= 2,1E-01 \text{ lb/hr.ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V &= \frac{G_t}{r} \\ &= 9,2E-11 \\ m_{air} &= 0,02 \\ &= 0,048 \text{ lb/hr.ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Re &= \frac{ID \times G_t}{m} \\ &= 5E-05\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}j_H &= - \\ h_i &= h_i \text{ pada grafik x faktor koreksi} \\ &= 1500 \quad (\text{Kern, fig.25})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}h_{io} &= \frac{h_i \times ID}{OD} \\ &= 1400 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}\end{aligned}$$

$$U_d = Q$$

$$A = N_t \times l \times a'' \times l$$

$$= 194,072 \text{ ft}^2$$

$$A D_t$$

$$= 24,906 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Evaluasi R_d

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{(U_c \times U_d)}$$

$$= 0,03685 \text{ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)/Btu}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (Produk)	Bagian Tube (Steam)
$N_{res} = 164569$	$N_{ret} = 5E-05$
$f = 0,0014 \text{ (fig. 29, Kern)}$	$f = 0,00025 \text{ (fig 26, Kern)}$
$N + 1 = \frac{12 L \times n'}{B}$	$sg = 1$
$= 26,97$	$DP_l = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di sg ft}}$
$ID_s = 1,6 \text{ ft}$	$= 5,3E-23$
$sg = 0,7866$	
$DP_s = \frac{f G t^2 ID_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ de sg ft}}$	$DP_n = \frac{4n v^2}{sg \cdot 2g}$
$= 3,22$	$\frac{v^2}{2g} = 0,001 \text{ (fig,27,Kern)}$
	$DP_n = 0,02$
	$DP_t = 0 + 0,02$
	$= 0,016 \text{ psia}$
$DP_s < 10 \text{ psia}$	$DP_t < 10 \text{ psia}$

10. Pemanas oksigen E-124

Fungsi = Mengkondisikan oksigen yang akan dimasukkan ke R-120
 Type = Compact 2-4 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah = 1 buah heat exchanger disusun paralel

Kondisi Proses

Fluida Panas (Steam) :

$$T \text{ masuk } (T_1) = 300 \text{ C} = 572 \text{ F} = 573 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar } (T_2) = 200 \text{ C} = 392 \text{ F} = 473 \text{ K}$$

$$P \text{ masuk} = 1 \text{ bar} = 14,5 \text{ Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 1 \text{ bar} = 14,5 \text{ Psia}$$

Fluida Dingin :

$$T \text{ masuk } (t_1) = 130 \quad C = 266 \quad F = 403 \quad K$$

$$T \text{ keluar } (t_2) = 180 \quad C = 356 \quad F = 453 \quad K$$

$$P \text{ masuk} = 41,8 \text{ bar} = 606 \text{ Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 41,8 \text{ bar} = 606 \text{ Psia}$$

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (tabel 10, Kern)

$$\text{Panjang} = 9,8 \text{ ft (ditentukan)}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 0,9375 \text{ in triangular}$$

$$\text{Rd gab} = 0,0005 \text{ jft}^2\text{°F/Btu}$$

$$\text{DP gas} = 10 \text{ psi}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in triangular}$$

$$\text{ID} = 19,25 \text{ in triangular}$$

Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca energi (Appendiks B)

$$Q \text{ yang ditransfer ke fluida dingin} = 3995129,4 \text{ kJ/jam}$$

$$= 3786637,16 \text{ Btu}$$

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida panas } (M) = 20241444,6 \text{ kg} = 44612143,9 \text{ lb}$$

$$\text{Massa fluida dingin } (m) = 80168,4148 \text{ kg} = 176691,186 \text{ lb}$$

(Air dari chilled water)

$$\lambda = 1406$$

Mencari LMTD

$$\text{LMTD} = \frac{(DT_1 - DT_2)}{\ln(DT_1/DT_2)} \quad \text{dimana : } DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$DT_2 = DT_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$= 166,9769653 \text{ F}$$

$$R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$$

$$= 2$$

$$S = (t_2 - t_1)/T_1 - t_1$$

$$= 0,29412$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai Ft dapat diperoleh,

yaitu :
$$Ft = \frac{[\sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1)] \ln(1 - S) / (1 - RS)}$$

$$\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}$$

$$Ft = 1 \quad \text{untuk 2-4 Heat Exchanger}$$

$$Dt = \text{LMTD} \times Ft$$

$$= 163,64 \text{ F}$$

Menghitung Tc (Caloric Temperatur)

$$Tc = (T_2 + T_1) \quad tc = (t_2 + t_1)$$

$$= 482 \quad F \quad = 311 \quad F$$

Trial Ud

$$Ud = 25 \quad (\text{table 8, kern}) \quad \text{tersedia } Ud = 5-50$$

$$A = Q \quad a'' = 0,3923 \quad \text{ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{tabel 10, Kern})$$

$$\begin{aligned} & Ud \times Dt \\ &= \frac{3786637,16}{4174,42413} \\ &= 925,62 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{1 \times a''} \\ &= 240,76 \end{aligned}$$

Menggunakan : $N=4-P$

$$Nt \text{ standar} = 244 \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$$IDs = 19,3 \quad \text{in} \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$$\begin{aligned} Ud \text{ koreksi} &= (Nt/Nt \text{ standart}) \times Ud \\ &= 24,8845 \quad \text{Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :	IDs = 29,3 in	(diameter dalam shell)
	B = 12 in	(baffle spacing)
	N + 1 = 20,2	(Jumlah baffle)
	n = 2 passes	(jumlah passes pada shell)
	de = 0,55 in	(diameter ekivalen) (fig. 28, Kern)
Bagian Tube :	di = 19,3 in	(diameter dalam tube)
	do = 0,75 in	(diameter luar tube)
	l = 9,8 ft	(panjang tube)
	n = 4	(jumlah passes pada tube)
	Nt = 244	(Jumlah tube) (tabel 9, Kern)
	Pt = 1 in	(Jarak antara sumbu tube)
	C' = 0,19 in	(Jarak antara diameter luar tube)
	a'' = 0,1963 ft ²	(Luaspermukaan panjang)
	a' = 0,302 in ²	(Luas penampang aliran) (tabel 10, Kern)

fluida panas

$$\mu = 0,43214 \quad \text{cp}$$

$$k = 0,14480 \quad \text{Btu}/(\text{hr}) (\text{ft}^2) (\text{F}/\text{ft})$$

$$Cp = 0,90075 \quad \text{Btu}/\text{lb F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Produk)

$$\begin{aligned} as &= \frac{(IDs \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)} \\ &= \frac{43,3125}{270} \\ &= 0,16042 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gs &= \frac{M}{as} \\ &= \frac{176691}{0,16042} \\ &= 1101452 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{de \times Gs}{m} \\ &= 48273,7 \\ jH &= 120 \quad (\text{fig. 28, Kern}) \\ ho &= jH \times (k/de) \times (\text{cm/k})^{1/3} \\ &= 527,133 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

Evaluasi Uc

$$\begin{aligned} Uc &= \frac{(hio \times ho)}{(hio + ho)} \\ &= 520,014 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

Evaluasi Ud

$$\begin{aligned} a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2 \\ A &= Nt \times 1 \times a'' \times 1 \\ &= 469,393 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Evaluasi Rd

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{(Uc - Ud)}{(Uc \times Ud)} \\ &= 0,01836 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} \end{aligned}$$

Bagian Tube (Steam)

$$\begin{aligned} at' &= 1,47 \text{ ft}^2 \\ at &= \frac{(Nt \times at')}{144n} \\ &= \frac{73,688}{576} \\ &= 0,1279 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{m}{at} \\ &= 3,5E+07 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{Gt}{3600 \text{ r}} \\ &= 154,987 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} mair &= 0,02 \\ &= 0,0484 \text{ lb/hr.ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{ID \times Gt}{m} \\ &= 1,2E+09 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} jH &= - \\ hi &= hi \text{ pada grafik } \times \text{ faktor koreksi} \\ &= 1500 \quad (\text{Kern, fig.25}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hio &= \frac{hi \times ID}{OD} \\ &= 38500 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (Produk)

$$N_{res} = 48273,7$$

$$f = 0,0011 \quad (\text{fig. 29, Kern})$$

$$N + 1 = \frac{12 L \times n'}{B}$$

$$= 19,6$$

$$ID_s = 1,6 \quad \text{ft}$$

$$s_g = 0,7866$$

$$DP_s = \frac{f G t^2 ID_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ de sg ft}}$$

$$= 1,86$$

$$DP_s < 2 \quad \text{psia}$$

Bagian Tube (Steam)

$$N_{ret} = 1,2E+09$$

$$f = 0,00025 \quad (\text{fig 26, Kern})$$

$$sg = 1$$

$$DPI = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di sg ft}}$$

$$= 9,48795$$

$$DP_n = \frac{4n v^2}{sg \cdot 2g \cdot 144}$$

$$v^2/2g = 0,001 \quad (\text{fig, 27, Kern})$$

$$DP_n = 0,02$$

$$DP_t = 9,49 + 0,02$$

$$= 9,5 \quad \text{psia}$$

$$DP_t < 10 \quad \text{psia}$$

11. Waste Heat Boiler E-125

Fungsi = Membangkitkan steam untuk keperluan reboiler dan pemanas

Type = Compact 2-4 shell and tube heat exchanger

Jumlah = 6 buah heat exchanger disusun paralel

Kondisi Proses

Fluida Panas (Steam) :

$$T \text{ masuk } (T_1) = 826 \quad C = 1519 \quad F = 1099 \quad K$$

$$T \text{ keluar } (T_2) = 325 \quad C = 617 \quad F = 598 \quad K$$

$$P \text{ masuk} = 1 \quad \text{bar} = 14,5 \quad \text{Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 1 \quad \text{bar} = 14,5 \quad \text{Psia}$$

Fluida Dingin :

$$T \text{ masuk } (t_1) = 30 \quad C = 86 \quad F = 303 \quad K$$

$$T \text{ keluar } (t_2) = 450 \quad C = 842 \quad F = 723 \quad K$$

$$P \text{ masuk} = 41,8 \quad \text{bar} = 606 \quad \text{Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 41,8 \quad \text{bar} = 606 \quad \text{Psia}$$

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (tabel 10, Kern)

$$\text{Panjang} = 25 \quad \text{ft} \quad (\text{ditentukan})$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pitch} = 1,875 \quad \text{in triangular}$$

$$\text{Rd gab} = 0,002 \quad \text{jft}^2\text{°F/Btu}$$

$$\begin{aligned} \text{DP gas} &= 10 && \text{psi} \\ \text{OD} &= 0,75 && \text{in triangular} \\ \text{ID} &= 0,652 && \text{in triangular} \end{aligned}$$

Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca energi (Appendiks B)

$$\begin{aligned} \text{Q yang ditransfer ke fluida dingin} &= 206376867,7 && \text{kJ/jam} \\ &= 195606759,6 && \text{Btu} \end{aligned}$$

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 20241444,6 \quad \text{kg} = 63736,64483 \quad \text{lb}$$

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 382420 \quad \text{kg} = 140475,5651 \quad \text{lb}$$

(Air dari chilled water)

$$\lambda = 1406$$

Mencari LMTD

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(\text{DT}_1 - \text{DT}_2)}{\ln(\text{DT}_1 / \text{DT}_2)} && \text{dimana : } \text{DT}_1 = \text{DT}_{\text{panas}} = T_1 - t_2 \\ &= 600,9551303 && \text{F} && \text{DT}_2 = \text{DT}_{\text{dingin}} = T_2 - t_1 \end{aligned}$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$$

$$= 1,19286$$

$$S = (t_2 - t_1) / T_1 - t_1$$

$$= 0,52764$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai Ft dapat diperoleh, yaitu :

$$Ft = \frac{[\sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1)] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$Ft = 1 \quad \text{untuk 2-4 Heat Exchanger}$$

$$Dt = \text{LMTD} \times Ft$$

$$= 582,92 \quad \text{F}$$

$$6$$

Menghitung Tc (Caloric Temperatur)

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} \quad t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2}$$

$$= 1067,9 \quad \text{F} \quad = 464 \quad \text{F}$$

Trial Ud

$$U_d = 50 \quad (\text{table 8, kern}) \quad \text{tersedia } U_d \quad 2 - 100$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times Dt} \quad a'' = 0,1963 \quad \text{ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{tabel 10, Kern})$$

$$= 195606760$$

$$\begin{aligned}
 &= 46634,1181 \\
 &= 4194,5 \text{ ft}^2 \\
 N_t &= \frac{A}{1 \times a''} \\
 &= 854,71
 \end{aligned}$$

Menggunakan : N=2-P

Nt standar = 878 (tabel 9, Kern)

IDs = 33 in (tabel 9, Kern)

$$\begin{aligned}
 U_d \text{ koreksi} &= (N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d \\
 &= 51,0197 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :	IDs = 33 in	(diameter dalam shell)
	B = 12 in	(baffle spacing)
	N + 1 = 54,5	(Jumlah baffle)
	n = 2	passes (jumlah passes pada shell)
	de = 0,55 in	(diameter ekivalen) (fig. 28, Kern)
Bagian Tube :	di = 0,62 in	(diameter dalam tube)
	do = 0,75 in	(diameter luar tube)
	l = 25 ft	(panjang tube)
	n = 4	(jumlah passes pada tube)
	Nt = 1300	(Jumlah tube) (tabel 9, Kern)
	Pt = 2 in	(Jarak antara sumbu tube)
	C' = 1,125 in	(Jarak antara diameter luar tube)
	a'' = 0,1963 ft ²	(Luas permukaan panjang)
	a' = 0,302 in ²	(Luas penampang aliran) (tabel 10, Kern)

fluida panas

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,43214 \text{ cp} \\
 k &= 0,14480 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (F/ft)} \\
 C_p &= 0,9007 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Produk)		Bagian Tube (Steam)	
as =	$\frac{(IDs \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)}$	at' =	$\frac{(N_t \times at')}{144n}$
	$= \frac{408,375}{540}$		$= \frac{265,156}{144n}$

$$= 0,75625 \text{ ft}^2$$

$$Gs = \frac{M}{as} = \frac{140476}{0,75625} = 185753 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$Gt = \frac{m}{at} = \frac{576}{8455,160623} = 0,061535779 \text{ lb/hr.ft}$$

$$V = \frac{Gt}{3600 r} = \frac{0,061535779}{3600} = 0,000017093$$

$$Re = \frac{de \times Gs}{m} = \frac{8141,05}{60} = 135,684$$

$$Re = \frac{ID \times Gt}{m} = \frac{14780,02962}{60} = 246,333$$

$$jH = 60 \text{ (fig. 28, Kern)}$$

$$ho = jH \times (k/de) \times (cm/k)^{1/3} = 263,567 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

$$jH = -$$

$$hi = \text{hi pada grafik x factor koreksi} = 1500 \text{ (Kern, fig.25)}$$

$$hio = hi \times ID / OD = 1240$$

Evaluasi Uc

$$Uc = \frac{(hio \times ho)}{(hio + ho)} = 217,36 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Evaluasi Ud

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2$$

$$A = Nt \times 1 \times a'' \times 1 = 4308,7 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Q}{A \text{ Dt}} = 77,87808 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Evaluasi Rd

$$Rd = \frac{(Uc - Ud)}{(Uc \times Ud)} = 0,0082 \text{ (hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (Produk)

$$Nres = 8141,1$$

Bagian Tube (Steam)

$$Nret = 14780$$

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0015 \quad (\text{fig. 29, Kern}) & f &= 0,0003 \quad (\text{fig 26, Kern}) \\
 N + 1 &= \frac{12 L \times n'}{B} & \text{sg} &= 1 \\
 &= 54,545 & \text{DPI} &= \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di sg ft}} \\
 \text{IDs} &= 2,75 \text{ ft} & &= 0,0001 \\
 \\
 \text{sg} &= 0,7866 & & \\
 \text{DPs} &= \frac{f G t^2 \text{IDs} (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ de sg ft}} & \text{DPn} &= \frac{4n v^2}{\text{sg } 2g \cdot 144} \\
 &= 0,34 & v^2/2g &= 0,001 \quad (\text{fig.27, Kern}) \\
 & & \text{DPn} &= 0,02 \\
 & & \text{DPt} &= 0 + 0,02 \\
 & & &= 0,0161 \text{ psia} \\
 \text{DPs} &< 2 \text{ psia} & \text{DPt} &< 10 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

12. sintesis gas cooler E-126

Fungsi = Mendinginkan produk syn-gas yang akan masuk ke separator
 Type = 2-4 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah = 8 buah heat exchanger disusun paralel

Kondisi Proses

Fluida Panas (Steam) :

T masuk (T_1) = 325 C = 617 F = 598 K
 T keluar (T_2) = 61,3 C = 142 F = 334 K
 P masuk = 1 bar = 14,5 Psia
 P keluar = 1 bar = 14,5 Psia

Fluida Dingin :

T masuk (t_1) = 30 C = 86 F = 303 K
 T keluar (t_2) = 45 C = 113 F = 318 K
 P masuk = 42,8 bar = 621 Psia

$$P \text{ keluar} = 41,8 \text{ bar} = 606 \text{ Psia}$$

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (tabel 10, Kern)

$$\text{Panjang} = 25 \text{ ft (ditentukan)}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pitch} = 0,9375 \text{ in triangular}$$

$$\text{Rd gab} = 0,002 \text{ jft}^2\text{°F/Btu}$$

$$\text{DP gas} = 10 \text{ psi}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in triangular}$$

$$\text{ID} = 0,652 \text{ in triangular}$$

Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca energi (Appendiks B)

$$\begin{aligned} Q \text{ yang ditransfer ke fluida dingin} &= 82025200 \text{ kJ/kmol} \\ &= 77749004,7 \text{ Btu} \end{aligned}$$

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 47802,4836 \text{ kg} = 105356,674 \text{ lb}$$

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 1308751,91 \text{ kg} = 2884489,22 \text{ lb}$$

(Air dari chilled water)

Mencari LMTD

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(DT_1 - DT_2)}{\ln(DT_1/DT_2)} & \text{dimana : } DT_1 &= DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2 \\ &= 204,301671 \text{ F} & DT_2 &= DT_{\text{dingin}} = T_2 - t_1 \end{aligned}$$

$$R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$$

$$= 17,58$$

$$S = (t_2 - t_1)/T_1 - t_1$$

$$= 0,05085$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai F_t dapat diperoleh, yaitu :

$$F_t = \frac{[\sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1)] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{2/S - 1 - R + (2/S) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$F_t = 1 \quad \text{untuk 2-4 Heat Exchanger}$$

$$Dt = \text{LMTD} \times F_t$$

$$= 204,3 \text{ F}$$

Menghitung Tc (Caloric Temperatur)

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} = 379,67 \text{ F}$$

$$t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2} = 99,5 \text{ F}$$

Trial Ud

$$U_d = 50 \text{ (table 8, kern) tersedia } U_d = 2-100$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times D_t} = 77749004,7$$

$$a'' = 0,1936 \text{ ft}^2/\text{lin ft (tabel 10, Kern)}$$

$$= \frac{77749004,7}{12871,005} = 6040,6 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{l \times a''} = 1230,9$$

Menggunakan : $N=1-P$

$$N_t \text{ standar} = 1248 \text{ (tabel 9, Kern)}$$

$$ID_s = 39 \text{ in (tabel 9, Kern)}$$

$$U_d \text{ koreksi} = (N_t / N_t \text{ standart}) \times U_d$$

$$= 62,1367 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :	$ID_s = 39 \text{ in}$	(diameter dalam shell)
	$B = 39 \text{ in}$	(baffle spacing)
	$N + 1 = 53,5$	(Jumlah baffle)
	$n = 2$	passes (jumlah passes pada shell)
	$d_e = 0,55 \text{ in}$	(diameter ekivalen) (fig.28, Kern)
Bagian Tube :	$d_i = 0,65 \text{ in}$	(diameter dalam tube)
	$d_o = 0,75 \text{ in}$	(diameter luar tube)
	$l = 25 \text{ ft}$	(panjang tube)
	$n = 4$	(jumlah passes pada tube)
	$N_t = 1248$	(Jumlah tube) (tabel 9, Kern)
	$P_t = 0,9375 \text{ in}$	(Jarak antara sumbu tube)
	$C' = 1,25 \text{ in}$	(Jarak antara diameter luar tube)
	$a'' = 0,1875 \text{ ft}^2$	(Luas permukaan panjang)
	$a' = 0,334 \text{ in}^2$	(Luas penampang aliran) (tabel 10, Kern)

fluida panas

$$\mu = 0,43214 \text{ cp}$$

$$k = 0,14480 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (F/ft)}$$

$$C_p = 0,90075 \text{ Btu/lb F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

$$\begin{aligned} \text{Bagian Shell (Produk)} \\ \text{as} &= \frac{(\text{IDs} \times \text{B} \times \text{c}')}{(\text{n}' \times \text{Pt} \times 144)} \\ &= \frac{285,188}{270} \\ &= 1,05625 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gs} &= \frac{\text{M}}{\text{as}} \\ &= \frac{2884489}{1,10026} \\ &= 2730877 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\text{de} \times \text{Gs}}{\text{m}} \\ &= 261135 \\ \text{jH} &= 200 \quad (\text{fig. 28, Kern}) \\ \text{ho} &= \text{jH} \times (\text{k}/\text{de}) \times (\text{cm}/\text{k})^{1/3} \\ &= 439,278 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

Evaluasi Uc

$$\begin{aligned} \text{Uc} &= \frac{(\text{hio} \times \text{ho})}{(\text{hio} + \text{ho})} \\ &= 328,59 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

Evaluasi Ud

$$\begin{aligned} \text{a}'' &= 0,1936 \text{ ft}^2 \\ \text{A} &= \text{Nt} \times \text{l} \times \text{a}'' \times \text{l} \\ &= 6124,5 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Evaluasi Rd

$$\begin{aligned} \text{Rd} &= \frac{(\text{Uc} - \text{Ud})}{(\text{Uc} \times \text{Ud})} \\ &= 0,0131 \text{ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)}/\text{Btu} \end{aligned}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

$$\begin{aligned} \text{Bagian Tube (Steam)} \\ \text{at}' &= 0,334 \text{ ft}^2 \\ \text{at} &= \frac{(\text{Nt} \times \text{at}')}{144\text{n}} \\ &= \frac{416,83}{576} \\ &= 0,7237 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gt} &= \frac{\text{m}}{\text{at}} \\ &= 14558,7 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{V} &= \frac{\text{Gt}}{3600 \text{ r}} \\ &= 0,05864 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mair} &= 0,02 \\ &= 0,0484 \text{ lb/hr.ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\text{ID} \times \text{Gt}}{\text{m}} \\ &= 16343,5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{jH} &= - \\ \text{hi} &= \text{hi pada grafik} \times \text{faktor koreksi} \\ &= 1500 \quad (\text{Kern, fig.25}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{hio} &= \frac{\text{hi} \times \text{ID}}{\text{OD}} \\ &= 1304 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

Bagian Shell (Produk)		Bagian Tube (Steam)	
Nres	= 119687	Nret	= 21298,5
f	= 0,0001 (fig. 29, Kern)	f	= 0,00022 (fig 26, Kern)
N + 1	= $\frac{12 L \times n'}{B}$	sg	= 1
	= 15,385	DPl	= $\frac{f Gt^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di sg ft}}$
IDs	= 3,25 ft		= 0,0001
sg	= 0,7866	DPn	= $\frac{4n v^2}{sg 2g 144}$
DPs	= $\frac{f Gt^2 IDs (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ de sg ft}}$	$v^2/2g$	= 0,001 (fig, 27 Kern)
	= 1,65	DPn	= 0,02
		DPt	= 0 + 0,02
			= 0,01609 psia
DPs	< 2 psia	DPt	< 10 psia

13. Separator

Fungsi = Tempat terjadinya pemisahan antara fase liquid dan gas pada metanol

Tipe = *Vertical drum*

Jumlah = 1 buah

Feed Awal =

w	= 382.419,690	kg/jam
w	= 843.090,097	lb/jam
Wv	= 81.065,819	kg/jam
Wv	= 178.719,325	lb/jam
WL	= 93.622,725	kg/jam
WL	= 206.402,532	lb/jam

Feed Design =

T	= 61,25 °C = 142 °F	
P	= 42,2 bar = 612 psia	
w	= 382.419,690	kg/jam
w	= 843.090,097	lb/jam

Top Product =

T	= 61,25 °C = 142,3 °F	
P	= 42,2 bar = 612,1 psia	
Wv	= 81.065,819	kg/jam

$$\begin{aligned}
 W_v &= 178.719,325 && \text{lb/jam} \\
 r_v &= 22,292 && \text{kg/m}^3 \\
 r_v &= 1,392 && \text{lb/ft}^3 \\
 V_v &= 3.636,575 && \text{m}^3/\text{jam} \\
 V_v &= 128.424,19 && \text{ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	fraksi	densitas		
CH4	0,005347	0,657	0,003513	
C2H6	0,000182	644,6	0,117049	
C3H8	0,000261	493	0,128687	
nC4H10	5,38E-07	2,49	1,34E-06	
iC4H10	1,61E-05	2,49	4,01E-05	
nC5H12	4,85E-06	626	0,003038	
iC5H12	4,86E-06	626	0,00304	
C6H14	1,16E-06	684	0,000794	
N2	0	855	0	
CO2	0,353815	1,98	0,700553	
H2O	0,021184	997	21,12039	
H2	0,4762	0,0898	0,042762	
CO	0,112067	1,14	0,127757	
O2	0,030921	1,429	0,044186	
CH3OH	0	792	0	
Total			22,29181	
Bottom				
Komponen		Fr Massa		
CH4		0,00015	0,657	9,82932E-05
C2H6		2,47E-05	644,6	0,015919118
C3H8		0,000121	493	0,05978593
nC4H10		6,28E-05	2,49	0,000156447
iC4H10		1,8E-05	2,49	4,4956E-05
nC5H12		2,1E-05	626	0,013389115
iC5H12		2,1E-05	626	0,013399878
C6H14		1,4E-05	684	0,009797867
N2		0	855	0
CO2		0,00434	1,98	0,008596317
H2O		0,98546	997	982,502996
H2		0,00686	0,0898	0,000615802
CO		0,00247	1,14	0,002818956

O2		0,00044	1,429	0,00062193
CH3OH		0	792	0
			total	982,628241

Bottom Product =

$$\begin{aligned}
 T &= 61,25 \quad C = 142,3 \quad F \\
 P &= 42,2 \text{ bar} = 612,1 \text{ psia} \\
 W_L &= 93.622,725 \text{ kg/jam} \\
 W_L &= 206.402,532 \text{ lb/jam} \\
 r_L &= 982,628 \text{ kg/m}^3 \\
 r_L &= 61,344 \text{ lb/ft}^3 \\
 V_L &= 95,278 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 V_L &= 3.364,70 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Digunakan persamaan *Souders-Brown* (4-93) *Ulrich* untuk menentukan *superficial velocity*:

$$\begin{aligned}
 v_v &= 0,064 \left((\rho_l - \rho_g) / \rho_g \right)^{1/2} \\
 &= 0,420 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= V_v / v_v \\
 &= 25,885 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$A = 1/4 \pi D^2$$

$$D^2 = 32,974$$

$$D = 5,742 \text{ ft} = 1,750 \text{ m}$$

Dengan asumsi *residence time* (t) = 200 s (*Ulrich, Tabel 4-25*)

Tinggi *Liquid* =

$$\begin{aligned}
 L_L &= (V_L \times t) / A \\
 &= 7,222 \text{ ft} \\
 &= 2,201 \text{ m}
 \end{aligned}$$

L/D ratio optimum = 3 (*Ulrich, Tabel 4-25*)

$$L = 17,227 \text{ ft} = 5,251 \text{ m}$$

Menghitung Ketebalan Shell

$$P_{\text{operasi}} = 612 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hydros}} = \rho_L \times L_L$$

$$= 443,00$$

$$144$$

$$= 3,076 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = 600 \text{ psig}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times P_{\text{total}}$$

$$= 660,5 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned}
 f &= 16.020 \text{ psia} \quad \text{Hastelloy C-22} \quad (\text{Haynes International.,inc}) \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint}) \\
 C &= 0,125 \text{ in} \quad (\text{Coulson}) \\
 t_s &= \frac{P \times r_i}{(fE - 0,6P)} + C \\
 &= \frac{660,479 \times 34,454}{16.020 \times 0,8 - 0,6 \times 660,479} + 0,125 \\
 t_s &= 1,957 \text{ in} \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \\
 &= 72,82 \text{ in} \\
 \text{ID baru} &= 68,91 \text{ in} \\
 \text{L baru} &= 206,7 \text{ in} = 17,23 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

Dipilih tutup : *Elliptical Dished head*

Brownell and Young, pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas & bawah:

$$\begin{aligned}
 k &= 2 \\
 V &= 2 + k^2 \\
 &= 6 \\
 &= 1 \\
 t_{\text{tutup}} &= \frac{P_{\text{desain}} \cdot d_i \cdot V}{(2fE - 0,2P_{\text{desain}})} + C \\
 &= 1,910 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi Tutup

$$\begin{aligned}
 h &= 0,25 \times D = 17,23 \text{ in} \\
 \text{Tinggi total} &= \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah} \\
 &= 17,23 + 206,7 + 17,23 \\
 &= 241,2 \text{ in} \\
 &= 20,1 \text{ ft} \\
 &= 6,126 \text{ m}
 \end{aligned}$$

14. Kompresor Gas Sintesis (G-128)

Fungsi : Menaikkan tekanan syngas agar sesuai kondisi operasi reaktor metanol

Type: Sentrifugal Compresor

Jumlah: 1 buah

Feed: Fresh feed gas alam

Data operasi:

Suhu Masuk (T1) = 30 C = 303,2 K

Suhu keluar (T2) = 67,31 C = 340 K

Tekanan masuk (p1)	=	8,3	bar	=	120,4	psia
Tekanan keluar (p2)	=	45	bar	=	652,9	psia
Rate massa=		265898,2493				kg/jam
Rate mol=		41611,6196				kg/mol

A.Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, Ps (psia)

Ps=Pgas masuk

$$Ps = 6E+06 \text{ psia}$$

2. Temperatur Suction, Ts (K)

$$Ts = 61,25 \quad C = 303,15 \text{ K}$$

3. Temperatur Discharge, Td (K)

Pd= P gas keluar

$$Pd = 75 \text{ psia}$$

4. Temperatur Discharge, Td (K)

$$Td = 67,31 \quad C = 340,46 \text{ K}$$

5. Ratio Spesifikasi heat, k

$$k = 1,27 \quad (\text{Ludwig vol III, tabel 12-4})$$

6. overall compresor ratio, Rc (Ludwig vol III, pers.(12-36) pd/ps

$$= 75 / 6120593,00$$

$$= 1E-05$$

Rc makas/stage = 10 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)

B. Kapasitas Power (BHP)

1. Kapasitas Volume

Menghitung bhp/MMSCFD menggunakan persamaan (12-58) Ludwig vol III

$$bhp = (bhp / MMSCFD) \times \left(\frac{\text{kapasitas}}{10^6} \right)$$

dimana: bhp = Brake horse power

MMSCFD = Million Standard Cubic Feet per 24 hour day, yaitu kapasitas inlet pada kondisi 14,4 psia dan suction temperatur = 86 oF)

Dengan nilai Rc = 0 k= 1,27

Dari fig. 12-21, Ludwig vol III diperoleh nilai bhp/MMCSFD =

Menghitung kapasitas inlet gas alam

Volume 1 mol gas pada 30 C, 14.4 psia =

$$22.4 \text{ ltx} \left(\frac{14.7 \text{ psia}}{14.4 \text{ psia}} \right) \times \left(\frac{303.15 \text{ K}}{298.15 \text{ K}} \right)$$

$$23,250143$$

Rate mol = 41612 kgmol/jam

volume gas = 23,3 lt x 41611,6 kgmol/jam x 1000

(kapasitas) = 23219426099 liter/jam (pada 30C, 14.4 psia)

$$\begin{aligned}
 &= 81998185,19 \quad \text{CFD (cubic feet per day)} \\
 \text{bhp} &= (\text{bhp/MMCSFD}) \text{ dari grafik } x (\text{Volume gas}/10^6) \\
 &= 105 \times (81998185,1 / 10^6) \\
 &= 144409,4541 \quad \text{Hp}
 \end{aligned}$$

15. Reaktor Feed Heater E-129

Fungsi = memanaskan *feed* yang akan masuk ke reaktor metanol
 Type = 2-4 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah = 8 buah heat exchanger disusun paralel

Kondisi Proses

Fluida Panas (Steam) :

T masuk (T_1)	= 300	C = 572	F = 573	K
T keluar (T_2)	= 200	C = 392	F = 473	K
P masuk	= 1 bar	= 14,5	Psia	
P keluar	= 1 bar	= 14,5	Psia	

Fluida Dingin :

T masuk (t_1)	= 100	C = 212	F = 373	K
T keluar (t_2)	= 260	C = 500	F = 533	K
P masuk	= 41,8 bar	= 606	Psia	
P keluar	= 41,8 bar	= 606	Psia	

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (tabel 10, Kern)

Panjang	= 30	ft (ditentukan)
BWG	= 18	
Pitch	= 1,875	in triangular
Rd gab	= 0,002	$\text{jft}^2\text{F/Btu}$
DP gas	= 10	psi
OD	= 0,75	in triangular
ID	= 0,652	in triangular

Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca energi (Appendiks B)

Q yang ditransfer ke fluida dingin	= 49754795,8	kJ/jam
	= 47158261,9	Btu

Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M)	= 288843,506	kg = 79576,3859	lb
Massa fluida dingin (m)	= 35387,4793	kg = 9749,25053	lb

(Air dari chilled water)

$$\lambda = 1406$$

Mencari LMTD

$$\text{LMTD} = \frac{(DT_1 - DT_2)}{\ln(DT_1/DT_2)} \quad \text{dimana : } \begin{aligned} DT_1 &= DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2 \\ DT_2 &= DT_{\text{dingin}} = T_2 - t_1 \end{aligned}$$

$$= 117,8665201 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} R &= (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) \\ &= 0,625 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= (t_2 - t_1)/T_1 - t_1 \\ &= 0,8 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai F_t dapat diperoleh, yaitu :

$$F_t = \frac{2 + \sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1) \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{2/S - 1 - R + (2/S) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$\begin{aligned} F_t &= 1/S - \text{untuk Heat Exchanger} \\ D_t &= \text{LMTD} \times F_t \\ &= 117,867 \text{ F} \end{aligned}$$

Menghitung Tc (Caloric Temperatur)

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{(T_2 + T_1)}{2} & t_c &= \frac{(t_2 + t_1)}{2} \\ &= 482 \text{ F} & &= 356 \text{ F} \end{aligned}$$

Trial Ud

$$U_d = 50 \quad (\text{table 8, kern}) \quad \text{tersedia } U_d = 5-50$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times D_t} \quad a'' = 0,1936 \quad \text{ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{tabel 10, Kern})$$

$$= \frac{47158261,9}{8250,65641}$$

$$= 5715,7 \quad \text{ft}^2$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{1 \times a''} \\ &= 988 \end{aligned}$$

Menggunakan : N=2-P

$$N_t \text{ standar} = 1377 \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$$I D_s = 35 \quad \text{in} \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$$\begin{aligned} U_d \text{ koreksi} &= (N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d \\ &= 49,9982 \quad \text{Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :	IDs	=	35	in	(diameter dalam shell)
	B	=	13	in	(baffle spacing)
	N + 1	=	55,4		(Jumlah baffle)
	n	=	2	passes	(jumlah passes pada shell)
	de	=	1,25	in	(diameter ekivalen) (fig. 28, Kern)
Bagian Tube :	di	=	0,65	in	(diameter dalam tube)
	do	=	0,75	in	(diameter luar tube)
	l	=	30	ft	(panjang tube)
	n	=	4		(jumlah passes pada tube)
	Nt	=	988		(Jumlah tube) (tabel 9, Kern)
	Pt	=	2	in	(Jarak antara sumbu tube)
	C'	=	1,125	in	(Jarak antara diameter luar tube)
	a''	=	0,1936	ft ²	(Luas permukaan panjang)
	a'	=	0,334	in ²	(Luas penampang aliran) (tabel 10, Kern)

fluida panas

μ	=	0,43214	cp
k	=	0,14480	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)
Cp	=	0,90075	Btu/lb F

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Produk)		Bagian Tube (Steam)	
as	= (IDs x B x c')	at'	= 0,334 ft ²
	(n' x Pt x 144)	at	= (Nt x at')
	= 393,75		144n
	540		= 329,99
	= 0,72917 ft ²		576
			= 0,5729 ft ²
Gs	= M	Gt	= m
	as		at
	= 974,925		= 13890 lb/hr.ft ²
	1,05625	V	= Gt
	= 923,006 lb/hr.ft ²		3600 r
			= 0,0617
		mair	= 0,02

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{d_e \times G_s}{m} = 58,5989 \\
 jH &= 100 \quad (\text{fig. 28, Kern}) \\
 h_o &= jH \times (k/d_e) \times (\text{cm}/k)^{1/3} = 386,565 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \\
 Re &= \frac{ID \times G_t}{m} = 16086,8 \\
 jH &= - \\
 h_i &= h_i \text{ pada grafik x faktor koreksi} = 1500 \text{ (Kern, fig.25)} \\
 h_{io} &= h_i \times ID \text{ OD} = 1304 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

Evaluasi U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = 328,59 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

Evaluasi U_d

$$\begin{aligned}
 a'' &= 0,1936 \text{ ft}^2 \\
 A &= N_t \times l \times a'' \times 1 = 5378,3 \text{ ft}^2 \\
 U_d &= \frac{Q}{A \text{ Dt}} = 569,724 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

Evaluasi R_d

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{(U_c - U_d)}{(U_c \times U_d)} = 0,0113 \text{ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)/Btu}
 \end{aligned}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (Produk)		Bagian Tube (Steam)	
N_{res}	$= 58,599$	N_{ret}	$= 16086,8$
f	$= 0,001 \quad (\text{fig. 29, Kern})$	f	$= 0,00022 \quad (\text{fig 26, Kern})$
$N + 1$	$= \frac{12 L \times n'}{B} = 72$	sg	$= 1$
ID_s	$= 2,92 \text{ ft}$	DPI	$= f G_t^2 l n = 5,22 \times 10^{10} \text{ di } sg \text{ ft}$
s_g	$= 0,7866$	DPI	$= 5,4E-05$
DP_s	$= f G_t^2 ID_s (N+1) = 5,22 \times 10^{10} \text{ de } sg \text{ ft} = 0,0000166$	DP_n	$= 4n v^2 = sg \text{ } 2g \text{ } 144$
		$v^2/2g$	$= 0,001 \quad (\text{fig, 27, Kern})$

$$\begin{aligned}
 DP_n &= 0,02 \\
 DP_t &= 0 + 0,02 \\
 &= 0,0161 \quad \text{psia}
 \end{aligned}$$

16. Reaktor Metanol (R-210)

Fungsi = Mereaksikan syngas (CO dan H₂) untuk menghasilkan produk CH₃OH

Type = Fixed Bed Multitubular Reaktor

Jumlah = 1 Buah

Bahan = SA 212 Grade B (Carbon Steel)

Kapasitas = 287711,62 kg/jam

Kondisi Operasi

Desain reaktor menggunakan ketentuan sesuai *Ulrich, hal. 400* :

1 Suhu desain = 28 °C + Suhu Operasi (°C)

$$\begin{aligned}
 T &= 260 \quad ^\circ\text{C} \\
 &= 288 \quad ^\circ\text{C} = 561 \quad ^\circ\text{K} \\
 &= 550 \quad ^\circ\text{F} = 1010 \quad ^\circ\text{R}
 \end{aligned}$$

2 Tekanan desain (bar) = 1,1 x Tekanan operasi (bar)

$$\begin{aligned}
 P &= 80 \quad \text{bar} \\
 &= 88 \quad \text{bar} = 1276 \quad \text{psia} \\
 &= 8800 \quad \text{kPa} = 1261 \quad \text{psig}
 \end{aligned}$$

Komponen	X	Y	Massa	Fraksi	viskositas	campuran
CH ₄	9,9	15,5	1544,47	0,005	0,01	6,98E-05
C ₂ H ₆	9,1	14,5	52,45	0,000	0,01	2,08E-06
C ₃ H ₈	9,7	12,9	75,40	0,000	0,01	2,59E-06
n-C ₄ H ₁₀	9,2	13,7	0,16	0,000	0,00	5,40E-10
i-C ₄ H ₁₀	9,2	13,7	4,65	0,000	0,00	1,62E-08
n-C ₅ H ₁₂	7	12,8	1,40	0,000	0,01	3,90E-08
i-C ₅ H ₁₂	7	12,8	1,40	0,000	0,01	3,90E-08
C ₆ H ₁₄	8,6	11,8	0,34	0,000	0,01	9,21E-09
C ₇ H ₁₆	0	0	0,00	0,000	0,00	0,00E+00
H ₂ O	8	16	6113,71	0,021	0,02	4,04E-04
CO	11	20	32357,32	0,112	0,03	3,15E-03
CO ₂	9,5	15,7	102174,56	0,355	0,03	9,23E-03
O ₂	11	21,3	8931,24	0,031	0,03	9,87E-04

H ₂	11,2	12,4	136454,53	0,474	0,28	6,38E-03
N ₂	10,6	20	0,00	0,000	0,01	0,00E+00
CH ₃ OH	8,5	15,6	0,00	0,000	0,02	0,00E+00
Total			287711,62	1,000	0,020153	

(Kern, 1983)

Menentukan Dimensi Reaktor

1 Viskositas campuran

$$\begin{aligned}\mu_{\text{cam}} &= 0,0201588 \text{ cp} \\ &= 2,016\text{E-}05 \text{ kg/m.s}\end{aligned}$$

2 Menentukan Konduktifitas panas dan specific heat campuran gas

$$\begin{aligned}C_{p\text{cam}} &= 4,867 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\ k_{\text{cam}} &= 0,129 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F/ft)} \\ BM_{\text{cam}} &= 74 \\ \rho_{\text{gas}} &= 284,684 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Menentukan jumlah tube dan diameter reaktor

Untuk Reaktor Fixed Bed ukuran butiran katalis tidak diperbolehkan $< 1/8$ in Karena diinginkan posisi katalis adalah *fixed bed*, maka kecepatannya harus dibawah kecepatan minimum fluidisasi

(Rase, Vol. 1 hal. 493)

Properti katalis yang digunakan

$$\begin{aligned}\text{Komponen Utama} &= \text{Tembaga oksida - Seng - Alumina} \\ \text{Tipe} &= (\text{CuO} - \text{ZnO} - \text{Al}_2\text{O}_3) \\ \text{Bentuk} &= \text{Pellet} \\ \text{Bulk Density } (\rho_b) &= 90 \text{ lb/ft}^3 = 1441,7 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Densitas partikel } (\rho_p) &= 155 \text{ lb/ft}^3 = 2482,9 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Diameter Partikel } (D_p) &= 0,277 \text{ in} = 0,007 \text{ m}\end{aligned}$$

(sumber: Medco dan www.haldortopsoe.com)

sehingga porositas katalis dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\varepsilon = 1 - (\rho_b/\rho_p)$$

$$\varepsilon = 0,419$$

Massa dan Volume Katalis

$$\text{GHSV} = 10000 \text{ (Kipnis, 2022)}$$

$$\text{GHSV} = \frac{\text{Massa feed}}{\text{Massa katalis}}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa katalis} &= \frac{\text{Massa feed}}{\text{GHSV}} \\ &= \frac{287711,62}{10000} \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{10000}{28,77} \quad \text{kg/jam} \\
 \text{Volume katalis} &= \frac{\text{Massa katalis}}{\rho_p} \\
 &= \frac{28,77}{2483} \quad \frac{\text{kg}}{\text{kg/m}^3} \\
 &= 0,012 \quad \text{m}^3
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 3.1-38 Geankoplis:

$$N_{Re,mf} = \left[(33,7)^2 + 0,0408 \frac{D_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33,7$$

$$N_{Re,mf} = 22646,65 \quad \text{Nre maksimum}$$

Maka diambil N_{Re} dibawah $N_{Re,mf}$ dan ditetapkan

$$N_{Re} = 22600$$

dalam hal ini, N_{Re} dihitung dengan persamaan :

$$N_{Re} = \frac{IDt \times Gt}{\mu \times 2,42}$$

Bilangan Reynold dapat dinyatakan dalam ukuran katalisator sebagai:

$$N_{Re} = \frac{D_p \times Gt}{\mu \times 2,42}$$

dimana

IDt = Inside diameter tube, ft

Gt = mass velocity, lb/ft² jam

μ = viskositas, cp

Dari literatur disebutkan bahwa untuk memperbesar heat transfer area, umumnya digunakan diameter tube 1-2 in.

(Rase, vol I, hal 535)

$$OD = 1,25 \quad \text{in}$$

$$ID = 1,12 \quad \text{in} = 0,093333 \quad \text{ft}$$

$$L = 16 \quad \text{ft}$$

$$BWG = 16 \quad \text{in}$$

$$\text{in}$$

$$Pt = 1,5625 \quad \text{triangular}$$

Dengan menggunakan persamaan (1) diperoleh

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{N_{Re} \times \mu \times 2,42}{IDt} \\
 &= \frac{22600 \quad \times \quad 0,020158762 \quad \times \quad 2,42}{0,09333}
 \end{aligned}$$

$$= 11812,747 \quad \text{lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$Gt = \frac{Fm}{At}$$

$$At = \frac{Fm}{Gt}$$

$$= \frac{634299}{11812,7}$$

$$= 53,6961 \text{ ft}^2$$

dimana Fm = kecepatan massa masuk reaktor (lb/jam)

At = Luas penampang tube total dalam reaktor (ft^2)

Luas Penampang satu buah *tube*

$$a_t = \frac{1}{4} \pi ID^2$$

$$= 0,00684 \quad \text{ft}^2$$

Jumlah *tube* yang dibutuhkan

$$N_t = \frac{At}{a_t}$$

$$= 7852,35 \quad \text{buah}$$

$$= 7900 \quad \text{buah}$$

Untuk susunan pipa *triangular* diameter dalam reaktor dinyatakan dengan :

$$N_t = \frac{\{[(ID - k_1)^2 0.25\pi] + k_2\} - Pt (ID - k_1) (k_3 + k_4)}{Pt^2}$$

Untuk *tube* 1,25 in OD dengan 1,5625 in *triangular pitch*,

harga konstanta k adalah

$$\begin{array}{lclclcl} k_1 & = & 1,08 & k_3 & = & 0,69 \\ k_2 & = & -0,9 & k_4 & = & -0,8 \end{array}$$

Dengan menggunakan persamaan (3) diperoleh :

$$\begin{array}{lclclcl} IDs & = & 157,721 & \text{in} & N_t & = & 7900 \\ & = & 13,1434 & \text{ft} & & & \end{array}$$

Tinggi bagian silinder = 1.5 IDs

$$H_s = 19,7151 \quad \text{ft}$$

$$= 20 \quad \text{ft standart}$$

Bagian *shell*

Air sebagai pendingin mengalir di dalam *shell*

$$T = 30 \quad ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 C_p &= 1,092 && \text{Btu/lb } ^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0,181 && \text{cp} \\
 k &= 0,397 && \text{Btu/ft}^2 \text{ jam} \\
 \text{kebutuhan air pendingin} &= && 12455805 \quad \text{kg} \\
 &= && 27460066,67 \quad \text{lb} \\
 a_s &= (\text{IDs} \times C' \times B) / 144 \text{ Pt} \\
 \text{dimana } C' &= 0,3125 \quad \text{in} \\
 B &= 96 \quad \text{in} \\
 \text{maka, } a_s &= 21,0295 \quad \text{ft}^2 \\
 G_s &= m / a_s \\
 &= 1305790 \quad \text{lb/ft}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan *Heat Transfer Coefficient* dan *Pressure Drop* Shell Side

a. Tebal shell

Dipakai material shell adalah SA 212 Grade B

$$f_{yp} = 17500 \text{ psi}$$

$$\lambda \text{ (safety factor)} = 1,5$$

Dengan menggunakan Maximum pricipal stress teory maka tebal shell dihitung sbb:

$$K = \sqrt{\frac{f_{yp}/\lambda p i + 1}{f_{yp}/\lambda p i - 1}} \quad (\text{Brownell \& Young pers 14.14c})$$

$$K = 1,1160668$$

$$K = \text{OD/ID}$$

$$\text{OD} = K \times \text{ID}$$

$$= 14,6689 \quad \text{ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{jadi tebal shell adalah; } t_s &= (\text{OD} - \text{ID}) / 2 \\
 &= 0,7627571 \quad \text{in} \\
 \text{std} &= 0,875 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Menghitung Volume Bagian Silinder

$$V_s = \pi/4 \text{ ID}^2 H_s$$

$$= 10694,1 \quad \text{ft}^3$$

b Jenis tutup = Standart dished head

Tebal tutup atas dan tinggi tutup atas

Dengan menggunakan Maximum pricipal stress teory maka tebal

$$K = \sqrt{\frac{f_{yp}/\lambda p i + 1}{f_{yp}/\lambda p i - 1}} \quad (\text{Brownell \& Young pers 14.14c})$$

$$\begin{aligned}
 K &= 1,1160668 \\
 K &= OD/ID \\
 OD &= K \times ID \\
 &= 14,6689 \text{ ft} \\
 \text{jadi tebal tutup adalah} &= (OD - ID) / 2 \\
 &= 0,76276 \text{ in} \\
 \text{std} &= 0,875 \text{ in} \\
 \text{tinggi tutup adalah} &= 0,169 \times OD \\
 &= 2,47905 \text{ ft} \\
 \text{Sf (straight Flange)} &= 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung Volume Tutup

$$\begin{aligned}
 V_T &= 0,0847 \times ID^3 \\
 &= 192,313 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

c Tinggi tutup bawah dan tebal tutup bawah
Dimensi dan ukuran tutup bawah sama dengan tutup atas

d Menghitung Volume Total Reaktor

$$\begin{aligned}
 V_{TOT} &= V_s + 2 \times V_T \\
 &= 11078,77 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

e Menghitung Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned}
 H_s &= 236,582 \text{ in} \\
 h_a &= 29,7486 \text{ in} \\
 h_b &= 29,7486 \text{ in} \\
 s_f &= 3 \text{ in} \\
 H_{tot} &= H_s + h_a + h_b + 2Sf \\
 &= 305,5 \text{ in} \\
 &= 306 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tube Side

Syn-gas mengalir dalam tube

Pressure Drop dihitung dengan persamaan

$$\frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{f_k \times G^2 \times (1 - \varepsilon)}{D_p \times \rho_f \times g_c \times \varepsilon^3}$$

Dimana,

$$f_k = 1,75 + \frac{150 \times (1 - \varepsilon)}{D_p \times (G/\mu)}$$

Ukuran butir katalis(Dp)

$$\begin{aligned}
 D_p &= 0,01892 \text{ ft} \\
 \Delta P &= 2679,407898 \text{ psi/ft} \\
 f_k &= 9,74312
 \end{aligned}$$

ditetapkan jika

$$\varepsilon = (1 - \rho_p/\rho_b) = 0,419$$

$$\text{maka } h = 696,31706 \quad \text{Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

17. Produk Expander

Fungsi = Menurunkan tekanan gas yang keluar dari reaktor methanol

Type = Sentrifugal

Jumlah = 1 buah Expander 2 stage

Gas = Produk gas dari reaktor methanol

Kondisi proses

$$\text{Suhu masuk (T}_1\text{)} = 280 \quad ^\circ\text{C} = 536 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar (T}_2\text{)} = 41,9 \quad ^\circ\text{C} = 107,42 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan masuk (P}_1\text{)} = 77,3 \quad \text{bar} = 1120,85 \quad \text{psia}$$

$$\text{Tekanan keluar (P}_2\text{)} = 10 \quad \text{bar} = 145 \quad \text{psia}$$

$$\text{Rate massa} = 287712 \quad \text{kg/jam}$$

$$\text{Rate mol} = 17554,1 \quad \text{kgmol/jam}$$

Tekanan Suction, Ps (psia)

Ps = P gas masuk

$$\text{Ps} = 1120,85 \quad \text{psia}$$

Temperatur Suction, Ts (°R)

$$\text{Ts} = 536 \quad ^\circ\text{F} = 553,15 \quad \text{K} = 995,67 \quad \text{R}$$

Tekanan Discharge, Pd (psia)

Pd = P gas keluar

$$\text{Pd} = 145 \quad \text{psia}$$

Temperatur Suction, Td (°R)

$$\text{Td} = 107,42 \quad ^\circ\text{F} = 315,05 \quad \text{K} = 567,09 \quad \text{R}$$

Overall compressor ratio, Rc

$$\text{Rc} = \text{Ps} / \text{Pd}$$

$$= 7,73$$

Penentuan Jumlah Stage

$$\text{Rc} = 7,73$$

Maka dicoba untuk jumlah stage (n) = 2

$$\text{dan Rc untuk setiap stage} = (\text{P}_1/\text{P}_2)^{0,5}$$

$$= 3$$

(persamaan 12-39A)

Menghitung Tekanan setiap stage

Berdasarkan persamaan 12-38, 12-39, Ludwig Vol III

Untuk stage 1

$$R_c = 3$$

$$P_1 = 1120,85 \text{ psia}$$

Dengan Pressure drop pada expander = 5 psia
(karena ada intercooler dan sistem perpipaan)

$$P_{1in} = 1120,85 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_{1out} &= (P_{1in} / R_c) + \text{Pressure drop} \\ &= \frac{1120,85}{2,78029} + \frac{5}{2} \\ &= 405,642 \text{ psia} \end{aligned}$$

R

$$\begin{aligned} \text{stage 1} &= \frac{P_{1in}}{P_{1out}} \\ &= 2,76315 \end{aligned}$$

Untuk stage 2

$$\begin{aligned} P_{2in} &= P_{1out} - \text{pressure drop} \\ &= 405,642 - \frac{5}{2} \\ &= 403,142 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{2out} &= P \text{ discharge} \\ &= 145 \end{aligned}$$

R stage

$$\begin{aligned} 2 &= \frac{P_{2in}}{P_{2out}} \\ &= 2,78029 \end{aligned}$$

Temperatur suction Setiap Stage

Untuk stage 1

$$T_1 = T_s = 995,67 \text{ R}$$

Dari fig. 12.22, Ludwig Vol III

$$\text{untuk } R = 2,78029 \text{ dan } k = 1,4$$

$$\text{diperoleh } = T_1/T_2 = 1,4$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga } T_2 &= 711,193 \text{ R} \\ &= 251,523 \text{ F} = 395,107 \text{ K} \end{aligned}$$

Untuk stage 2

Dari fig. 12.22, Ludwig Vol III

$$\text{untuk } R = 2,78029 \text{ dan } k = 1,4$$

$$\text{diperoleh } = T_1/T_{2out} = 1,4$$

$$\text{sehingga } T_{2\text{out}} = 179,659 \quad \text{F}$$

Menghitung bhp

Untuk stage 1

Vol. 1 mol gas pada 280°C, 14,4 psia

mol

$$\begin{aligned} \text{gas} &= 22,4 \text{ L} \times (14,7 \text{ psia} / 14,4 \text{ psia}) \times (553 \text{ K} / 298,15 \text{ K}) \\ &= 42,4239 \quad \text{liter} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas gas} = 17554,1 \quad \text{kgmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas gas per hari} &= 17554,1 \times 42,4239 \times 24 \times 1000 \\ &= 17873131383 \quad \text{liter/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 17873131383 \quad \text{liter/hari} \times (1 \text{ ft}^3 / 28,317 \text{ liter}) \\ &= 63118025,86 \quad \text{CFD} \end{aligned}$$

$$\text{Dari fig. 12-21 B, Ludwig: } R = 2,78029 \quad k = 1,4$$

diperoleh nilai bhp/MMSCFD = 63

Dari persamaan 12-58, Ludwig

$$\begin{aligned} \text{bhp} &= (\text{bhp/MMSCFD})_{\text{grafik}} \times (\text{kapasitas gas} / 10^6) \\ &= 3976,44 \quad \text{hp} \\ &= 2965,23 \quad \text{kW} \end{aligned}$$

Untuk stage 2

Vol. 1 mol gas pada 107,62°C, 14,4 psia

$$\begin{aligned} \text{mol gas} &= 22,4 \text{ lt} \times (14,7 / 14,4) \times (380,77 \text{ K} / 298,15 \text{ K}) \\ &= 30,3028 \quad \text{liter} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas gas} = 17554,1 \quad \text{kgmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas gas per hari} &= 17554,1 \times 30,3028 \times 24 \times 1000 \\ &= 12766522416 \quad \text{liter/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 12766522416 \quad \text{liter/hari} \times (1 \text{ ft}^3 / 28,317 \text{ liter}) \\ &= 45084304,19 \quad \text{CFD} \end{aligned}$$

$$\text{Dari fig. 12-21 B, Ludwig: } R = 2,78029 \quad k = 1,4$$

diperoleh nilai bhp/MMSCFD = 63

Dari persamaan 12-58, Ludwig

$$\begin{aligned} \text{bhp} &= (\text{bhp/MMSCFD})_{\text{grafik}} \times (\text{kapasitas gas} / 10^6) \\ &= 2840,31 \quad \text{hp} \\ &= 2118,02 \quad \text{kW} \end{aligned}$$

Total Power

Expander

$$\text{Stage 1} = 3976,43563 \quad \text{hp} = 2965,228 \quad \text{kW}$$

$$\text{Stage 2} = 2840,31116 \quad \text{hp} = 2118,02 \quad \text{kW}$$

$$\text{Total} = 6816,74679 \text{ hp} = 5083,2481 \text{ kW}$$

Efisiensi Expander

$$\text{Efisiensi expander sebesar} = 90\%$$

18. Produk Cooler (E-213)

Fungsi = Mendinginkan produk methanol yang akan masuk ke separator

Type = Compact 3-8 *shell and tube heat exchanger*

Jumlah = 3 buah heat exchanger disusun paralel

Kondisi Proses

Fluida Panas (Gas Produk) :

$$T \text{ masuk } (T_1) = 45,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F} = 318 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T \text{ keluar } (T_2) = 33 \text{ } ^\circ\text{C} = 91,4 \text{ } ^\circ\text{F} = 306 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P \text{ masuk} = 10 \text{ bar} = 145 \text{ Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 10 \text{ bar} = 145 \text{ Psia}$$

Fluida Dingin (Cooling Water):

$$T \text{ masuk } (t_1) = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} = 303 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T \text{ keluar } (t_2) = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F} = 313 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P \text{ masuk} = 1 \text{ bar} = 14,5 \text{ Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 1 \text{ bar} = 14,5 \text{ Psia}$$

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes)

$$\text{Panjang} = 10,8 \text{ ft (ditetapkan)}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 0,9375 \text{ in triangular}$$

$$\text{Rd gab} = 0,0005 \text{ jft}^2\text{/Btu}$$

$$\text{DP gas} = 2 \text{ psi}$$

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in triangular}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in triangular}$$

(tabel 10, Kern)

Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca energi (Appendiks B)

$$Q \text{ yang ditransfer ke fluida dingin} = 10312545 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 9774368,1 \text{ Btu}$$

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida panas } (M) = 287711,62 \text{ kg} = 634116,4 \text{ lb}$$

$$\text{Massa fluida dingin } (m) = 7413 \text{ kg} = 16338,252 \text{ lb}$$

(Air dari cooling water)

Mencari LMTD

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(DT_1 - DT_2)}{\ln(DT_1/DT_2)} && \text{dimana : } DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2 \\ &= 7,199393459 \quad ^\circ\text{F} && DT_2 = DT_{\text{dingin}} = T_2 - t_1 \\ R &= (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) \\ &= 1,2 \\ S &= (t_2 - t_1)/T_1 - t_1 \\ &= 0,7 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai Ft dapat diperoleh, yaitu :

$$\begin{aligned} Ft &= \frac{[\sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1)] \ln(1 - S)/(1 - RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}} \\ Ft &= 0,72 \\ \Delta t &= \text{LMTD} \times Ft \\ &= 5,183 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung Tc (Caloric Temperatur)

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{(T_2 + T_1)}{2} && t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2} \\ &= 102,38 \quad ^\circ\text{F} && = 95 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Trial Ud

$$\begin{aligned} U_d &= 250 \quad (\text{table 8, kern}) \quad \text{tersedia } U_d = 250 - 500 \\ A &= \frac{Q}{U_d \times Dt} && a'' = 0,1963 \quad \text{ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{tabel 10, Kern}) \\ &= \frac{3258122,7}{1295,89} \\ &= 2514,2 \quad \text{ft}^2 \\ N_t &= \frac{A}{1 \times a''} \\ &= 1185,92 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d \text{ koreksi} &= (N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d \\ &= 248,76 \quad \text{Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian Shell :	IDs	= 39	in	(diameter dalam shell)
	B	= 13	in	(baffle spacing)
	N + 1	= 29,2		(Jumlah baffle)
	n'	= 3	passes	(jumlah passes pada shell)

Bagian Tube :	d_e	= 0,55 in	(diameter ekivalen)	(fig. 28, Kern)
	d_i	= 0,62 in	(diameter dalam tube)	
	d_o	= 0,75 in	(diameter luar tube)	
	l	= 10,8 ft	(panjang tube)	
	n	= 8	(jumlah passes pada tube)	(tabel 9, Kern)
	N_t	= 1212	(Jumlah tube)	(tabel 9, Kern)
	P_t	= 0,9375 in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	= 0,1875 in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a''	= 0,1963 ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10, Kern)
	a'	= 0,302 in ²	(Luas penampang aliran)	(tabel 10, Kern)

fluida panas

μ	= 0,01410 cp
k	= 0,04775 Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)
C_p	= 0,4684 Btu/lb F

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Gas Produk)

$$a_s = \frac{(ID_s \times B \times c')}{(n' \times P_t \times 144)}$$

$$= \frac{95,0625}{405}$$

$$= 0,2347 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{M}{a_s}$$

$$= \frac{211372}{0,2347}$$

$$= 900520 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$Re = \frac{de \times G_s}{m}$$

$$= 1209596$$

$$j_H = 700 \quad (\text{fig. 28, Kern})$$

$$h_o = j_H \times (k/d_e) \times (\text{cm/k})^{1/3}$$

$$= 506,348 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Bagian Tube (Air)

$$a_t' = 0,302 \text{ ft}^2$$

$$a_t = \frac{(N_t \times a_t')}{144n}$$

$$= 366,024$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1152}{0,31773} \text{ ft}^2 \\
 \text{Gt} &= \frac{m}{at} \\
 &= 17160,6 \text{ lb/hr.ft}^2 \\
 \text{V} &= \frac{\text{Gt}}{3600 \text{ r}} \\
 &= 0,025 \\
 \text{mair} &= 1,071 \\
 &= 2,59182 \text{ lb/hr.ft} \\
 \text{Re} &= \frac{\text{ID} \times \text{Gt}}{m} \\
 &= 341,7 \\
 \text{jH} &= - \\
 \text{hi} &= \text{hi pada grafik x faktor koreksi} \\
 &= 1350 \quad (\text{Kern, fig.25}) \\
 \text{hio} &= \frac{\text{hi} \times \text{ID}}{\text{OD}} \\
 &= 1116 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \\
 \text{Evaluasi Uc} \\
 \text{Uc} &= \frac{(\text{hio} \times \text{ho})}{(\text{hio} + \text{ho})} \\
 &= 348,31 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \\
 \text{Evaluasi Ud} \\
 \text{a}'' &= 0,1963 \text{ ft}^2 \\
 \text{A} &= \text{Nt} \times 1 \times \text{a}'' \times 2 \\
 &= 2569,5 \text{ ft}^2 \\
 \text{Ud} &= \frac{Q}{\text{A.Dt}} \\
 &= 244,62 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \\
 \text{Evaluasi Rd} \\
 \text{Rd} &= \frac{(\text{Uc} - \text{Ud})}{(\text{Uc} \times \text{Ud})} \\
 &= 0,0012 \quad (\text{hr})(\text{ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}
 \end{aligned}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (gas Produk)

$$\text{Nres} = 1209596$$

$$f = 0,00086 \quad (\text{fig. 29, Kern})$$

$$N + 1 = 12 L \times n'$$

$$\frac{B}{B}$$

$$= 29,9$$

$$IDs = 3,25 \quad \text{ft}$$

$$sg = 1,178$$

$$DPs = \frac{f Gt^2 IDs (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ de sg ft}}$$

$$= 2$$

Bagian Tube (Air)

$$N_{ret} = 341,69$$

$$f = 0,035 \quad (\text{fig 26, Kern})$$

$$sg = 1$$

$$DPI = \frac{f Gt^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di sg ft}}$$

$$= 0,02745$$

$$DPn = \frac{4n v^2}{sg \cdot 2g \cdot 144}$$

$$= 0,001 \quad (\text{fig, 27, Kern})$$

$$DPn = 0,00022$$

$$DPt = 0,03 + 0,00022$$

$$= 0,027 \quad \text{psia}$$

19. Separator II (F-214)

Fungsi = Tempat terjadinya pemisahan antara fase liquid dan gas pada metanol

Tipe = *Vertical drum*

Jumlah = 1 buah

Feed Design =

$$T = 33 \quad ^\circ\text{C} = 91 \quad ^\circ\text{F}$$

$$P = 10 \quad \text{bar} = 145 \quad \text{psia}$$

$$w = 287711,62 \quad \text{kg/jam}$$

$$w = 634294,78 \quad \text{lb/jam}$$

Top Product =

$$T = 33 \quad ^\circ\text{C} = 91,4 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 P &= 10 \text{ bar} = 145 \text{ psia} \\
 W_v &= 265898,25 \text{ kg/jam} \\
 W_v &= 586204,6 \text{ lb/jam} \\
 r_v &= 80,143 \text{ kg/m}^3 \\
 r_v &= 5,003 \text{ lb/ft}^3 \\
 V_v &= 3.317,798 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 V_v &= 117.166,70 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Bottom Product =

$$\begin{aligned}
 T &= 33 \text{ }^\circ\text{C} = 91,4 \text{ }^\circ\text{F} \\
 P &= 10 \text{ bar} = 145 \text{ psia} \\
 W_L &= 21.813,366 \text{ kg/jam} \\
 W_L &= 48.090,183 \text{ lb/jam} \\
 r_L &= 883,143 \text{ kg/m}^3 \\
 r_L &= 55,133 \text{ lb/ft}^3 \\
 V_L &= 24,700 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 V_L &= 872,26 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Digunakan persamaan *Souders-Brown (4-93) Ulrich* untuk menentukan *superficial velocity*:

$$\begin{aligned}
 v_v &= 0,06 \text{ } ((\rho_g - \rho_l)/\rho_g)^{1/2} \\
 &= 0,20258 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= V_v / v_v \\
 &= 48,968 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$A = 1/4 \pi D^2$$

$$D^2 = 62,380$$

$$D = 7,898 \text{ ft} = 2,407 \text{ m}$$

Dengan asumsi *residence time (t) = 200 s (Ulrich, Tabel 4-25)*

Tinggi Liquid

$$\begin{aligned}
 L_L &= (V_L \times t)/A \\
 &= 0,990 \text{ ft} \\
 &= 0,302 \text{ m}
 \end{aligned}$$

L/D ratio optimum = 3 (Ulrich, Tabel 4-25)

$$L = 23,694 \text{ ft} = 7,222 \text{ m}$$

Menghitung Ketebalan *Shell*

$$P_{\text{operasi}} = 145 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hydros}} &= \rho_L \times L_L / 144 \\
 &= 54,56
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 144 \\
 &= 0,38 \quad \text{psia} \\
 P_{\text{total}} &= 131 \quad \text{psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 144 \quad \text{psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f &= 19.153 \quad \text{psia} \quad \text{Hastelloy C-22} \quad (\text{Haynes International.,inc}) \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint}) \\
 C &= 0,125 \quad \text{in} \quad (\text{Coulson})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times r_i}{(fE - 0,6P)} + C \\
 &= \frac{143,788}{19.153 \times 0,8 - 0,6 \times 143,78} \times 47,388 + 0,125 \\
 t_s &= 0,572 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \\
 &= 95,9 \quad \text{in} \\
 \text{ID baru} &= 94,8 \quad \text{in} \\
 \text{L baru} &= 284 \quad \text{in} = 23,7 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

Dipilih tutup : *Elliptical Dished head*

Brownell and Young, pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas & bawah:

$$\begin{aligned}
 k &= 2 \\
 V &= \frac{2 + k^2}{6} \\
 &= 1 \\
 t_{\text{tutup}} &= \frac{P_{\text{desain}} \cdot d_i \cdot V}{(2fE - 0.2P_{\text{desain}})} + C \\
 &= 0,570 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Tinggi Tutup

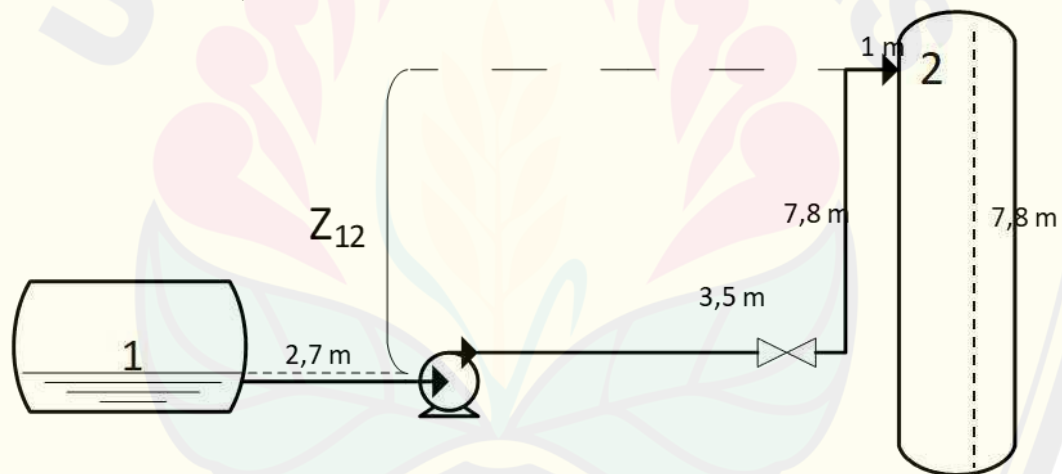
$$\begin{aligned}
 h &= 0,25 \times D = 23,2 \quad \text{in} \\
 \text{Tinggi total} &= \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah} \\
 &= 23,2 \quad + \quad 278 \quad + \quad 23,2 \\
 &= 324 \quad \text{in} \\
 &= 27 \quad \text{ft} \\
 &= 8,24 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

20. Pompa Kolom Distilasi (L-215)

Fungsi	=	Memompa produk yang akan didistilasi
Tipe	=	<i>Rotary pump</i>
Konfigurasi	=	Horizontal
Jumlah	=	1
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Laju feed	=	21813,366 kg/jam = 48090,2 lbm/jam
Densitas	=	883,143 kg/m ³ = 55,133 lbm/ft ³
Viskositas	=	0,010 cP = 9,9E-06 kg/ms
<i>Volumetric flowrate</i>	=	24,700 m ³ /jam = 0,242 ft ³ /s

Rencana Perpipaan

Panjang pipa lurus	=	15 m
Δz 1 - 2	=	7,8 m
P1	=	10,1 bar
P2	=	10,3 bar



Trial Aliran

ID Optimum = $0,36 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$
 = $0,36 \times 0,106 \times 2,415$
 = $0,093 \text{ m} = 3,668 \text{ in}$ (Timmerhaus, 1995)

Qf = volumetrik *flowrate* (m³/s)
 ρ = Densitas campuran (kg/m³)

Standarisasi pipa:

<i>Nominal size</i>	=	4 in
<i>Schedule number</i>	=	80
OD	=	4,500 in = 0,114 m
ID	=	3,826 in = 0,097 m
A	=	0,079 ft ² = 0,007 m ² (mc. Cabe appendix 5)

$$v_2 = \frac{Q}{A} = \frac{24,700}{0,007} = 3398,42 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0,944 \text{ m/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\text{ID} \times \rho \times v}{\mu} = \frac{0,097 \times 883,143 \times 0,944}{0,000010}$$

$$\text{Nre} = 8203677 \quad \text{aliran turbulent}$$

$$v_1 = 0 \text{ m/s} \quad \text{asumsi}$$

1. Perhitungan *Contraction Loss*

Asumsi $A_1 \gg A_2$

$$K_c = 0,55 \times (1 - A_2/A_1)$$

$$= 0,55 \times (1 - 0)$$

$$= 0,55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{konstanta untuk aliran turbulen})$$

$$\begin{aligned} \text{Contraction Loss} &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha} \\ &= \frac{0,55 \times 0,891}{2 \times 1} \\ &= 0,24506 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003}) \end{aligned}$$

2. Perhitungan *friction loss* pipa lurus

$$\text{Material Pipa} = \text{Commercial steel}$$

$$\text{Roughness} = 4,6\text{E-}05 \text{ m} \quad (\text{Grafik 2.10-3 Geankoplis})$$

$$\text{Relative roughness} = \frac{\text{Roughness}}{\text{ID}} = \frac{4,6\text{E-}05}{0,097} = 0,0005$$

Fanning

$$\text{factor} = 0,0045$$

$$= \frac{4 \times 15 \times 0,005 \times 0,891}{2 \times 0,097}$$

$$= 1,238 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

3. Perhitungan *friction loss* fitting dan valves

$$\text{Tipe fitting} = 2 \times \text{Elbow } 90^\circ$$

$$\text{Tipe valve} = \text{Gate valve (wide open)}$$

$$K_f \text{ elbow} = 0,75$$

$$K_f \text{ valve} = 0,17$$

$$\text{Jumlah valve} = 1 \text{ unit}$$

$$\text{Jumlah fittings} = 2 \text{ unit}$$

$$\text{Kf total} = K_f \text{ elbow} \times \text{Jumlah fittings} + K_f \text{ valve} \times \text{Jumlah valve} \quad (\text{Geankoplis, 2003 hal.93})$$

$$= 0,75 \times 2 + 0,17 \times 1$$

$$= 1,67$$

$$\text{Friction loss} = \frac{K_f \text{ total} \times v^2}{2}$$

$$= \frac{1,67 \times 0,891}{2}$$

$$= 0,744 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

4. Perhitungan *expansion loss*

$A1/A2 = 0$ Asumsi $A2 \gg A1$ aliran pipa menuju alat utama

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A1}{A2}\right)^2$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{konstanta untuk aliran turbulen})$$

$$\begin{aligned} \text{Expansion loss} &= \frac{K_{ex}}{2} \times \frac{v^2}{\alpha} = \frac{1}{2} \times \frac{0,891}{1} \\ &= 0,446 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friction loss} &= 0,245 + 1,238 + 0,744 + 0,446 \\ &= 2,673 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

$$0 = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9,8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12} + W_s$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9,8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12} \\ &= \frac{0,891^2 - 0}{2 \times 1} + 9,8 \times 7,8 + \frac{20.000}{883,143} + 2,673 \\ &= 102,205 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \text{feed} \times W_s / 1000 \\ &= 0,6192854 \quad \text{kW} \\ &= 0,83046 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi pompa} &= 80\% \quad \text{figure 12-17 timmerhaus} \\ \text{power motor sebenarnya} &= \text{BHP/effisiensi} \\ &= 1,03808 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

21. Distillation Feed Preheater Coloumn (E-216)

Fungsi = Mengkondisikan *feed* yang akan masuk ke kolom distilasi

Type = Compact 1-6 *shell and tube heat exchanger*

Jumlah = 1 buah heat exchanger disusun paralel

Kondisi Proses

Fluida Panas (Steam) :

$$T \text{ masuk } (T_1) = 300 \quad ^\circ\text{C} = 572 \quad ^\circ\text{F} = 573 \quad ^\circ\text{K}$$

$$T \text{ keluar } (T_2) = 250 \quad ^\circ\text{C} = 570 \quad ^\circ\text{F} = 523 \quad ^\circ\text{K}$$

$$P \text{ masuk} = 1 \quad \text{bar} = 14,5 \quad \text{Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 1 \quad \text{bar} = 14,5 \quad \text{Psia}$$

Fluida Dingin :

$$T \text{ masuk } (t_1) = 33 \quad ^\circ\text{C} = 91,4 \quad ^\circ\text{F} = 306 \quad ^\circ\text{K}$$

$$T \text{ keluar } (t_2) = 60 \quad ^\circ\text{C} = 140 \quad ^\circ\text{F} = 333 \quad ^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned} P \text{ masuk} &= 10 \text{ bar} = 145 \text{ Psia} \\ P \text{ keluar} &= 10 \text{ bar} = 145 \text{ Psia} \end{aligned}$$

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (tabel 10, Kern)

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 9,3 \text{ ft} && \text{(ditentukan)} \\ \text{BWG} &= 16 \\ \text{Pitch} &= 0,9375 && \text{in triangular} \\ \text{Rd gab} &= 0,0005 && \text{jft}^2\text{°F/Btu} \\ \text{DP gas} &= 2 && \text{psi} \\ \text{OD} &= 0,75 && \text{in triangular} \\ \text{ID} &= 0,62 && \text{in triangular} \end{aligned}$$

Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca energi (Appendiks B)

$$\begin{aligned} Q \text{ yang ditransfer ke fluida dingin} &= 1657836,1 \text{ kJ/kmol} \\ &= 1571319,3 \text{ Btu} \end{aligned}$$

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\begin{aligned} \text{Massa fluida panas (M)} &= 1179,1153 \text{ kg} = 2598,7701 \text{ lb} \\ \text{Massa fluida dingin (m)} &= 21813,366 \text{ kg} = 48076,659 \text{ lb} \end{aligned}$$

(Air dari cooling water)

Mencari LMTD

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(DT_1 - DT_2)}{\ln(DT_1/DT_2)} \quad \text{dimana :} && \begin{aligned} DT_1 &= DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2 \\ DT_2 &= DT_{\text{dingin}} = T_2 - t_1 \end{aligned} \\ &= 454,9989269 \quad \text{°F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) \\ &= 1,85 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= (t_2 - t_1)/T_1 - t_1 \\ &= 0,10112 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai Ft dapat diperoleh, yaitu :

$$Ft = \frac{[\sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1)] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$\begin{aligned} Ft &= 1 \\ Dt &= \text{LMTD} \times Ft \\ &= 410,95 \text{ °F} \end{aligned}$$

Menghitung Tc (Caloric Temperatur)

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} \quad t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2}$$

$$= 527 \quad ^\circ\text{F} \quad = 116 \quad ^\circ\text{F}$$

Trial Ud

$$U_d = 50 \quad (\text{table 8, kern}) \quad \text{tersedia } U_d = 50 - 100$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times D_t} \quad a'' = 0,1963 \quad \text{ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{tabel 10, Kern})$$

$$= \frac{1571319,25}{22749,9463}$$

$$= 76,47 \quad \text{ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{l \times a''}$$

$$= 41,8$$

Menggunakan : N=6-P

$$N_t \text{ standar} = 42 \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$$I_Ds = 10 \text{ in} \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$$U_d \text{ koreksi} = (N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d$$

$$= 49,86 \quad \text{Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube**Bagian**

Shell :	$I_Ds = 10$	in	(diameter dalam shell)	
	$B = 5$	in	(baffle spacing)	
	$N + 1 = 22,3$		(Jumlah baffle)	
	$n = 1$	passes	(jumlah passes pada shell)	
	$d_e = 0,55$	in	(diameter ekivalen)	(fig. 28, Kern)

Bagian

Tube :	$d_i = 0,62$	in	(diameter dalam tube)	
	$d_o = 0,75$	in	(diameter luar tube)	
	$l = 9,3$	ft	(panjang tube)	
	$n = 6$		(jumlah passes pada tube)	(tabel 9, Kern)
	$N_t = 42$		(Jumlah tube)	(tabel 9, Kern)
	$P_t = 0,9375$	in	(Jarak antara sumbu tube)	
	$C' = 0,1875$	in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	$a'' = 0,1963$	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10, Kern)
	$a' = 0,302$	in ²	(Luas penampang aliran)	(tabel 10, Kern)

fluida panas

$$\mu = 0,43214 \quad \text{cp}$$

$$k = 0,14480 \quad \text{Btu}/(\text{hr}) (\text{ft}^2) (\text{F}/\text{ft})$$

$$C_p = 0,90075 \quad \text{Btu}/\text{lb F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Produk)

$$as = \frac{(IDs \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)}$$

$$= \frac{12}{270}$$

$$= 0,06944 \quad \text{ft}^2$$

$$Gs = \frac{M}{as}$$

$$= \frac{48076,7}{0,069}$$

$$= 692304 \quad \text{lb/hr.ft}^2$$

$$Re = \frac{de \times Gs}{m}$$

$$= 30341,8$$

$$jH = 100 \quad (\text{fig. 28, Kern})$$

$$ho = jH \times (k/d_e) \times (\text{cm/k})^{1/3}$$

$$= 439,28 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Bagian Tube (Steam)

$$at' = 0,302 \quad \text{ft}^2$$

$$at = \frac{(Nt \times at')}{144n}$$

$$= \frac{12,024}{864}$$

$$= 0,0147 \quad \text{ft}^2$$

$$Gt = \frac{m}{at}$$

$$= 17702 \quad \text{lb/hr.ft}^2$$

$$V = \frac{Gt}{3600 \text{ r}}$$

$$= 0,0787$$

$$\text{mair} = 0,02$$

$$= 0,0484 \quad \text{lb/hr.ft}$$

$$Re = \frac{ID \times Gt}{m}$$

$$= 18897$$

$$jH = -$$

$$hi = hi \text{ pada grafik } \times \text{ faktor koreksi}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1500 \quad (\text{Kern, fig.25}) \\
 h_{io} &= \frac{h_i \times ID}{OD} \\
 &= 1240 \quad \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

Evaluasi U_c

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} \\
 &= 324,37 \quad \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

Evaluasi U_d

$$\begin{aligned}
 a'' &= 0,1963 \quad \text{ft}^2 \\
 A &= N_t \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 324,37 \quad \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{Q}{ADt} \\
 &= 49,86 \quad \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

Evaluasi R_d

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{(U_c - U_d)}{(U_c \times U_d)} \\
 &= 0,017 \quad (\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})/\text{Btu}
 \end{aligned}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (Produk)

$$\begin{aligned}
 N_{res} &= 30342 \\
 f &= 0,0014 \quad (\text{fig. 29, Kern}) \\
 N + 1 &= \frac{12 L \times n'}{B} \\
 &= 22,32 \\
 ID_s &= 0,83 \quad \text{ft} \\
 s_g &= 0,7866 \\
 DP_s &= \frac{f G t^2 ID_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ de sg ft}} \\
 &= 0,55 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Bagian Tube (Steam)

$$\begin{aligned}
 N_{ret} &= 18897 \\
 f &= 0,0003 \quad (\text{fig 26, Kern}) \\
 s_g &= 1 \\
 DP_l &= \frac{f G t^2 l_n}{\dots}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 5,22 \cdot 10^{10} \text{ di sg ft} \\
 &= 0,0001 \\
 \text{DPn} &= \frac{4n v^2}{\text{sg } 2g \cdot 144} \\
 v^2/2g &= 0,001 \quad (\text{fig, 27, Kern}) \\
 \text{DPn} &= 0,02 \\
 \text{DPt} &= 0,001 + 0,02 \\
 &= 0,0241 \quad \text{psia}
 \end{aligned}$$

22. Kolom Distilasi (D-310)

Fungsi	=	pemisahan sisa syngas gas dengan metanol
Type	=	Vertical drum
Jumlah	=	1 Buah
Bahan Tangki	=	<i>Stainless Steel Type 266 III</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan Operasi	=	5,5 bar = 550 kPa = 79,8 psia
Suhu operasi	=	60 °C = 333 °K = 92 °F = 599,67 °R

<i>Feed</i>	=	21813,4 kg/jam
Produk atas (D)	=	201,871 kg/jam
Produk bawah (B)	=	0,36679 kg/jam
Densitas <i>Feed</i>	=	883,143 kg/m ³
Densitas Distilat	=	550,002 kg/m ³
Densitas Bottom	=	886,25 kg/m ³
μ_{feed}	=	0,0019 kg/ms
<i>Relative Volatility</i>	=	4,379

Perhitungan *Superficial gas velocity*

$$u_v = (-0,171t^2 + 0,27t - 0,047) \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

t merupakan nilai *tray spacing* (dengan nilai umum 0,5 m) (Sinnott, 2019)

$$u_v = 0,03538 \quad \text{m/s} \quad t = 0,5 \quad \text{m}$$

Perhitungan Diameter Kolom

$$D_c = \sqrt{\frac{4V_w}{\pi \rho_{feed} u_v}}$$

*V_w merupakan *feed* dalam (kg/jam)

$$\begin{aligned}
 D_c &= 0,49702 \quad \text{m} \\
 &= 19,5678 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Jumlah <i>stage</i> minimum	=	2	plate	
Jumlah <i>stage</i> aktual	=	9	plate	
nilai umum <i>tray space</i>	=	0,5	m	
Tinggi seluruh <i>plate</i>	=	4,5	m	
Tinggi tambahan atas dan bawah	=	3	m	
Tinggi total Silinder	=	7,5	m	(Smith, 2005)

Menghitung Ketebalan *Shell*

$$P_{\text{operasi}} = 79,75 \text{ psia} = 65,05 \text{ psig}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{op}}$$

$$= 71,555 \text{ psig}$$

$$f = 18750 \text{ psia}$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk } \textit{Double-welded butt joint})$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(fE - 0,6P)} + C$$

$$= 0,17181 \text{ in}$$

$$= 0,1875 \text{ in (standart)}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_s$$

$$= 19,9428 \text{ in}$$

$$= 20 \text{ in (standart)}$$

$$= 1,67 \text{ ft}$$

$$\text{ID baru} = 19,625 \text{ in}$$

(Brownel, 1959)

$$t_{\text{ha}} = \frac{0,885 \times P_i \times r}{fE - 0,1P_i} + C$$

$$= 0,16645 \text{ in}$$

$$= 0,1875 \text{ in (standart)}$$

Tinggi Tutup atas dan bawah

$$h = 0,169 \times \text{ID}$$

$$= 3,31663 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell = 2 in

$$\text{Tinggi total} = \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah} + 2 \times \text{sf}$$

$$= 3,31663 + 295,276 + 3,31663 + 4$$

$$= 305,909 \text{ in}$$

$$= 25,4924 \text{ ft}$$

23. Reboiler Kolom Distilasi I (E-311)

Fungsi = Memanaskan aliran *bottom product* kolom distilasi CO₂-Methanol
 Tipe = *Kettle Reboiler*
 Jumlah = 1 buah

Data Fluida yang masuk

Fluida	Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
Panas	<i>Mass Flow Steam</i>	5424,46	kg/hr	11.958,87	lb/hr
	P	43	bar	623,663	psia
	T1	254,650	°C	490,37	°F
	T2	254,650	°C	490,37	°F
Dingin	<i>Mass Flow to Reboiler</i>	29176	kg/hr	64.322,02	lb/hr
	P	5,5	bar	79,771	psia
	t1	124,70	°C	256,460	°F
	t2	130,90	°C	267,620	°F
Batasan	ΔP gas	10	psi		
	ΔP liquid	10	psi		

Shell side

ID = 10 in
 Baffle = 10 in
 Passes = 1

Tube side

Jumlah = 52
 Panjang = 20,5 ft
 OD = 3/4 in
 BWG = 16
 Pitch = 1 in
 Passes = 2 (*triangular*)
 a"t = 0,1963 tabel 10
 a't = 0,3

1. **Material dan heat balance**

Diket. $Q_{cooler} = 9.169.047,71$ kJ/jam = 8.690.580,40 btu/jam
 $Q_{cold} = Q_{hot}$
 $m \times cp \times \Delta t = M \times l$
 $64322 \times 12,107 \times 11,16 = 11.958,87 \times 726,706$
 $8.690.580,399 = 8.690.580,399$

2. **Δt**

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
490,37	Higher Temp	267,620	222,750	Δt ₂
490,37	Lower Temp	256,460	233,910	Δt ₁
0	Differences	11,160	-11,160	(Δt ₂ - Δt ₁)
	(T ₁ -T ₂)		(t ₂ -t ₁)	

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln(\Delta t_2 / \Delta t_1) \\ &= 228,285 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$T_c = 490 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 262,0 \quad ^\circ\text{F}$$

3. Kaloric Temperatur

Kaloric temperatur adalah T_c dan t_c karena perubahan viskositasnya kecil

$$\text{Trial } U_d = 200 \quad (\text{Range steam-methanol } 200\text{-}700) \quad (\text{Tabel 8.App Kern})$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{desain}} &= 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} \\ &= 9.559.638,44 \quad \text{Btu/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} \\ &= 209,380 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \times a''t} \\ &= 52,0308 \end{aligned}$$

$$n = 2\text{-P}$$

$$N_t_{\text{standar}} = 52 \quad \text{IDs} = 10 \text{ in} \quad (\text{Kern hal 842})$$

Koreksi U_d

$$U_d_{\text{koreksi}} = \frac{N_t}{N_t_{\text{standar}}} \times U_d_{\text{trial}} \quad A = \frac{N_t \times L \times a''t}{209 \text{ ft}^2}$$

$$U_d_{\text{koreksi}} = \frac{52,031}{52} \times 200$$

$$U_d_{\text{koreksi}} = 200$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Produk)

$$\text{Asumsi } h_o = 300 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + (h_o / (h_o + h_c)) (T_c - t_c) \\ &= 446 \quad ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$(Dt)_w = 183,85$$

$$h_o = 300 \quad (\text{fig. 15.11})$$

(karena untuk *organic maximum* 300)

Bagian Tube (Steam)

$$\text{Flow area, } a''t = 0,302 \quad \text{in}^2 \quad (\text{Tabel 10})$$

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{15,704}{144 \times 2} \\ &= 0,055 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$G_t = \frac{m}{at} = \frac{11958,9}{0,055}$$

$$= 219316,98 \text{ lb/ hr.ft}^2$$

$$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

Pada $T_c = 490 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,017 \text{ Cp} \times 2,42$$

(gambar 15)

$$= 0,041 \text{ lb/ ft.hr}$$

$$D = \frac{0,62}{12} \text{ (Tabel 10)}$$

$$= 0,052 \text{ ft}$$

$$Re_t = 275434,55$$

$$h_i = 1.500 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$F_t = 1 \text{ (viskositas rendah)}$$

$$h_{io}/F_t = h_i/F_t \times (ID/OD)$$

$$= 1.240$$

$$h_{io} = 1.240 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

Clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{372.000}{1.540}$$

$$= 241,558 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0009 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ Btu}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (Produk)

Diabaikan

Bagian Tube (Steam)

$$\text{Untuk } Re_t = 275434,55$$

$$f = 0,0001 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \text{ (gambar 26)}$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t}$$

$$= 236651689$$

$$\begin{aligned}
 &= 2.697.000.000 \\
 &= 0,088 \quad \text{Psi} \\
 G_t &= 219316,98 \\
 V^2 / 2g &= 0,4 \quad (\text{gambar 27}) \\
 \Delta P_r &= (4 n / s) \times (V^2 / 2g) \\
 &= 8 \quad \times \quad 0,4 \\
 &= 3,2 \quad \text{Psi} \\
 \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\
 &= 0,088 \quad + \quad 3 \\
 &= 3,29 \quad \text{Psi}
 \end{aligned}$$

24. Kondensor Kolom Distilasi I (E-312)

Fungsi = Menkondensasikan produk atas dari kolom distilasi
 Type = Vertical Drum
 Jumlah = 1 buah heat exchanger dipasang paralel

Kondisi Proses

Fluida Panas (Gas Sisa) :

T masuk (T_1) = 107 °C = 224 °F = 380 °K
 T keluar (T_2) = 98 °C = 208 °F = 371 °K
 P masuk = 1,89 bar = 27,4 Psia
 P keluar = 1,89 bar = 27,4 Psia

Fluida Dingin (Cooling water) :

T masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F = 298 °K
 T keluar (t_2) = 45 °C = 113 °F = 318 °K
 P masuk = 1 bar = 14,5 Psia
 P keluar = 1 bar = 14,5 Psia

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (tabel 10, Kern)

Panjang = 14,9 ft (ditentukan)
 BWG = 16
 Pitch = 1 in triangular
 Rd gab = 0,001 jft²°F/Btu
 DP gas = 10 psi
 OD = 0,75 in triangular
 ID = 0,62 in triangular

Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca energi (Appendiks B)

Q yang ditransfer ke fluida dingin = 124276,3 kJ/jam
 = 117790,74 Btu

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 201,87 \text{ kg} = 444,9243 \text{ lb}$$

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 124276,3 \text{ kg} = 273904,96 \text{ lb}$$

(Air dari cooling water)

Mencari LMTD

$$\text{LMTD} = \frac{(DT_1 - DT_2)}{\ln \left(\frac{DT_1}{DT_2} \right)}$$

dimana : $DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$
 $DT_2 = DT_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$

$$= 121,1355006 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)}$$

$$= 0,84795$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{T_1 - t_1}$$

$$= 0,2442$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai Ft dapat diperoleh, yaitu :

$$Ft = \frac{[\sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1)] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS) + \sqrt{R^2 + 1}}}{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS) - \sqrt{R^2 + 1}}}}$$

$$Ft = 0,9 \text{ untuk 2-4 Heat Exchanger}$$

$$Dt = \text{LMTD} \times Ft$$

$$= 109,022 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menghitung Tc (Caloric Temperatur)

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} \qquad t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2}$$

$$= 216,41 \text{ } ^\circ\text{F} \qquad = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud

$$U_d = 5 \text{ (table 8, kern) tersedia } U_d = 5 - 50$$

$$A = \frac{Q}{a''} \qquad a'' = 0,2 \text{ ft}^2/\text{lin ft (tabel 10, Kern)}$$

$$= \frac{117791}{545,11}$$

$$= 216,086 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{l \times a''}$$

$$= 73,8789$$

Menggunakan : $N=6-P$

$$\begin{aligned} N_t \text{ standar} &= 74 && \text{(tabel 9, Kern)} \\ I D_s &= 12 \text{ in} && \text{(tabel 9, Kern)} \\ U_d \text{ koreksi} &= (N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d \\ &= 4,99182 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian

$$\begin{aligned} \text{Shell :} \quad I D_s &= 12 \text{ in} && \text{(diameter dalam shell)} \\ B &= 4 \text{ in} && \text{(baffle spacing)} \\ N + 1 &= 89,4 && \text{(Jumlah baffle)} \\ n' &= 2 \text{ passes} && \text{(jumlah passes pada shell)} \\ d_e &= 0,55 \text{ in} && \text{(diameter ekivalen)} \end{aligned} \quad \text{(fig. 28, Kern)}$$

Bagian

$$\begin{aligned} \text{Tube :} \quad d_i &= 0,62 \text{ in} && \text{(diameter dalam tube)} \\ d_o &= 0,75 \text{ in} && \text{(diameter luar tube)} \\ l &= 14,9 \text{ ft} && \text{(panjang tube)} \\ n &= 4 && \text{(jumlah passes pada tube)} && \text{(tabel 9, Kern)} \\ N_t &= 74 && \text{(Jumlah tube)} && \text{(tabel 9, Kern)} \\ P_t &= 1 \text{ in} && \text{(Jarak antara sumbu tube)} \\ C' &= 0,25 \text{ in} && \text{(Jarak antara diameter luar tube)} \\ a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2 && \text{(Luas permukaan panjang)} && \text{(tabel 10, Kern)} \\ a' &= 0,302 \text{ in}^2 && \text{(Luas penampang aliran)} && \text{(tabel 10, Kern)} \end{aligned}$$

fluida panas

$$\begin{aligned} \mu &= 0,35800 \text{ cp} \\ k &= 0,09576 \text{ Btu/(hr) (ft}^2\text{) (F/ft)} \\ C_p &= 0,2117 \text{ Btu/lb F} \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Produk)

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{(I D_s \times B \times c')}{(n' \times P_t \times 144)} \\ &= \frac{12}{288} \\ &= 0,04167 \text{ ft}^2 \\ G_s &= \frac{M}{a_s} \\ &= \frac{444,924}{0,04167} \\ &= 10678,2 \text{ lb/hr.ft}^2 \\ R_e &= \frac{d_e \times G_s}{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 564,911 \\
 jH &= 180 \quad (\text{fig. 28, Kern}) \\
 ho &= jH \times (k/d_e) \times (\text{cm}/k)^{1/3} \\
 &= 347,869 \quad \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \\
 &\quad \text{Bagian Tube (Air)}
 \end{aligned}$$

$$at' = 0,302 \quad \text{ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 at &= \frac{at'}{144n} \\
 &= \frac{22,348}{576}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0388 \quad \text{ft}^2 \\
 Gt &= \frac{m}{at}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3529829 \quad \text{lb}/\text{hr}.\text{ft}^2 \\
 V &= \frac{Gt}{3600 \text{ r}} \\
 &= 14,4192
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 mair &= 0,695 \\
 &= 1,6819 \quad \text{lb}/\text{hr}.\text{ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \times Gt}{m} \\
 &= 108434
 \end{aligned}$$

$$jH = -$$

$$\begin{aligned}
 hi &= \text{hi pada grafik x faktor koreksi} \\
 &= 1800 \quad (\text{Kern, fig.25})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hio &= \frac{hi \times ID}{OD} \\
 &= 1488 \quad \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

Evaluasi Uc

$$\begin{aligned}
 Uc &= \frac{(hio \times ho)}{(hio + ho)} \\
 &= 281,953 \quad \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

Evaluasi Ud

$$a'' = 0,1963 \quad \text{ft}^2$$

$$Nt \times l \times a'' \times$$

$$A = 1$$

$$= 216,44 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{ADt}$$

$$= 4,99182 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Evaluasi R_d

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{(U_c \times U_d)}$$

$$= 0,19678 \text{ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)/Btu}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (Produk)

$$N_{res} = 564,911$$

$$f = 0,004 \text{ (fig. 29, Kern)}$$

$$N + 1 = \frac{12 L \times n'}{B}$$

$$= 89,4$$

$$ID_s = 1 \text{ ft}$$

$$s_g = 0,7332$$

$$DP_s = \frac{f G t^2 ID_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ de sg ft}}$$

$$= 0,00019$$

Bagian Tube (Air)

$$N_{ret} = 108434$$

$$f = 0,00015 \text{ (fig 26, Kern)}$$

$$s_g = 1$$

$$DPI = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di sg ft}}$$

$$= 3,44$$

$$DP_n = \frac{4n v^2}{s_g \cdot 2g \cdot 144}$$

$$v^2/2g = 0,09 \text{ (fig, 27, Kern)}$$

$$DP_n = 1,44$$

$$DP_t = 3,44 + 1,44$$

$$= 4,88 \text{ psia}$$

25. Akumulator Distilat Kolom Distilasi I (F-313)

Fungsi = Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi

Bentuk = *Horizontal drum*, tutup *standard dished head*

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan} &= \text{Stainless Steel Type 304} \\
 \text{Tekanan operasi} &= 4,5 \quad \text{bar} = 65,27 \quad \text{psia} \\
 \text{Suhu} &= 106,9 \quad ^\circ\text{C} = 224 \quad ^\circ\text{F} \\
 \text{Densitas Feed} &= 550,002 \quad \text{kg/m}^3 = 34,3 \quad \text{lb/ft}^3 \\
 \text{Feed} &= 201,504 \quad \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Flow Rate} &= \frac{\text{Feed}}{\text{Densitas}} \\
 &= 0,37 \quad \text{m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan nilai *residence time* tabel 4-18 b:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume fluida} &= V \times 450 \quad \text{s} \\
 &= 0,05 \quad \text{m}^3 = 1,62 \quad \text{ft}^3 \quad (\text{Ulrich, 1984})
 \end{aligned}$$

Dengan memberi volume 20% ruang kosong

$$\begin{aligned}
 80\% \times \text{Volume total} &= 0,046 \quad \text{m}^3 \\
 \text{Volume total} &= 0,057 \quad \text{m}^3 \\
 &= 2,022 \quad \text{ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= (\pi/4)D^2L + 2 \times 0.0847D^3 \\
 2,02 &= 1,347 \quad D^3 \\
 D^3 &= 1,5 \\
 D &= 1,14 \quad \text{ft} = 13,7 \quad \text{in} = 0,35 \\
 &= 1,5 \quad \times \quad D \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\
 &= 1,72 \quad \text{ft} = 21 \quad \text{in} = 0,52 \\
 H \text{ Liquid} &= 80\% \times D \\
 &= 0,92 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

Tebal Silinder

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 65,27 \quad \text{psia} \\
 P_{\text{hydros}} &= \frac{\rho H_{\text{liquid}}}{144} \\
 &= 0,22 \quad \text{psia} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hydros}} + P_{\text{operasi}} - 14,7 \\
 &= 50,79 \quad \text{psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 55,9 \quad \text{psig} \\
 f &= 18750 \quad \text{psia} \quad (\text{Stainless Steel Type 304}) \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint}) \\
 C &= 0,13 \quad \text{in} \quad (\text{nilai umum faktor korosi}) \\
 t_s &= \frac{P \times r_i}{(fE - 0,6P)} + C \\
 &= \frac{55,86}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 55,86} \times 6,87 + 0,13
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,15 \quad \text{in} \\
 \text{Standarisasi } t_s &= 0,1875 \quad \text{in} \quad (\text{Brownel, 1959}) \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \quad \text{hal.89} \\
 &= 14,1 \quad \text{in} \\
 \text{OD standar} &= 16 \quad \text{in} = 1 \quad \text{ft} \\
 \text{ID baru} &= 15,63 \quad \text{in} \quad (\text{Brownel, 1959})
 \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times \text{Pi} \times r}{fE - 0.1\text{Pi}} + C \\
 &= 0,151 \quad \text{in} \\
 &= 0,1875 \quad \text{in} \quad (\text{standarisasi}) \quad (\text{Brownel, 1959})
 \end{aligned}$$

Panjang tutup atas dan bawah

$$\begin{aligned}
 h &= 0,169 \quad \times \quad \text{ID} \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\
 &= 2,641 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell} = 2 \quad \text{in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

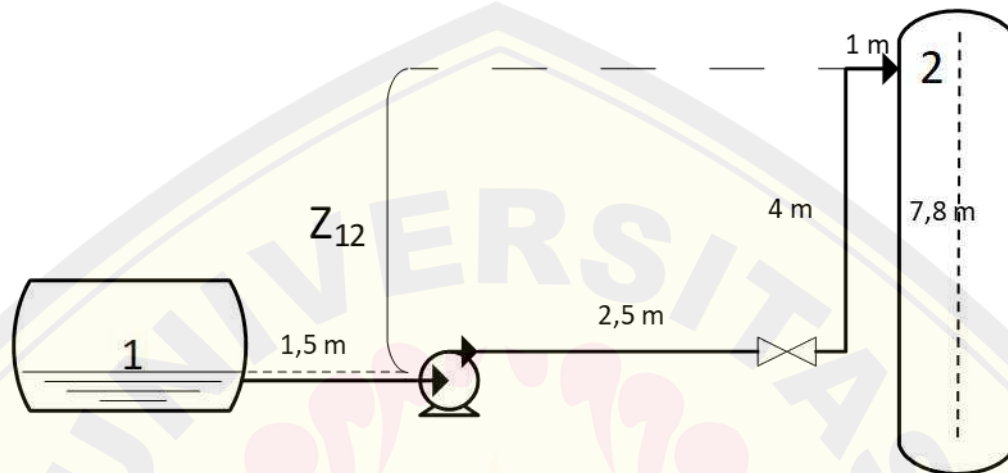
$$\begin{aligned}
 \text{Panjang total} &= \text{panjang tutup atas} + \text{panjang silinder} + \text{panjang tutup bawah} + 2 \times \text{sf} \\
 &= 2,641 \quad + \quad 23,438 \quad + \quad 2,641 \quad + \quad 4 \\
 &= 32,719 \quad \text{in} \\
 &= 2,727 \quad \text{ft} \\
 &= 0,831 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

26. Pompa Kondensor Kolom Distilasi I (L-314)

Fungsi	= Mengalirkan kembali fluida ke kolom distilasi
Tipe	= <i>Rotary pump</i>
Konfigurasi	= Horizontal
Jumlah	= 1
Bahan	= <i>Stainless Steel Type 304</i>
Laju feed	= 201,50448 kg/jam = 444,241 lbm/jam
Densitas	= 550,002 kg/m ³ = 34,335 lbm/ft ³
Viskositas	= 0,012 cP = 1,2E-05 kg/ms
<i>Volumetric flowrate</i>	= 0,366 m ³ /jam = 0,004 ft ³ /s

Rencana Perpipaan

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa lurus} &= 9 \quad \text{m} \\
 \Delta z \quad 1 - 2 &= 4 \quad \text{m} \\
 P1 &= 1,34 \quad \text{bar} \\
 P2 &= 2,34 \quad \text{bar}
 \end{aligned}$$



Trial Aliran

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 0,36 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 0,36 \times 0,016 \times 2,271 \\ &= 0,013 \text{ m} = 0,518 \text{ in} \quad (\text{Timmerhaus, 1995}) \end{aligned}$$

Q_f = volumetrik flowrate (m³/s)
 ρ = Densitas campuran (kg/m³)

Standarisasi pipa:

Nominal size = 0,5 in

Schedule number = 80

OD = 0,840 in = 0,021 m

ID = 0,546 in = 0,01387 m

A = 0,002 ft² = 0,00015 m² (mc. Cabe appendix 5)

$$v_2 = \frac{Q}{A} = \frac{0,366}{0,00015} = 2488,93 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0,691 \text{ m/s}$$

$$N_{re} = \frac{\text{ID} \times \rho \times v}{\mu} = \frac{0,014 \times 550,002 \times 0,691}{0,000012}$$

$N_{re} = 425692$ aliran turbulent

$v_1 = 0$ m/s asumsi

1. Perhitungan Contraction Loss

Asumsi $A_1 \gg A_2$

$$\begin{aligned} K_c &= 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \\ &= 0,55 \times (1 - 0) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,55 \\
 \alpha &= 1 \quad (\text{konstanta untuk aliran turbulen}) \\
 \text{Contraction Loss} &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha} \\
 &= \frac{0,55 \times 0,478^2}{2 \times 1} \\
 &= 0,13145 \quad \text{J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

2. Perhitungan friction loss pipa lurus

$$\begin{aligned}
 \text{Material Pipa} &= \text{Commercial steel} \\
 \text{Roughness} &= 4,6\text{E-}05 \quad \text{m} \quad (\text{Grafik 2.10-3 Geankoplis}) \\
 \text{Relative roughness} &= \frac{\text{Roughness}}{\text{ID}} = \frac{4,6\text{E-}05}{0,014} = 0,0033 \\
 \text{Fanning factor} &= 0,0069 \\
 \text{friction loss} &= \frac{4 \times 9 \times 0,007 \times 0,478^2}{2 \times 0,014} \\
 &= 4,281 \quad \text{J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

3. Perhitungan friction loss fitting dan valves

$$\begin{aligned}
 \text{Tipe fitting} &= 2 \times \text{Elbow } 90^\circ \\
 \text{Tipe valve} &= \text{Gate valve (wide open)} \\
 K_f \text{ elbow} &= 0,75 \\
 K_f \text{ valve} &= 0,17 \\
 \text{Jumlah valve} &= 1 \quad \text{unit} \\
 \text{Jumlah fittings} &= 2 \quad \text{unit} \quad (\text{Geankoplis, 2003 hal.93}) \\
 K_f \text{ total} &= K_f \text{ elbow} \times \text{Jumlah fittings} + K_f \text{ valve} \times \text{Jumlah valve} \\
 &= 0,75 \times 2 + 0,17 \times 1 \\
 &= 1,67 \\
 \text{Friction loss} &= \frac{K_f \text{ total} \times v^2}{2} \\
 &= \frac{1,67 \times 0,478^2}{2} \\
 &= 0,399 \quad \text{J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

4. Perhitungan expansion loss

$$\begin{aligned}
 A_1/A_2 &= 0 \quad \text{Asumsi } A_2 \gg A_1 \quad \text{aliran pipa menuju alat utama} \\
 K_{ex} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \\
 &= 1 \\
 \alpha &= 1 \quad (\text{konstanta untuk aliran turbulen}) \\
 \text{Expansion loss} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \times \alpha} = \frac{1 \times 0,478^2}{2 \times 1} \\
 &= 0,239 \quad \text{J/kg} \\
 \text{Total friction loss} &= 0,131 + 4,281 + 0,399 + 0,239 \\
 &= 5,050 \quad \text{J/kg}
 \end{aligned}$$

$$0 = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9,8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12} + W_s$$

$$-W_s = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9,8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12}$$

$$= \frac{0,478^2 - 0}{2 \times 1} + 9,8 \times 4 + \frac{100.000}{550,002} + 5,050$$

$$= 226,307 \text{ J/kg}$$

$$\text{BHP} = \text{feed} \times W_s / 1000$$

$$= 0,0126672 \text{ kW}$$

$$= 0,01699 \text{ hp}$$

Effisiensi pompa = 80% figure 12-17 timmerhaus
 power motor sebenarnya = BHP/effisiensi
 = 0,02123 hp

27. Kolom Distilasi II (D-320)

Fungsi	=	pemisahan sisa syngas gas dengan metanol
Type	=	Vertical drum
Jumlah	=	1 Buah
Bahan Tangki	=	<i>Stainless Steel Type 266 III</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan Operasi	=	2,5 bar = 250 kPa = 36,3 psia
Suhu operasi	=	96,6 °C = 370 °K = 129 °F = 665,55 °R

<i>Feed</i>	=	21611,9 kg/jam
Produk atas (D)	=	27814,8 kg/jam
Produk bawah (B)	=	42824,6 kg/jam
Densitas <i>Feed</i>	=	886,25 kg/m ³
Densitas Distilat	=	793,751 kg/m ³
Densitas Bottom	=	994,601 kg/m ³
μ_{feed}	=	0,0019 kg/ms
<i>Relative Volatility</i>	=	4,379

Perhitungan *Superficial gas velocity*

$$u_v = (-0,171t^2 + 0,27t - 0,047) \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

t merupakan nilai *tray spacing* (dengan nilai umum 0,5 m) (Sinnott, 2019)

$$u_v = 0,02276 \text{ m/s} \quad t = 0,5 \text{ m}$$

Perhitungan Diameter Kolom

$$D_c = \sqrt{\frac{4V_w}{\pi\rho_{feed}u_v}} \quad *V_w \text{ merupakan } feed \text{ dalam (kg/jam)}$$

$$\begin{aligned} D_c &= 0,61571 \text{ m} \\ &= 24,2405 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan efisiensi total kolom dengan persamaan Kessler & Wankat

$$E_o = -0,3143 - 0,285 \log(\alpha_{LH}\mu_{feed}) \quad (\text{Sinnott, 2019})$$

$$= 0,27846$$

Jumlah <i>stage</i> minimum	= 8	plate
Jumlah <i>stage</i> aktual	= 14	plate
nilai umum <i>tray space</i>	= 0,5	m
Tinggi seluruh <i>plate</i>	= 7	m
Tinggi tambahan atas dan bawah	= 3	m
Tinggi total Silinder	= 10	m

Menghitung Ketebalan *Shell*

$$P_{operasi} = 36,25 \text{ psia} = 21,55 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} P_{desain} &= 1,1 \times P_{op} \\ &= 23,705 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$f = 18750 \text{ psia}$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk } Double\text{-welded butt joint})$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(fE - 0,6P)} + C$$

$$= 0,14417 \text{ in}$$

$$= 0,1875 \text{ in (standart)}$$

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$= 24,6155 \text{ in}$$

$$= 25 \text{ in (standart)}$$

$$= 2,08 \text{ ft}$$

$$ID \text{ baru} = 24,625 \text{ in}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P_i \times r}{fE - 0,1P_i}$$

$$= 0,14222 \text{ in}$$

$$= 0,1875 \text{ in (standart)}$$

Tinggi Tutup atas dan bawah

$$h = 0,169 \quad \times \quad \text{ID} \\ = 4,16163 \quad \text{in}$$

Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell = 2 in

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah} + 2 \times \text{sf} \\ &= 4,16163 + 393,701 + 4,16163 + 4 \\ &= 406,024 \quad \text{in} \\ &= 33,8353 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

28. Kondensor Kolom Distilasi II (E-321)

Fungsi = Menkondensasikan produk atas dari kolom distilasi

Type = Vertical drum

Jumlah = 1 Buah

Kondisi Proses

Fluida Panas (Metanol) :

$$T \text{ masuk } (T_1) = 73,2 \quad ^\circ\text{C} = 164 \quad ^\circ\text{F} = 346 \quad ^\circ\text{K}$$

$$T \text{ keluar } (T_2) = 66,5 \quad ^\circ\text{C} = 152 \quad ^\circ\text{F} = 340 \quad ^\circ\text{K}$$

$$P \text{ masuk} = 1,5 \quad \text{bar} = 21,8 \quad \text{Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 1,5 \quad \text{bar} = 21,8 \quad \text{Psia}$$

Fluida Dingin (Cooling water) :

$$T \text{ masuk } (t_1) = 30 \quad ^\circ\text{C} = 86 \quad ^\circ\text{F} = 303 \quad ^\circ\text{K}$$

$$T \text{ keluar } (t_2) = 40 \quad ^\circ\text{C} = 104 \quad ^\circ\text{F} = 313 \quad ^\circ\text{K}$$

$$P \text{ masuk} = 1 \quad \text{bar} = 14,5 \quad \text{Psia}$$

$$P \text{ keluar} = 1 \quad \text{bar} = 14,5 \quad \text{Psia}$$

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes)

$$\text{Panjang} = 15,6 \quad \text{ft} \quad (\text{ditentukan})$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 1,25 \quad \text{in triangular}$$

$$\text{Rd gab} = 0,001 \quad \text{jft}^2\text{°F/Btu}$$

$$\text{DP gas} = 10 \quad \text{psi}$$

$$\text{OD} = 1 \quad \text{in triangular}$$

$$\text{ID} = 0,87 \quad \text{in triangular}$$

Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca energi (Appendiks B)

$$Q \text{ yang ditransfer ke fluida dingin} = 84596191 \quad \text{kJ/jam}$$

$$= 80181403 \quad \text{Btu}$$

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida panas } (M) = 27814,84 \quad \text{kg} = 61303,9 \quad \text{lb}$$

$$\text{Massa fluida dingin } (m) = 8588807,2 \quad \text{kg} = 18929731 \quad \text{lb}$$

(Air dari cooling water)

Mencari LMTD

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(DT_1 - DT_2)}{\ln(DT_1/DT_2)} && \text{dimana : } DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2 \\ &= 62,67380801 \text{ } ^\circ\text{F} && DT_2 = DT_{\text{dingin}} = T_2 - t_1 \\ R &= (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) \\ &= 0,90932 \\ S &= (t_2 - t_1)/T_1 - t_1 \\ &= 0,23154 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai Ft dapat diperoleh, yaitu :

$$Ft = \frac{[\sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1)] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS) + \sqrt{R^2 + 1}}}{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS) - \sqrt{R^2 + 1}}}}$$

$$Ft = 0,9 \quad \text{untuk 2-4 Heat Exchanger}$$

$$\begin{aligned} Dt &= \text{LMTD} \times Ft \\ &= 56,4064 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung Tc (Caloric Temperatur)

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{(T_2 + T_1)}{2} && t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2} \\ &= 157,721 \text{ } ^\circ\text{F} && = 95 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Trial Ud

$$\begin{aligned} Ud &= 500 \quad (\text{table 8, kern}) \quad \text{tersedia } Ud = 250 - 500 \\ A &= \frac{Q}{Ud \times Dt} && a'' = 0,26 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{tabel 10, Kern}) \\ &= \frac{8E+07}{28203,2} \\ &= 2842,99 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{l \times a''} \\ &= 696,115 \end{aligned}$$

Menggunakan : $N=4-P$

$$Nt \text{ standar} = 700 \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$$IDs = 39 \text{ in} \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$$\begin{aligned} Ud \text{ koreksi} &= (Nt/Nt \text{ standart}) \times Ud \\ &= 497,225 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian

Shell :	IDs	=	39	in	(diameter dalam shell)	
	B	=	13	in	(baffle spacing)	
	N + 1	=	28,8		(Jumlah baffle)	
	n'	=	2	passes	(jumlah passes pada shell)	
	de	=	0,55	in	(diameter ekivalen)	(fig. 28, Kern)

Bagian

Tube :	di	=	0,87	in	(diameter dalam tube)	
	do	=	1	in	(diameter luar tube)	
	l	=	15,6	ft	(panjang tube)	
	n	=	4		(jumlah passes pada tube)	(tabel 9, Kern)
	Nt	=	700		(Jumlah tube)	(tabel 9, Kern)
	Pt	=	1,25	in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	=	0,25	in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a"	=	0,2618	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10, Kern)
	a'	=	0,302	in ²	(Luas penampang aliran)	(tabel 10, Kern)

fluida panas

μ	=	0,35800	cp
k	=	0,09576	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)
Cp	=	0,2117	Btu/lb F

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Produk)

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{(IDs \times B \times c')}{(n' \times Pt \times 144)} \\
 &= \frac{126,75}{360} \\
 &= 0,35208 \text{ ft}^2 \\
 Gs &= \frac{M}{as} \\
 &= \frac{61303,9}{0,35208} \\
 &= 174118 \text{ lb/hr.ft}^2 \\
 Re &= \frac{de \times Gs}{m} \\
 &= 9211,4 \\
 jH &= 180 \quad (\text{fig. 28, Kern}) \\
 ho &= jH \times (k/de) \times (\text{cm/k})^{1/3} \\
 &= 347,869 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}
 \end{aligned}$$

Bagian Tube (Air)

$$at' = 0,302 \quad \text{ft}^2$$

$$at = \frac{(Nt \times at')}{144n}$$

$$= \frac{211,4}{576}$$

$$= 0,36701 \quad \text{ft}^2$$

$$Gt = \frac{m}{at}$$

$$= 2,6E+07 \quad \text{lb/hr.ft}^2$$

$$V = \frac{Gt}{3600 r}$$

$$= 105,347$$

$$mair = 0,695$$

$$= 1,6819 \quad \text{lb/hr.ft}$$

$$Re = \frac{ID \times Gt}{m}$$

$$= 1111654$$

$$jH = -$$

$$hi = \text{hi pada grafik x faktor koreksi}$$

$$= 1800 \quad (\text{Kern, fig.25})$$

$$hio = \frac{hi \times ID}{OD}$$

$$= 1566 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Evaluasi Uc

$$Uc = \frac{(hio \times ho)}{(hio + ho)}$$

$$= 284,639 \quad \text{Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Evaluasi Ud

$$a'' = 0,2618 \quad \text{ft}^2$$

$$A = Nt \times 1 \times a'' \times 1$$

$$= 2858,86 \quad \text{ft}^2$$

$$Ud = \frac{Q}{A \, Dt}$$

$$= 497,225 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Evaluasi Rd

$$\begin{aligned} \text{Rd} &= \frac{(\text{Uc} - \text{Ud})}{(\text{Uc} \times \text{Ud})} \\ &= 0,0015 \text{ (hr)}(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})/\text{Btu} \end{aligned}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (Produk)

$$\begin{aligned} \text{Nres} &= 9211,4 \\ f &= 0,004 \quad (\text{fig. 29, Kern}) \\ \text{N} + 1 &= \frac{12 \text{ L} \times \text{n}'}{\text{B}} \\ &= 28,8 \\ \text{IDs} &= 3,25 \text{ ft} \\ \text{sg} &= 0,7332 \\ \text{DPs} &= \frac{f \text{Gt}^2 \text{IDs} (\text{N}+1)}{5,22 \times 10^{10} \text{ de sg ft}} \\ &= 0,05392 \text{ psia} \end{aligned}$$

Bagian Tube (Air)

$$\begin{aligned} \text{Nret} &= 14,5382 \\ f &= 0,00015 \quad (\text{fig 26, Kern}) \\ \text{sg} &= 1 \\ \text{DPI} &= \frac{f \text{Gt}^2 \text{l n}}{5,22 \times 10^{10} \text{ di sg ft}} \\ &= 0,00 \\ \text{DPn} &= \frac{4 \text{n} v^2}{\text{sg} \times 2 \times 144} \\ v^2/2g &= 0,09 \quad (\text{fig, 27, Kern}) \\ \text{DPn} &= 1,44 \\ \text{DPt} &= 0,00 + 1,44 \\ &= 1,44 \text{ psia} \end{aligned}$$

29. Akumulator Distilat Kolom Distilasi II (F-322)

Fungsi	=	Tempat untuk menampung liquida hasil kondensasi
Bentuk	=	<i>Horizontal drum, tutup standard dished head</i>
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Tekanan operasi	=	1,5 bar = 21,76 psia
Suhu	=	73,19 °C = 164 °F

$$\begin{aligned} \text{Densitas Feed} &= 793,751 \quad \text{kg/m}^3 = 49,6 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \text{Feed} &= 11639,8 \quad \text{kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow Rate} &= \frac{\text{Feed}}{\text{Densitas}} \\ &= 14,66 \quad \text{m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan nilai *residence time* tabel 4-18 b:

$$\begin{aligned} \text{Volume fluida} &= V \times 450 \text{ s} \\ &= 1,83 \quad \text{m}^3 = 64,73 \quad \text{ft}^3 \end{aligned}$$

Dengan memberi volume 20% ruang kosong

$$\begin{aligned} 80\% \times \text{Volume total} &= 1,833 \quad \text{m}^3 \\ \text{Volume total} &= 2,291 \quad \text{m}^3 \\ &= 80,916 \quad \text{ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= (\pi/4)D^2L + 2 \times 0,0847D^3 \\ 80,92 &= 1,347 \quad D^3 \end{aligned}$$

$$D^3 = 60,1$$

$$D = 3,92 \quad \text{ft} = 47 \quad \text{in} = 1,19 \quad \text{m}$$

$$\begin{aligned} \text{rasio optimal panjang (L)} &= 1,5 \times D && \text{(Kusnarjo, 2010)} \\ &= 5,87 \quad \text{ft} = 70 \quad \text{in} = 1,79 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{Liquid}} &= 80\% \times D \\ &= 3,13 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Tebal Silinder

$$P_{\text{operasi}} = 21,76 \quad \text{psia}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hydros}} &= \frac{\rho H_{\text{liquid}}}{144} \\ &= 1,08 \quad \text{psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{hydros}} + P_{\text{operasi}} - 14,7 \\ &= 8,13 \quad \text{psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\ &= 8,95 \quad \text{psig} \end{aligned}$$

$$f = 18750 \quad \text{psia} \quad (\text{Stainless Steel Type 304})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint})$$

$$C = 0,13 \quad \text{in} \quad (\text{nilai umum faktor korosi})$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times r_i}{(fE - 0,6P)} + C \\ &= \frac{8,95}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 8,95} \times 23,50 + 0,13 \end{aligned}$$

$$t_s = 0,14 \quad \text{in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 0,1875 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ ts} \\
 &= 47,4 \text{ in} \\
 \text{OD standar} &= 48 \text{ in} = 4 \text{ ft} \\
 \text{ID baru} &= 47,63 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_i \times r}{fE - 0.1P_i} + C \\
 &= 0,138 \text{ in} \\
 &= 0,1875 \text{ in (standarisasi)}
 \end{aligned}$$

Panjang tutup atas dan bawah

$$\begin{aligned}
 h &= 0,169 \times \text{ID} \quad (\text{Kusnarjo, 2010}) \\
 &= 8,049 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Straight Flange berdasarkan tabel 5.6 Brownell} = 2 \text{ in}$$

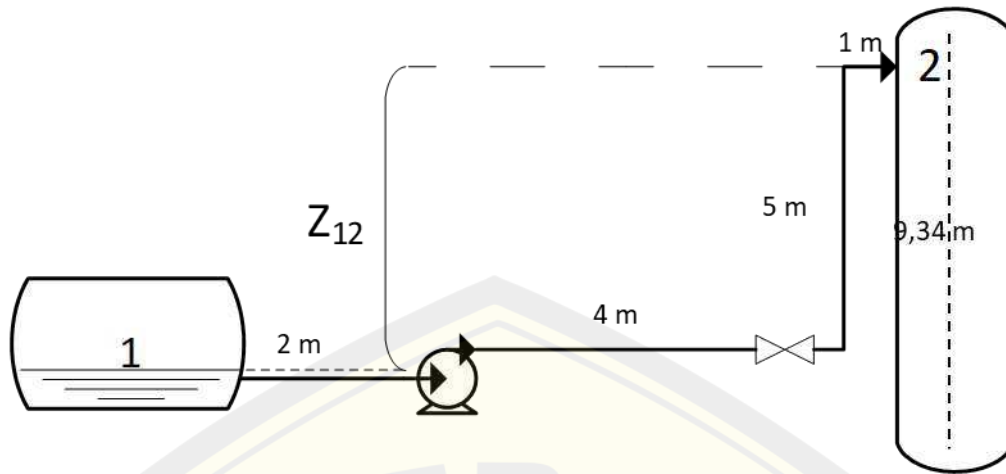
$$\begin{aligned}
 \text{Panjang total} &= \text{sf} \\
 &= 8,049 + 71,438 + 8,049 + 4 \\
 &= 91,535 \text{ in} \\
 &= 7,628 \text{ ft} \\
 &= 2,325 \text{ m}
 \end{aligned}$$

31. Pompa Kondensor Kolom Distilasi II (L-323)

Fungsi	= Mengalirkan kembali fluida ke kolom distilasi
Tipe	= <i>Rotary pump</i>
Konfigurasi	= Horizontal
Jumlah	= 1
Bahan	= <i>Stainless Steel Type 304</i>
Laju feed	= 11639,751 kg/jam = 25661,2 lbm/jam
Densitas	= 793,751 kg/m ³ = 49,552 lbm/ft ³
Viskositas	= 0,020 cP = 2E-05 kg/ms
<i>Volumetric flowrate</i>	= 14,664 m ³ /jam = 0,144 ft ³ /s

Rencana Perpipaan

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa lurus} &= 12 \text{ m} \\
 \Delta z \quad 1 - 2 &= 5 \text{ m} \\
 P1 &= 1,34 \text{ bar} \\
 P2 &= 1,5 \text{ bar}
 \end{aligned}$$



Trial Aliran

$$\begin{aligned}
 \text{ID Optimum} &= 0,36 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 0,36 \times 0,084 \times 2,382 \\
 &= 0,073 \text{ m} = 2,861 \text{ in} \quad (\text{Timmerhaus, 1995})
 \end{aligned}$$

Q_f = volumetrik flowrate (m³/s)
 ρ = Densitas campuran (kg/m³)

Standarisasi pipa:

Nominal size = 3 in
 Schedule number = 80
 OD = 3,500 in = 0,089 m
 ID = 2,900 in = 0,07366 m
 A = 0,045 ft² = 0,00414 m² (mc. Cabe appendix 5)

$$v_2 = \frac{Q}{A} = \frac{14,664}{0,00414} = 3542,09 \frac{\text{m}}{\text{jam}} = 0,984 \text{ m/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\text{ID} \times \rho \times v}{\mu} = \frac{0,074 \times 793,751 \times 0,984}{0,000020}$$

Nre = 2886216 aliran turbulent

v₁ = 0 m/s asumsi

1. Perhitungan Contraction Loss

Asumsi A₁ >>> A₂

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0,55 \times (1 - A_2/A_1) \\
 &= 0,55 \times (1 - 0) \\
 &= 0,55
 \end{aligned}$$

α = 1 (konstanta untuk aliran turbulen)

$$\begin{aligned}
 \text{Contraction Loss} &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times \alpha} \\
 &= \frac{0,55 \times 0,968}{2 \times 1} \\
 &= 0,26622 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

2. Perhitungan friction loss pipa lurus

$$\begin{aligned}
 \text{Material Pipa} &= \text{Commercial steel} \\
 \text{Roughness} &= 4,6\text{E-}05 \text{ m} \quad (\text{Grafik 2.10-3 Geankoplis}) \\
 \text{Relative roughness} &= \frac{\text{Roughness}}{\text{ID}} = \frac{4,6\text{E-}05}{0,074} = 0,0006 \\
 \text{Fanning factor friction loss} &= 0,0046 \\
 &= \frac{4 \times 12 \times 0,005 \times 0,968}{2 \times 0,074} \\
 &= 1,451 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

3. Perhitungan friction loss fitting dan valves

$$\begin{aligned}
 \text{Tipe fitting} &= 2 \times \text{Elbow } 90^\circ \\
 \text{Tipe valve} &= \text{Gate valve (wide open)} \\
 \text{Kf elbow} &= 0,75 \\
 \text{Kf valve} &= 0,17 \\
 \text{Jumlah valve} &= 1 \text{ unit} \\
 \text{Jumlah fittings} &= 2 \text{ unit} \quad (\text{Geankoplis, 2003 hal.93}) \\
 \text{Kf total} &= \text{Kf elbow} \times \text{Jumlah fittings} + \text{Kf valve} \times \text{Jumlah valve} \\
 &= 0,75 \times 2 + 0,17 \times 1 \\
 &= 1,67 \\
 \text{Friction loss} &= \frac{\text{Kf total} \times v^2}{2} \\
 &= \frac{1,67 \times 0,968}{2} \\
 &= 0,808 \text{ J/kg} \quad (\text{Geankoplis, 2003})
 \end{aligned}$$

4. Perhitungan expansion loss

$$\begin{aligned}
 A1/A2 &= 0 \quad \text{Asumsi } A2 \gg A1 \quad \text{aliran pipa menuju alat utama} \\
 \text{Kex} &= \left(1 - \frac{A1}{A2}\right)^2 \\
 &= 1 \\
 \alpha &= 1 \quad (\text{konstanta untuk aliran turbulen}) \\
 \text{Expansion loss} &= \frac{\text{Kex} \times v^2}{2 \times \alpha} = \frac{1 \times 0,968}{2 \times 1} \\
 &= 0,484 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total friction loss} &= 0,266 + 1,451 + 0,808 + 0,484 \\
 &= 3,010 \text{ J/kg}
 \end{aligned}$$

$$0 = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9,8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12} + W_s$$

$$-W_s = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \times \alpha} + (9,8 \times \Delta z) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + F_{12}$$

$$= \frac{0,968 - 0}{2 \times 1} + 9,8 \times 5 + \frac{16.000}{793,751} + 3,010$$

$$= 72,651 \text{ J/kg}$$

BHP = feed x W_s / 1000
 = 0,2349 kW
 = 0,315 hp

Effisiensi pompa = 80% figure 12-17 timmerhaus
 power motor sebenarnya = BHP/effisiensi
 = 0,39375 hp

30. Pendingin Produk Metanol (E-324)

Fungsi = Mendinginkan produk methanol
 Type = 2-4 *shell and tube heat exchanger*
 Jumlah = 1 Buah

Kondisi Proses

Fluida Panas (Metanol) :

T masuk (T_1) = 73,2 °C = 164 °F = 346 °K
 T keluar (T_2) = 30 °C = 86 °F = 303 °K
 P masuk = 1,5 bar = 21,8 Psia
 P keluar = 1 bar = 14,5 Psia

Fluida Dingin (Cooling Water) :

T masuk (t_1) = 25 °C = 77 °F = 298 °K
 T keluar (t_2) = 40 °C = 104 °F = 313 °K
 P masuk = 1,000 bar = 14,5 Psia
 P keluar = 1,000 bar = 14,5 Psia

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes)

Panjang = 19,5 ft (ditentukan)
 BWG = 16
 Pitch = 1,25 in triangular
 Rd gab = 0,001 jft²°F/Btu
 DP gas = 10 psi
 OD = 1 in triangular
 ID = 0,87 in triangular

Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca energi (Appendiks B)

$$Q \text{ yang ditransfer ke fluida dingin} = 48969904 \quad \text{Kj/jam}$$

$$= 46414331 \quad \text{Btu}$$

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 11639,75 \quad \text{kg} = 25654,01 \quad \text{lb}$$

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 783448,63 \quad \text{kg} = 1726720,8 \quad \text{lb}$$

(Air dari cooling water)

Mencari LMTD

$$\text{LMTD} = \frac{(DT_1 - DT_2)}{\ln} \quad \text{dimana : } DT_1 = DT_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$(DT_1/DT_2) \quad DT_2 = DT_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$= 26,81299415 \quad ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)}$$

$$= 2,88$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{T_1 - t_1}$$

$$= 0,3112$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai Ft dapat diperoleh, yaitu :

$$Ft = \frac{[\sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1)] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS) + \sqrt{R^2 + 1}}}{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS) - \sqrt{R^2 + 1}}}}$$

$$Ft = 0,9 \quad \text{untuk 2-4 Heat Exchanger}$$

$$Dt = \text{LMTD} \times Ft$$

$$= 24,1317 \quad ^\circ\text{F}$$

Menghitung Tc (Caloric Temperatur)

$$Tc = \frac{(T_2 + T_1)}{2} \quad tc = \frac{(t_2 + t_1)}{2}$$

$$= 124,88 \quad ^\circ\text{F} \quad = 90,5 \quad ^\circ\text{F}$$

Trial Ud

$$Ud = 500 \quad (\text{table 8, kern}) \quad \text{tersedia } Ud = 250 - 500$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times Dt} \quad a'' = 0,2618 \quad \text{ft}^2/\text{lin ft}$$

$$= \frac{46414330,5}{12065,8474}$$

$$= 3846,75 \quad \text{ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{l \times a''}$$

$$= 753,512$$

Menggunakan : $N=1-P$

$$N_t \text{ standar} = 766 \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$$ID_s = 39 \quad \text{in} \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$$U_d \text{ koreksi} = (N_t/N_t \text{ standart}) \times U_d \\ = 491,848 \quad \text{Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan Shell and Tube

Bagian

Shell :	ID_s	=	39	in	(diameter dalam shell)	
	B	=	13	in	(baffle spacing)	
	$N + 1$	=	36		(Jumlah baffle)	
	n'	=	2	passes	(jumlah passes pada shell)	
	d_e	=	0,55	in	(diameter ekivalen)	(fig. 28, Kern)

Bagian

Tube :	d_i	=	0,87	in	(diameter dalam tube)	
	d_o	=	1	in	(diameter luar tube)	
	l	=	19,5	ft	(panjang tube)	
	n	=	4		(jumlah passes pada tube)	(tabel 9, Kern)
	N_t	=	766		(Jumlah tube)	(tabel 9, Kern)
	P_t	=	1,25	in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	=	0,25	in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a''	=	0,2618	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10, Kern)
	a'	=	0,594	in ²	(Luas penampang aliran)	(tabel 10, Kern)

fluida panas

$$\mu = 0,47061 \quad \text{cp}$$

$$k = 0,10033 \quad \text{Btu/(hr) (ft}^2\text{) (F/ft)}$$

$$C_p = 0,84975 \quad \text{Btu/lb F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Metanol)

$$a_s = \frac{(ID_s \times B \times c')}{(n' \times P_t \times 144)} \\ = \frac{126,75}{360}$$

$$= 0,35208 \quad \text{ft}^2$$

$$G_s = \frac{M}{a_s}$$

$$= \frac{12827}{0,35208}$$

$$= 36431,7 \quad \text{lb/hr.ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{de \times Gs}{m} \\
 &= 1466,17 \\
 jH &= 120 \quad (\text{fig. 28, Kern}) \\
 ho &= jH \times (k/de) \times (\text{cm/k})^{1/3} \\
 &= 416,49 \quad \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

Bagian Tube (Air)

$$\begin{aligned}
 at' &= 0,594 \quad \text{ft}^2 \\
 at &= \frac{(Nt \times at')}{144n} \\
 &= \frac{455,004}{576} \\
 &= 0,78994 \quad \text{ft}^2 \\
 Gt &= \frac{m}{at} \\
 &= 1092948 \quad \text{lb}/\text{hr}.\text{ft}^2 \\
 V &= \frac{Gt}{3600 \text{ r}} \\
 &= 4,87314 \\
 mair &= 1,12276 \\
 &= 2,71708 \quad \text{lb}/\text{hr}.\text{ft} \\
 Re &= \frac{ID \times Gt}{m} \\
 &= 29163,1 \\
 jH &= - \\
 hi &= \text{hi pada grafik x faktor koreksi} \\
 &= 1300 \quad (\text{Kern, fig.25}) \\
 hio &= \frac{hi \times ID}{OD} \\
 &= 1131 \quad \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \\
 \text{Evaluasi } U_c & \\
 U_c &= \frac{(hio \times ho)}{(hio + ho)} \\
 &= 304,396 \quad \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \\
 \text{Evaluasi } U_d & \\
 a'' &= 0,2618 \quad \text{ft}^2 \\
 A &= Nt \times l \times a'' \times 1 \\
 &= 3910,51 \quad \text{ft}^2 \\
 U_d &= \frac{Q}{A}
 \end{aligned}$$

$$A \, Dt = 491,848 \text{ Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Evaluasi Rd

$$Rd = \frac{(Uc - Ud)}{(Uc \times Ud)}$$

$$= 0,00125 \text{ (hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)/Btu}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (Metanol)

$$N_{res} = 1466,17$$

$$f = 0,0016 \text{ (fig. 29, Kern)}$$

$$N + 1 = \frac{12 L \times n'}{B}$$

$$= 36$$

$$ID_s = 3,25 \text{ ft}$$

$$s_g = 0,7332$$

$$DP_s = \frac{f G t^2 ID_s (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ de sg ft}}$$

$$= 0,01 \text{ psia}$$

Bagian Tube (Air)

$$N_{ret} = 29163,1$$

$$f = 0,00017 \text{ (fig 26, Kern)}$$

$$s_g = 1$$

$$DPl = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} \text{ di sg ft}}$$

$$= 0,35$$

$$DP_n = \frac{4n v^2}{s_g \cdot 2g \cdot 144}$$

$$v^2/2g = 0,09 \text{ (fig, 27, Kern)}$$

$$DP_n = 1,44$$

$$DP_t = 0,35 + 1,44$$

$$= 1,79 \text{ psia}$$

31. Reboiler Kolom Distilasi II (E-325)Fungsi = Memanaskan aliran *bottom product* kolom distilasi IITipe = *Kettle Reboiler*

Jumlah = 1 buah

Data Fluida yang masuk

Fluida	Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
--------	------------	-------	--------	-------	--------

Panas	<i>Mass Flow Steam</i>	39248,8	kg/hr	86.528,72	lb/hr
	P	43	bar	623,663	psia
	T1	254,650	°C	490,37	°F
	T2	254,650	°C	490,37	°F
Dingin	<i>Mass Flow to Reboiler</i>	42824,6	kg/hr	94.412,02	lb/hr
	P	5,5	bar	79,771	psia
	t1	120,10	°C	248,180	°F
	t2	130,90	°C	267,620	°F
Batasan	ΔP gas	10	psi		
	ΔP liquid	10	psi		

Shell side

ID = 17 in
 Baffle = 17 in
 Passes = 1

Tube side

Jumlah = 52
 Panjang = 25 ft
 OD = 1 1/4 in
 BWG = 16
 Pitch = 1,56 in
 Passes = 2 (triangular)
 a"t = 0,3271 tabel 10
 a't = 0,99

1. Material dan heat balance

$$\begin{aligned} \text{Diket. } Q_{\text{cooler}} &= 66.342.901,85 \text{ kJ/jam} = 62.880.938,18 \text{ btu/jam} \\ Q_{\text{cold}} &= Q_{\text{hot}} \\ m \times c_p \times \Delta t &= M \times l \\ 94412 \times 34,261 \times 19,44 &= 86.528,72 \times 726,706 \\ 62.880.938,180 &= 62.880.938,180 \end{aligned}$$

2. Δt

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Differences</i>	
490,37	<i>Higher Temp</i>	267,620	222,750	Δt_2
490,37	<i>Lower Temp</i>	248,180	242,190	Δt_1
0	<i>Differences</i>	19,440	-19,440	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(T_1 - T_2)}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ &= \frac{232,334}{\ln(242,190 / 222,750)} \text{ °F} \end{aligned}$$

$$T_c = 490 \text{ °F}$$

$$t_c = 257,9 \text{ °F}$$

3. Kaloric Temperatur

Kaloric temperatur adalah T_c dan t_c karena perubahan viskositasnya kecil
 Trial Ud = 700 (Range steam-methanol 200-700)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{desain}} &= 1.1 \times Q_{\text{teoritis}} \\
 &= 69.169.032,00 \quad \text{Btu/hr} \\
 A &= \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}} \\
 &= 425,305 \quad \text{ft}^2 \\
 N_t &= \frac{A}{L \times a''t} \\
 &= 52,0091 \\
 n &= 2-P \\
 N_{t \text{ standar}} &= 52, \quad \text{IDs} = 10 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Koreksi UD

$$\begin{aligned}
 U_d \text{ koreksi} &= \frac{N_t}{N_{t \text{ standar}}} \times U_d \text{ trial} \\
 &= \frac{52,009}{52} \times 700 \\
 U_d \text{ koreksi} &= 700 \\
 A &= N_t \times L \times a''t \\
 &= 425 \quad \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Shell (Metanol)

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } h_o &= 300 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.\text{°F} \\
 t_w &= t_c + (h_o/(h_o+h_o))(T_c-t_c) \\
 &= 424 \quad \text{°F} \\
 (Dt)_w &= 165,67 \quad \text{°F} \\
 h_o &= 300 \quad (\text{fig. 15.11}) \\
 &(\text{karena untuk } \textit{organic maximum} \text{ 300})
 \end{aligned}$$

Bagian Tube (Steam)

$$\begin{aligned}
 \text{Flow area, } a''t &= 0,985 \quad \text{in}^2 \quad (\text{Tabel 10}) \\
 a_t &= \frac{N_t \times a''t}{144n} = \frac{51,22}{144 \times 2} \\
 &= 0,178 \quad \text{ft}^2 \\
 G_t &= \frac{m}{a_t} = \frac{86528,7}{0,178} \\
 &= 486534 \quad \text{lb/ hr.ft}^2 \\
 Re_t &= \frac{D \times G_t}{\mu}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pada } T_c &= 490 \quad \text{°F} \\
 \mu &= 0,017 \quad \text{Cp} \times 2,42 \\
 &(\text{gambar 15})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,041 \text{ lb/ ft.hr} \\
 D &= \frac{0,62}{12} \quad (\text{Tabel 10}) \\
 &= 0,052 \text{ ft} \\
 Re_t &= 611025,52 \\
 h_i &= 1.500 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{steam}) \\
 Ft &= 1 \quad (\text{viskositas rendah}) \\
 h_{io}/Ft &= h_i/Ft \times (ID/OD) \\
 &= 744 \\
 h_{io} &= 744 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

Clean overall coefficient (U_c)

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{223.200}{1.044} \\
 &= 213,793 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{°F}
 \end{aligned}$$

Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} = 0,0032 \text{ hr ft}^2 \text{°F/ Btu}$$

Evaluasi Penurunan Tekanan

Bagian Shell (Metanol)

Diabaikan

Bagian Tube (Steam)

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk } Re_t &= 611025,52 \\
 f &= 0,0001 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \quad (\text{gambar 26}) \\
 s &= 1 \\
 \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_t \times s \times \Phi_t} \\
 &= \frac{946861338,1}{2.697.000.000} \\
 &= 0,351 \text{ Psi} \\
 G_t &= 486534 \\
 V^2 / 2g &= 0,3 \quad (\text{gambar 27}) \\
 \Delta P_r &= (4 n / s) \times (V^2 / 2g) \\
 &= 8 \times 0 \\
 &= 2,4 \text{ Psi} \\
 \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\
 &= 0,351 + 2 \\
 &= 2,75 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

32. Tangki Penyimpanan Metanol (F-326)

Fungsi : Tempat penyimpanan produk metanol dengan kemurnian 99,99%
 Bentuk : Tangki silinder, tutup atas berbentuk standar *dished head* dan tutup bawah berbentuk *flat bottom*

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= 14,5 \text{ psi} \\ \text{Suhu} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Laju Alir Massa} &= 16175,1 \text{ kg/jam} \\ \rho \text{ larutan} &= 793,7 \text{ kg/m}^3 = 49,55 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Laju Alir Volumetrik} &= 20,378 \text{ m}^3/\text{jam} = 719,66 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \mu \text{ larutan} &= 1,5513 \text{ cP} = 0,00104 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Waktu tinggal } (\tau) &= 5 \text{ hari} = 120 \text{ jam} \\ \text{Volume Liquid : } \tau &= V_{\text{liquid}} / v_o \quad (\text{Levenspiel, hal 93}) \\ V_{\text{liq total}} &= \tau \times v_o \\ &= 120 \times 719,7 \\ &= 86.359 \text{ ft}^3 = 2.445 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Tangki} &= 1 \text{ buah} \\ \text{Asumsi : } V_{\text{liquid}} &= 0,8 \quad V_{\text{tangk}} \\ V_{\text{tangk}} &= \frac{2.445,4}{0,80} = 3.056,76 \text{ m}^3 = 107.949 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tutup atas standar *dished head*

$$\begin{aligned} V_{\text{tangk}} &= V_{\text{ta}} + V_{\text{tb}} + V_{\text{shell}} \\ V_{\text{ta}} &= 0,0847 \quad D_i^3 \\ V_{\text{tb}} &= 0 \\ V_{\text{shell}} &= (\pi/4)D^2L \quad D_i^3 ; \text{ Ditetapkan : } L_s = 2 \quad D_i \\ &= 1,57 \quad D_i^3 \\ V_{\text{tangk}} &= 1,6547 \quad D_i^3 \\ D_i^3 &= \frac{107.949}{1,6547} \\ &= 65.238 \\ D_i &= 40,2562 \text{ ft} \\ &= 161 \text{ in} \end{aligned}$$

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$$\begin{aligned} V_{\text{liquid}} &= V_{\text{tb}} + V_{\text{Liquid pada shell}} \\ &= 0 + 0,25\pi D_i^2 H_{\text{liquid}} \\ 86.359 &= 0 + 1.272,1 \quad H_{\text{liquid}} \\ H_{\text{liquid}} &= 67,88 \text{ ft} \\ &= 20,69 \text{ m} \\ &= 814,617 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi silinder } (L_s) = 2 \quad D$$

$$\begin{aligned}
 &= 2 \quad \times \quad 40,3 \\
 &= 81 \quad \text{ft} \\
 &= 24,54 \quad \text{m} \\
 &= 966 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 14,5 \quad \text{psi} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= \frac{\rho H_{\text{liquid}}}{144,00} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 23,4 \quad \text{psi} + 14,5 \quad \text{psi} \\
 &= 23,2 \quad \text{psig} \\
 P_{\text{design}} &= 1,10 P_{\text{total}} \\
 &= 1,10 \times 23,2 \\
 &= 25,5 \quad \text{psig}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

Tebal pada bagian silinder Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari *Stainless Steel* dengan spesifikasi tipe 304, *grade 3* (SA-167) (App. D, Brownell, hal : 342)

$$\begin{aligned}
 f_{\text{allowable}} &= 18.750 \quad \text{psi} \\
 \text{Faktor korosi (c)} &= 0,125 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe *double welded butt joint*

$$\text{Efisiensi las. (E)} = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, B \& Y})$$

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0,6 \times Pd)} + C$$

ts = tebal bagian silinder (in)

Pd = tekanan desain bejana (lb/in²)

Di = diameter dalam bejana silinder (in)

f = *allowable stress* (lb/in²)

E = faktor pengelasan

c = faktor korosi

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{25,48 \quad \times \quad 161}{2 \quad \times \quad (18.750 \quad \times \quad 0,80 \quad - \quad 0,6 \quad \times \quad 25,5 \quad)} + 0,125 \\
 &= 0,262 \quad \text{in} \\
 &= 0,625 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= Di + 2 \cdot ts \\
 &= 161 \quad + \quad (2 \quad \times \quad 0,625 \quad) \\
 &= 162 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

$$\text{OD std} = 168 \quad \text{in} \quad (\text{B \& Y, Tabel 5.7,hal 91})$$

$$= 14 \quad \text{ft}$$

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

Sehingga koreksi terhadap D_i menjadi

$$D_i = D_o - 2 \cdot t_s$$

$$= 168 - (2 \times 0,625)$$

$$= 166,75 \quad \text{in}$$

$$= 13,90 \quad \text{ft}$$

$$= 4,24 \quad \text{m}$$

$$\text{Tinggi bagian silinder tangki (Ls)} = 2 \times D_i$$

$$= 2 \times 13,90 \quad \text{ft}$$

$$= 27,79 \quad \text{ft}$$

$$= 8,47 \quad \text{m}$$

$$= 333,5 \quad \text{in}$$

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{tb}} + V_{\text{Liquid pada shell}}$$

$$V_{\text{liquid}} = 0 + 0,25\pi D_i^2 H_{\text{liquid}}$$

$$86.359 = 0 + 151,6 H_{\text{liquid}}$$

$$H_{\text{liquid}} = 569,73 \quad \text{ft}$$

$$= 6.836,75 \quad \text{in}$$

Menentukan tebal tutup atas

Tutup atas berupa *standard dished head*

$$r_c = 144 \quad \text{in}$$

$$t_{\text{ha}} = \frac{0,885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 P_d)} + C$$

t_{ha} = tebal tutup atas (in)

P_d = tekanan desain bejana (lb/in^2)

r_c = *crow*n radius (in)

f = *allowable stress* (lb/in^2)

E = faktor pengelasan

c = faktor korosi

$$t_{\text{ha}} = \frac{0,885 \times 25,5 \times 144}{2 \times (18750 \times 0,80 - 0,1 \times 25,5)} + 0,125$$

$$= 0,233 \quad \text{in}$$

$$= 0,3125 \quad \text{in}$$

Sehingga tebal tutup standard (t) = 0,31 in (Tabel 5.6, B & Y, hal 88)

dari tabel yang sama didapat (sf) = 2 in (Tabel 5.6, B & Y, hal 88)

Crown radius (r_c) = 144 in (Tabel 5.7, B & Y, hal 89)

$$\text{Inside Corner Radius (icr)} = 10,13 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{Di}{2} - icr \\ &= \frac{166,8}{2} - 10,13 \\ &= 73,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 144 - 10,13 \\ &= 133,9 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 144 - (17.923 - 5.366)^{0,5} \\ &= 31,94 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas} &= t + b + sf \\ &= 34,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, Tinggi total tangki} &= Ls + \text{Tinggi tutup atas} \\ &= 27,79 + 2,9 \\ &= 30,65 \text{ ft} \\ &= 9,34 \text{ m} \end{aligned}$$

APPENDIKS D – EKONOMI TEKNIK

Kapasitas Produksi	= 11540,4	kg/jam		
	= 91.400	ton/tahun		
Waktu Operasi	= 1	tahun		
	= 330	hari	= 7920	jam
Umur Pabrik	= 10	tahun		
Tahun Mulai Konstruksi	= 2024			
Lama Pengerjaan	= 2	tahun		
Tahun Pengadaan alat	= 2025			
Tahun mulai beroperasi	= 2026			
Nilai Tukar rupiah	= 1	US\$		
	= Rp	15.583	(www.bi.go.id)	(9 Januari 2023, 11.16)

n	X = Tahun	Y = Harga	X*Y	X ²
1	1985	325,3	645.721	3.940.225
2	1986	318,4	632.342	3.944.196
3	1987	323,8	643.391	3.948.169
4	1988	342,5	680.890	3.952.144
5	1989	355,4	706.891	3.956.121
6	1990	357,6	711.624	3.960.100
7	1991	361,3	719.348	3.964.081
8	1992	358,2	713.534	3.968.064
9	1993	359,2	715.886	3.972.049
10	1994	368,1	733.991	3.976.036
11	1995	381,1	760.295	3.980.025
12	1996	381,7	761.873	3.984.016
13	1997	386,5	771.841	3.988.009
14	1998	389,5	778.221	3.992.004
15	1999	390,6	780.809	3.996.001
16	2000	394,1	788.200	4.000.000
16	31880	5793,3	11.544.856	63.521.240

Sumber : Vatauvuk, 2002

RUMUS PERSAMAAN INDEKS HARGA

$$\text{Slope} = \left(\frac{n \sum XY - \sum X \sum Y}{n \sum X^2 - (\sum X)^2} \right)$$

$$A = 5,018088$$

$$\text{Intercept} = \left(\frac{\sum Y \sum X^2 - \sum XY \sum X}{n \sum X^2 - (\sum X)^2} \right)$$

$$B = -9636,46$$

$$Y = A(x) + B$$

$$Y = 5x - 9636,46$$

Maka :

Tahun	Idk Harga (Y)
2001	405
2002	410
2003	415
2004	420
2005	425
2006	430
2007	435
2008	440
2009	445
2010	450
2011	455
2012	460
2013	465
2014	470
2015	475
2016	480
2017	485
2018	490
2019	495
2020	500
2021	505
2022	510
2023	515
2024	520
2025	525
2026	530

- **Perhitungan Biaya Peralatan**

$$\text{Harga Sekarang} = \text{Harga Awal} \times \frac{\text{Index Nilai Sekarang}}{\text{Index Nilai pada Waktu Harga Awal Diperoleh}}$$

(Peters and Timmerhaus, 5th Edition hal 236)

Apabila data harga untuk ukuran yang dibutuhkan tidak tersedia maka dapat menggunakan aturan "*Six-tenths-factor-rule*" dengan faktor 0.6 didapat harga korelasi sebagai berikut :

$$\text{Harga Alat} = \text{Harga alat B} \times \left[\frac{\text{Kapasitas alat A}}{\text{Kapasitas alat B}} \right]^{0.6}$$

(Peters and Timmerhaus, 5th Edition hal 242)

Tabel nama alat beserta harga

No	Nama Alat	Kode	Harga Satuan 2014 (US\$)	Harga Satuan 2026 (US\$)	Jml	Harga 2026 (US\$)
1	Storage Gas Alam	F-111	42200	47607,06	2	95214,13319
2	Kompresor Gas Alam	G-112	3139000	3541198,62	2	7082397,253
3	PR Preheater	E-113	15600	17598,82	1	17598,82083
4	Primary Reformer	R-110	247900	302254,48	1	302254,488
5	Secondary Reformer	R-120	204700	249582,46	1	249582,4675
6	Oxygen Storage	F-121	41200	46478,93	5	232394,6853
7	Pompa Oksigen	L-122	9900	12070,67	1	12070,67136

8	Pemanas Oksigen	E-124	80900	98638,11	1	98638,11246
9	Waste Heat Boiler	E-125	67900	82787,74	6	331150,9437
10	Pendingin Gas Sintesis	E-126	64500	78642,25	1	78642,25283
11	Separator I	F-127	28200	34383,12	1	34383,12449
12	Kompresor Gas Sintesis	G-128	1073100	1210595,81	1	1210595,81
13	Reaktor Feed Heater	E-129	41900	47268,62	1	47268,62773
14	Reaktor Metanol	R-210	132000	160942,28	1	160942,2849
15	Product Expander	G-211	733000	826918,95	1	826918,9529
16	Produk Cooler	E-213	17400	19629,45	3	58888,362
17	Separator II	F-214	1800	2194,67	1	2194,667521
18	Distilation Feed Pump I	L-215	14700	16583,50	1	16583,50424
19	Distilation Feed Heater	E-216	41900	47268,63	1	47268,62773
20	Kolom Distilasi I	D-310	199200	224723,40	1	224723,4044
21	Kondensor I	E-312	43800	49412,07	1	49412,07386

22	Reflux Tank I	F-313	68300	77051,25	1	77051,24759
23	Kondensor Pump I	L-314	18600	20983,21	1	20983,20945
24	Reboiler I	E-311	20200	22788,22	1	22788,21671
24	Kolom Distilasi II	D-320	568400	641228,83	1	641228,8306
25	Kondensor II	E-321	104100	117438,28	2	234876,5703
26	Reflux Tank II	F-322	102600	115746,09	1	115746,0908
27	Kondensor Pump II	L-323	25100	28316,05	1	28316,05146
28	Reboiler II	E-325	53200	60016,49	1	60016,49154
29	Product Cooler	E-324	43800	49412,07	2	98824,14772
30	Tangki Penyimpanan Metanol	F-326	292100	329526,64	1	329526,6387
Total						12808480,76

Index Harga Tahun 2014 = 470

Index Harga Tahun 2025 = 530

Total Purchased Equipment Cost (US\$) = 12808480,76

Perhitungan Biaya Bahan

No	Bahan Baku	Harga (Rp/kg)	Harga (US\$/kg)	Kebutuhan/y (kg)	Biaya/y (US\$)
1	Gas Alam	93.498	6,00	4.345.213,8	26.071.283
2	Katalis NiO-Al ₂ O ₃ (PR)	296.077	19,0	50.688,00	963.072
3	Katalis NiO-Al ₂ O ₃ (SR)	296.077	19,0	302.544,00	5.748.336
4	Katalis Cu-ZnO-Al ₂ O ₃ (Reaktor Metanol)	467.490	30,0	227.858,40	6.835.752
Total					39.618.443

Perhitungan Bahan Bakar

No	Bahan Baku	Harga (US\$/kg)	Kebutuhan/h (kg)	Kebutuhan/d (kg)	Kebutuhan /y (kg)	Biaya/y (US\$)
1	Antrachite Coal	0,23	39.871,74	956.921,76	315.784.181	72.630.362
2	Diesel fuel	0,33	1.413,94	33.934,5	11.198.404	3.695.473
Total		0,56	41.285,7	990.856	326.982.586	76.325.835

Hh

Perhitungan Biaya Bahan Baku Dan Bahan Bakar

Total biaya bahan baku dan bahan bakar = 115.944.278 US\$

Perhitungan Harga Tanah

Luas Tanah (m²) = 22.000
 Harga tanah per m² (Rp) = 1.000.000
 Biaya penyediaan tanah (Rp) = 22.000 × 1.000.000
 = 22.000.000.000
 Biaya penyediaan tanah (US\$) = 1.411.795

Perhitungan Harga Bangunan

Luas Bangunan (m ²)	=	20.000	
Harga Bangunan per m ²	=	1.500.000	
Biaya penyediaan bangunan	=	20.000 × 1.500.000	
	=	30.000.000.000	Rupiah
Biaya penyediaan bangunan	=	1.925.175	US\$

Daftar gaji Karyawan per bulan dapat dilihat pada tabel berikut :

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Gaji/Bulan
1	Dewan Komisaris	1	40.000.000	40.000.000
2	Direktur Utama	1	25.000.000	25.000.000
3	Direktur Divisi	4	20.000.000	80.000.000
4	Kabag Maintenance	1	9.000.000	9.000.000
5	Staff Ahli	4	10.000.000	40.000.000
6	Sekretaris	4	6.500.000	26.000.000
7	Kabag Umum	1	9.000.000	9.000.000
8	Kabag Keuangan & Pemasaran	1	9.000.000	9.000.000
9	Kabag Utilitas dan Proses	1	9.000.000	9.000.000
10	Kabag R&D	1	9.000.000	9.000.000
11	Kabag K3 dan Lingkungan	1	9.000.000	9.000.000
12	Kasi Maintenance	2	8.000.000	16.000.000
13	Kasi Utilitas	2	8.000.000	16.000.000
14	Kasi Proses	2	8.000.000	16.000.000
15	Kasi R&D	2	8.000.000	16.000.000
16	Kasi Laboratorium	2	8.000.000	16.000.000
17	Kasi Logistik	2	8.000.000	16.000.000
18	Kasi Humas	2	8.000.000	16.000.000
19	Kasi K3	2	8.000.000	16.000.000
20	Kasi Pengolahan Limbah	2	8.000.000	16.000.000
21	Operator Produksi	44	3.900.000	171.600.000
22	Operator Lab/QC	9	3.900.000	35.100.000
23	Operator Limbah	7	3.900.000	27.300.000
24	Operator R&D	7	3.900.000	27.300.000
25	Operator Utilitas	7	3.900.000	27.300.000
26	Operator Maintenance	8	3.900.000	31.200.000
27	Staff Personalia	5	4.000.000	20.000.000
28	Staff Humas	5	4.000.000	20.000.000
29	Staff Pemasaran	5	4.000.000	20.000.000

30	Staff Administrasi	5	4.000.000	20.000.000
31	Staff Logistik	5	4.000.000	20.000.000
32	Dokter	4	5.000.000	20.000.000
33	Perawat	6	3.000.000	18.000.000
34	Sopir	9	2.500.000	22.500.000
35	Office Boy	15	2.500.000	37.500.000
36	Keamanan	10	2.500.000	25.000.000
TOTAL		189	951.800.000	

Jumlah gaji karyawan per bulan	=	951.800.000
Jumlah gaji karyawan per tahun + tunjangan hari raya	=	(12+1) bulan
	=	12.373.400.000
Gaji karyawan per tahun (US \$)	=	794.032

Total Capital Investment (TCI)

Direct Cost (DC)

1. <i>Equipment, Instalation and Investment</i>			
a. <i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	= US \$	12.808.481	
b. <i>Instalation, insulation, painting (25% PEC)</i>	= US \$	12.808.481	× 25%
	= US \$	3.202.120,19	
c. <i>Instrumentation and controls (6% PEC)</i>	= US \$	12.808.481	× 6%
	= US \$	768.508,85	
d. <i>Piping and installed (10% PEC)</i>	= US \$	12.808.481	× 10%
	= US \$	1.280.848	
e. <i>Electrical and installed (10% PEC)</i>	= US \$	12.808.481	× 10%
	= US \$	1.280.848,08	
2. <i>Building</i>	= US \$	1.925.175	
3. <i>Service Facilities and Yard Improvement (40% PEC)</i>	= US \$	12.808.481	× 40%
	= US \$	5.123.392,30	
4. <i>Land</i>	= US \$	1.411.795	
Total Direct Cost (DC)	= US \$	27.801.168	

Indirect Cost (IDC)

1. <i>Engineering and Supervision (5% DC)</i>	= US \$	27.801.168	× 5%
	= US \$	1.390.058,40	
2. <i>Construction Expenses (6% DC)</i>	= US \$	27.801.168	× 6%
	= US \$	1.668.070,08	
3. <i>Contingency (5% FCI)</i>	= US \$	32.483.470	× 5%

= US \$ 1.624.173,50

<i>Total Indirect Cost (IDC)</i>	= US \$	4.682.301,98	
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= US \$	32.483.470	
<i>Check FCI = DC + IDC</i>	= US \$	27801168,0	+ 4.682.302
	= US \$	32.483.470	(Sesuai)
<i>Working Capital Investment (WCI) (10% TCI)</i>	= US \$	36.092.744	× 10%
	= US \$	3.609.274,45	
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	(FCI + WCI) = US \$	36.092.744	
<i>Check, FCI + WCI</i>	= US \$	32.483.470	+ 3.609.274
	= US \$	36.092.744	(Sesuai)
	= Rp	562433236931,53	

Manufacturing Cost (MC)***1. Direct Production Cost (DPC)***

a. <i>Bahan Baku</i>	=US \$	115.944.278	
b. <i>Operating Labor</i>	=US \$	794.032	
c. <i>Direct Supervisory and Clerical Labor (10% OL)</i>	=US \$	794.032	× 10%
	=US \$	79.403	
d. <i>Utilitas (10% TPC)</i>	=US \$	151.599.688	× 10%
	=US \$	15.159.968,8	
e. <i>Maintanance and Repair (2% FCI)</i>	=US \$	32.483.470	× 2%
	=US \$	649.669,40	
f. <i>Laboratory Charge (10% OL)</i>	=US \$	794.032	× 10%
	=US \$	79.403,20	
g. <i>Patents and Royalties (2%TPC)</i>	=US \$	151.599.688	× 2%
	=US \$	3.031.994	
<i>Total Direct Production Cost</i>	=US \$	135.738.748	

2. Fixed Charges (FC)

a. <i>Depreciation (10% FCI)</i>	=US \$	32.483.470	× 10%
	=US \$	3.248.347,00	
b. <i>Local Taxes (1% FCI)</i>	=US \$	32.483.470	× 1%
	=US \$	324.834,70	
c. <i>Insurances (1% FCI)</i>	=US \$	32.483.470	× 1%
	=US \$	324.834,70	
<i>Total Fixed Charge</i>	=US \$	3.898.016	

3. Plant Overhead Cost (POC)

POC	=	50% × (OL + DSCL + MR)
POC	=	US \$ 761.552

Total Manufacturing Cost (MC)

= DPC + FC + POC	= US \$	140.398.317
------------------	---------	-------------

General Expenses (GE)

1. Administrasi Cost (15% (OL + DSCL + MR))	=US \$	228.466
2. Distributing & Marketing Cost (2% TPC)	=US \$	151.599.688 × 2%
	=US \$	3.031.994
3. Research and Development (5% TPC)	=US \$	151.599.688 × 5%
	=US \$	7.579.984
4. Financing (1% TCI)	=US \$	36.092.744 × 1%
	=US \$	360.927,44
Total General Expenses (GE)	=US \$	11.201.371
Total Production Cost (TPC)	=US \$	122.795.748
		100% - 19%
	=US \$	151.599.688
Pembuktian : TPC = MC + GE	=US \$	140.398.317 + 11.201.371
	=US \$	151.599.688 (Sesuai)
	=Rp	2.362.377.942.968

Perhitungan Annual Cash Flow**1. Penjualan produk**

Produk Utama		
Produksi Metil Alkohol (Kg/Tahun)	=	91.400.000
Harga jual Metil Alkohol (US\$/Kg)	=	1,87
Penjualan pertahun, US \$	=	170.918.000
Penjualan pertahun, Rupiah (Rp)	=	2.663.415.194.000

Maka,

Total harga penjualan produk	=	170.918.000
Total Production Cost (TPC)	=	151.599.688
Net Profit Before Tax (NPBT)	=	170.918.000 - 151.599.688
	=	19.318.312
Income Tax (25% NPBT)	=	19.318.312 × 25%
	=	4.829.578
Net Profit After Tax (NPAT)	=	19.318.312 - 4.829.578

	=	14.488.734	
Depresiasi (10% FCI)	=	32.483.470	× 10%
	=	3.248.347,00	
<i>Annual Cash Flow</i>	=	14.488.734	+ 3.248.347,00
	=	17.737.081	
% <i>Annual Cash Flow</i>	=	$\frac{17.737.081}{36.092.744}$	
	=	49,14%	
Uang tunai tiap tahun (US\$)	=	17.737.081	
Uang tunai tiap tahun Rupiah	=	276.396.929.597,81	

2. Lama Waktu Pengembalian Modal

Depresiasi dapat dihitung dengan metode *straight line* :

Depresiasi	=	FCI × 10%	dengan: umur pabrik (n)	=	10 Tahun
Depresiasi	=	3.248.347,00			
% D	=	10%			

Kemampuan Pengangsuran Pengembalian Modal

<i>Total Capital Investment</i> (TCI)	=	36.092.744
<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	=	17.737.081
Bunga Modal (i)	=	13%
Pinjaman	=	TCI
Tahun angsuran (n)	=	4

$$\text{Angsuran} = P \left[\frac{i(1+i)^n}{i(1+i)^n - 1} \right] = 12.134.171$$

THN KE-	PINJAMAN	BUNGA	TOTAL HUTANG	ANGSURAN	SISA HUTANG
0	36.092.74	0	36.092.74	0	36.092.74
1	36.092.74	4.692.05	40.784.801	12.134.171	28.650.63
2	28.650.63	3.724.58	32.375.211	12.134.171	20.241.04
3	20.241.04	2.631.33	22.872.376	12.134.171	10.738.20
4	10.738.20	1.395.96	12.134.171	12.134.171	0
Total		12.443.941	-	48.536.685	-

Pay Out Time

Sumber : Peters hal 310, *Pay Out Time* (POT) dapat ditentukan:

$$POT = \frac{FCI + Bunga}{TCI} = \frac{ACF}{ACF} = 2,53$$

Pay Out Time yang diperoleh adalah

2,53 tahun, yaitu kurang dari setengah umur pabrik maka pabrik ini layak didirikan

3. Total Modal Akhir

Net Profit Over Total Life of Project (NPOTLP)

$$\begin{aligned} CCP &= n.ACF - TCI \\ &= 10 \times 17.737.081 - 36.092.744 \\ &= 141.278.063 \\ CR &= WCI + V_s + L \\ &= 3.609.274 + 1.411.795 \\ &= 5.021.069 \\ NPOTLP &= CCP + CR \\ &= 141.278.063 + 5.021.069 \\ &= 146.299.133 \\ TCI + Bunga &= 36.092.744 + 12.443.941 \\ &= 48.536.685 \end{aligned}$$

Pabrik dinyatakan layak didirikan apabila nilai NPOTLP lebih besar dari nilai TCI

Total Capital Sink (TCS)

$$\begin{aligned} TCS &= ACF - \text{Jumlah Anggaran} \\ &= 10 \times 17.737.081 - 48.536.685 \\ &= 128.834.122,65 \end{aligned}$$

Pabrik dinyatakan layak didirikan apabila nilai TCS lebih besar dari nilai TCI

4. Laju Pengembalian Modal

Rate of Return Investement (ROR)

$$\begin{aligned} ROR &= \frac{NPAT}{TCI} \times 100\% \\ &= \frac{14.488.734}{36.092.744} \times 100\% \\ &= 40\% \end{aligned}$$

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR)

$$TCI = ACF \left[\frac{1}{(1+i)^1} + \frac{1}{(1+i)^2} + \dots + \frac{1}{(1+i)^n} \right] + \frac{WCI + Vs}{(1+i)^n}$$

TCI	=	36.092.744			
ACF	=	20.368.809			
WCI + Vs	=	3.609.274,45	+	0	
		(1+i) ⁿ		1	
				0,558324599	(10)
	=	42740,60276			
		1			
		(1+i) ⁿ			
Thn 1	=	1			
		1	+	0,558324599	(1)
	=	0,6417148			
Thn 2	=	1			
		1	+	0,558324599	(2)
	=	0,4117979			
Thn 3	=	1			
		1	+	0,558324599	(3)
	=	0,2642568			
Thn 4	=	1			
		1	+	0,558324599	(4)
	=	0,1695775			
Thn 5	=	1			
		1	+	0,558324599	(5)
	=	0,1088204			
Thn 6	=	1			
		1	+	0,558324599	(6)
	=	0,0698317			
Thn 7	=	1			
		1	+	0,558324599	(7)
	=	0,044812			
Thn 8	=	1			
		1	+	0,558324599	(8)
	=	0,0287565			
Thn 9	=	1			
		1	+	0,558324599	(9)
	=	0,0184535			
Thn 10	=	1			

$$= \frac{1}{0,0118419} + \frac{0,558324599}{(10)}$$

Jumlah keseluruhan 1,7699
 maka, = 36.092.744 = 20.368.809 x 2 + 42740,603
 = 36.092.744 = 36092744,44
0,558324599

6. Break Even Point (BEP)

Fixed Cost = *Fixed Charge + Plant Overhead Cost + General Expenses*

$$= 3.898.016 + 761.552 + 11.201.371$$

$$= \text{US \$ } 15.860.940$$

$$= \text{Juta US \$ } 15,861$$

Variable Cost = *Direct Production Cost*

$$= \text{US \$ } 135.738.748$$

Juta US

$$= \text{\$ } 135,74$$

Selling Price = US \$ 170.918.000

$$= \text{Juta US \$ } 170,918$$

Total Production

Cost = US \$ 151.599.688

$$= \text{Juta US \$ } 151,600$$

BEP

$$= \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}}$$

$$= \frac{15.860.940}{170.918.000 - 135.738.748}$$

$$= 45,09\%$$

Jadi, *Break Even Point* (BEP) yang diperoleh 45,09%

Grafik Break Even Point (BEP)

<i>Selling Price</i>	
X	Y
0	0
100	170,918
<i>Fixed Cost</i>	
X	Y
0	15,86

100	15,86
<i>Total Production Cost</i>	
X	Y
0	15,86
100	151,6

