



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803

PRA DESAIN PABRIK ONSHORE LIQUIFIED NATURAL GAS (OLNG) BLOK MASELA

Oleh:

Mohammad Rifqi Furtiansyah
NRP 02211640000030

Irfan Ardian

NRP 02211640000041

Dosen Pembimbing 1

Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 19530719 197803 1 001

Dosen Pembimbing 2

Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T.
NPP. 1994201911103

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA
SISTEM

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan judul:

ONSHORE LIQUEFIED NATURAL GAS (OLNG) BLOK MASELA

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh :

Mokhammad Rifqi Furtiansyah **02211640000030**

Irfan Ardian **02211640000041**

Telah diujikan dan diperbaiki sesuai dengan saran-saran dari dosen penguji :

1. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
2. Dr. Ir. Sumarno, M.Eng.
3. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng.

Surabaya, 12 Februari 2020

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II

Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T.

NPP. 1994201911103

Mengetahui,

Kepala / Lektorat Perancangan dan Pengendalian Proses



Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

INTISARI

Gas alam merupakan suatu campuran yang tersusun dari gas-gas hidrokarbon dimana gas-gas tersebut merupakan senyawa yang mudah terbakar. Susunan utama dari gas alam itu sendiri terdiri dari metana (CH_4) yang merupakan molekul hidrokarbon dengan rantai terpendek dan teringan. Karakteristik dari gas alam pada keadaan murni antara lain tidak berwarna dan tidak berbau. Selain itu, gas alam mampu menghasilkan reaksi pembakaran yang bersih dan juga hampir tidak menghasilkan emisi buangan yang dapat merusak lingkungan.

Abadi *gas field* atau lapangan gas Abadi merupakan bagian dari Blok Masela terletak di lepas pantai Provinsi Maluku, wilayah timur Indonesia. Lapangan gas ini dinamakan Abadi karena jumlah cadangan gasnya yang sangat besar. Blok Masela merupakan blok yang memiliki cadangan gas terbukti terbesar kedua di Indonesia setelah Blok Natuna yaitu sebesar 10,73 TCF (*Trillion Cubic Feet*). Hal ini membuat Blok Masela menjadi salah satu blok yang diharapkan dapat memenuhi kebutuhan gas di Indonesia. Hal inilah yang menjadi pertimbangan kami untuk memilih Blok Masela ini sebagai blok yang akan kami jadikan sebagai tugas akhir.

Pabrik *Onshore Liquified Natural Gas* (OLNG) Blok Masela dari gas alam ini direncanakan terdiri dari 6 unit utama, diantaranya **1. Separation unit** : Unit separasi ini berfungsi sebagai pemisah pertama dari gas alam yang berasal dari sumur. Pada unit ini proses yang dipilih adalah menggunakan separator 3 fase, dimana bertujuan untuk memisahkan aliran menjadi fase gas, liquid 1 (*oil*) dan liquid 2 (*water*). **2. Acid Gas Removal Unit** : Unit ini berfungsi untuk mengabsorb H_2S hingga kurang dari 0,25 g/100 SCF dan CO_2 hingga kurang dari 50 ppm. Pada unit ini proses yang digunakan adalah absorpsi menggunakan *amine*, lebih spesifiknya *activated MDEA*. **3. Dehydration Unit** : Dalam unit ini uap air yang terkandung dan tidak diinginkan dalam aliran gas alam

dihilangkan atau dikurangi kadarnya sampai batas yang diperkenankan baik untuk alasan operasi atau karena batasan mutu LNG yang dihasilkan. Proses *treating* yang dipilih adalah adsorpsi, karena dengan menggunakan proses ini mampu menghilangkan H₂O sampai batas maksimal kurang dari 1 ppm, hal ini sesuai dengan spesifikasi produk yang diinginkan. **4. Fractionation unit :** *Plant fractionation unit* bertujuan untuk memisahkan hidrokarbon berat dalam gas alam sehingga menghasilkan LNG dengan kandungan *methane* tinggi. Dalam *fractionation unit* ini akan menghasilkan LPG dan kondensat sebagai produk samping. Sistem fraksinasi ini bekerja berdasarkan prinsip distilasi dan terbagi menjadi dua bagian, yaitu *distillation column I* dan *distillation column II*. *Distillation column I* digunakan untuk memisahkan metana dan etana dari fraksi lebih berat. Metana dan etana keluar dari *overhead* kolom sedangkan komponen C3+ keluar melalui *bottom* kolom. *Distillation column II* digunakan untuk memisahkan *propane* dan *butane* dari fraksi lebih berat. *Propane* dan *butane* keluar dari *overhead* kolom sedangkan komponen C5+ keluar melalui *bottom* kolom sebagai produk kondensat. **5. Liquefaction Unit :** Unit ini berfungsi untuk mencairkan gas alam menjadi LNG yang siap dijual. Sistem yang dipilih adalah teknologi *pre-cooled propane – mixed refrigerant*.

Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinu 24 jam selama 330 hari pertahun operasi dengan perencanaan sebagai berikut:

- a) Kapasitas produksi = 4,549,198 ton LNG/tahun.
- b) Jumlah tenaga kerja = 376 orang
- c) Kebutuhan bahan baku = 700 MMSCFD

Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 10 %, biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 90 % dan biaya investasi dengan bunga sebesar 9.82 % per tahun. Dari analisa perhitungan ekonomi didapat hasil-hasil sebagai berikut :

- Investasi : Rp. **59,980,163,115,327**

- *Internal Rate of Return* : 31.575%
- POT : 3.13 tahun
- BEP : 46.5%

Dari parameter teknis dan ekonomis yang didapat, disimpulkan bahwa pabrik *Onshore Liquified Natural Gas* (OLNG) Blok Masela ini layak untuk didirikan.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Tuhan YME karena berkat rahmat dan karunia-Nya yang telah memberi segala kemudahan dan kekuatan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Tugas Pra Desain Pabrik ini yang berjudul "*Onshore Liquified Natural Gas (OLNG) Blok Masela*" yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa tingkat sarjana Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan Tugas Pra Desain Pabrik ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada :

1. Bapak Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D. dan Bapak Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T. selaku dosen pembimbing pada Tugas Pra Desain Pabrik atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Bapak dan ibu dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
3. Orang tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
4. Teman-teman angkatan K56, terima kasih untuk segala support, bantuan, kerjasama dan kebersamaannya.
5. Seluruh anggota Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses yang memberikan bantuan dan informasi dalam penggerjaan Tugas Akhir Pra Desain Pabrik.
6. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan YME. Penulis mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun demi kesempurnaan dan untuk penelitian di masa yang akan datang.

Akhirnya semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi penulis dan pembaca khususnya.

Surabaya, 13 Januari 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

INTISARI.....	ii
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL	x
BAB I LATAR BELAKANG	1
BAB II BASIS DESAIN DATA	7
II.1. Kapasitas	7
II.2. Lokasi	11
II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk	17
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	20
III.1. Seleksi Proses	20
III.1.1. Separasi	20
III.1.2. Acid Gas Removal	21
III.1.3. Dehidrasi	24
III.1.4. Fraksinasi	26
III.1.5. Liquefaction	27
III.1.6. Stabilisasi.....	33
III.2. Uraian Proses	34
III.2.1. Separasi	34
III.2.2. Acid Gas Removal	34
III.2.3. Dehidrasi	36
III.2.4. Fraksinasi	37
III.2.5. Liquefaction	39
III.2.6. Stabilisasi.....	40
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	41
IV.1. Neraca Massa	41
IV.2. Neraca Energi	81
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	129
V.1. Spesifikasi Tangki.....	129
V.2. Spesifikasi Kolom	146
V.3. Spesifikasi Alat Transport	153

V.4. Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	162
BAB VI ANALISA EKONOMI	198
VI.1. Pengelolaan Sumber Daya Manusia	198
VI.1.1. Bentuk Badan Perusahaan	198
VI.1.2. Sistem Organisasi Perusahaan	199
VI.1.3. Perincian Jumlah Tenaga Kerja	209
VI.2. Utilitas.....	212
VI.2.1. Unit Pengolahan Air.....	212
VI.2.2. Unit Penyediaan Steam	213
VI.2.3. Unit Pembangkit Tenaga Listrik.....	214
VI.2.4. Unit Pendingin	214
VI.3. Analisa Ekonomi.....	215
VI.3.1. Asumsi Perhitungan	215
VI.3.2. Analisa Keuangan.....	215
VI.3.3. Analisa Ekonomi.....	215
BAB VII KESIMPULAN.....	217
DAFTAR PUSTAKA	219

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1. Sumber Daya Minyak dan Gas Bumi di Indonesia ..	3
Gambar I.2. Grafik Pemilihan Teknologi Pengolahan Gas Alam	4
Gambar I.3. Perbandingan Biaya Transportasi Gas Melalui Pipa dan LNG	5
Gambar II.1. Neraca Gas Indonesia.....	8
Gambar II.2. Gantt Chart Tahap Pendirian Pabrik OLNG Blok Masela	10
Gambar II.3. Letak Geografis Lapangan Gas Abadi Blok Masela	11
Gambar II.4. Ilustrasi Konsep FLNG dan Konsep OLNG Blok Masela	12
Gambar II.5. Opsi Penempatan Kilang Pabrik OLNG Blok Masela	14
Gambar II.6. Ilustrasi Perpipaan dari FPSO Menuju Pulau Babar	15
Gambar II.7. Jalur Perpipaan dari FPSO Menuju Pulau Yamdena	17
Gambar III.1. Blok Diagram Proses Produksi LNG	20
Gambar III.2. Pemilihan Proses Dehidrasi.....	24
Gambar III.3. Tipe-Tipe Molecular Sieve Berdasarkan Ukuran Pori dan Kegunaannya.....	25
Gambar III.4. Skema Proses Fraksinasi Gas Alam	26
Gambar III.5. Sistem Refrigerasi Nitrogen Recycle	28
Gambar III.6. Sistem Refrigerasi Pre-Cooled Nitrogen	28
Gambar III.7. Sistem Refrigerasi Cascade Refrigeration.....	29
Gambar III.8. Sistem Refrigerasi SMR	30
Gambar III.9. Sistem Refrigerasi C3-MR	31
Gambar III.10. Sistem Refrigerasi AP-X	31
Gambar III.11. Perbandingan Efisiensi Sistem Refrigerasi.....	32
Gambar III.12. Pemilihan Sistem Refrigerasi	33
Gambar III.13. Cycle Batch Time Unit Dehidrasi	37
Gambar VI.1. Struktur Organisasi Perusahaan	199

DAFTAR TABEL

Tabel I.1. Komposisi Gas Alam Murni Secara Umum.....	1
Tabel I.2. Perbandingan Polutan yang Dihasilkan dari Pembakaran Bahan Bakar Fosil.....	2
Tabel II.1. Perbandingan Penggunaan Konsep FLNG dan Konsep OLNG Blok Masela.....	12
Tabel II.2. Data Beberapa Pulau Terdekat dari Blok Masela.....	15
Tabel II.3. Penilaian Lokasi Pendirian Kilang OLNG	16
Tabel II.4. Komposisi Gas Alam Blok Masela.....	17
Tabel II.5. Spesifikasi LNG dari PT Badak NGL	18
Tabel II.6. Tabel Spesifikasi LPG dan Kondensat	19
Tabel III.1. Perbedaan Proses Separasi 2 Fase dan 3 Fase.....	21
Tabel III.2. Pemilihan Proses Acid Gas Removal	22
Tabel III.3. Perbandingan Absorben DGA dan aMDEA	23
Tabel IV.1. Komposisi Gas Alam (Feed)	41
Tabel IV.2. Neraca Massa Inlet Separator.....	42
Tabel IV.3. Neraca Massa Amine Contactor.....	45
Tabel IV.4. Neraca Massa Rich Amine Flash Drum	47
Tabel IV.5. Neraca Massa Amine Regenerator	49
Tabel IV.6. Neraca Massa Amine Surge Tank	52
Tabel IV.7. Neraca Massa Mixing Point to Thermal Oxidizer....	53
Tabel IV.8. Neraca Massa Mixing Point to Molecular Sieve Column	55
Tabel IV.9. Molecular Sieve Column.....	58
Tabel IV.10. Neraca Massa Regenerasi Molecular Sieve	59
Tabel IV.11. Neraca Massa Splitter Regenerasi Molecular Sieve	61
Tabel IV.12. Neraca Massa De-Ethanizer Column	65
Tabel IV.13. Neraca Massa De-Butanizer Column	68
Tabel IV.14. Neraca Massa LNG Flash Drum	70
Tabel IV.15. Neraca Massa HP Separator	72
Tabel IV.16. Neraca Massa MP Separator	74
Tabel IV.17. Neraca Massa LP Separator	76
Tabel IV.18. Neraca Massa Mixing Point Condensate Vapor....	78

Tabel IV.19. Neraca Energi Inlet Gas Valve (K-111)	81
Tabel IV.20. Neraca Energi Inlet Gas Cooler (E-112)	82
Tabel IV.21. Neraca Energi Inlet Separator (F-110)	82
Tabel IV.22. Neraca Energi HP Separator Valve (K-121)	83
Tabel IV.23. Neraca Energi HP Separator (F-120)	84
Tabel IV.24. Neraca Energi MP Separator Valve (K-122).....	84
Tabel IV.25. Neraca Energi MP Separator (F-123).....	85
Tabel IV.26. Neraca Energi LP Separator Valve (K-124).....	86
Tabel IV.27. Neraca Energi LP Separator (F-125).....	86
Tabel IV.28. Neraca Energi Condensate Cooler (E-126)	87
Tabel IV.29. Neraca Energi Mixing Point to Fuel Gas FPSO	88
Tabel IV.30. Neraca Energi Inlet Gas Compressor (G-113)	88
Tabel IV.31. Neraca Energi Pipa 100 km.....	89
Tabel IV.32. Neraca Energi Amine Contactor (D-210)	89
Tabel IV.33. Neraca Energi Amine Contactor Level Control Valve (K-211).....	90
Tabel IV.34. Neraca Energi Rich Amine Flash Drum (F-212) ..	91
Tabel IV.35 Neraca Energi.Rich/Lean Amine Heat Exchanger (E-213).....	92
Tabel IV.36. Neraca Energi Amine Regenerator (D-214).....	92
Tabel IV.37. Neraca Energi Amine Regeneration Condenser (E- 215).....	93
Tabel IV.38. Neraca Energi Amine Regeneration Reflux Drum (F-216).....	94
Tabel IV.39. Neraca Energi Amine Regeneration Reboiler (E- 218).....	94
Tabel IV.40. Neraca Energi Mixing Point to Thermal Oxidizer	95
Tabel IV.41. Neraca Energi Amine Surge Tank (F-219)	96
Tabel IV.42. Neraca Energi Lean Amine Pump (L-2110)	96
Tabel IV.43. Neraca Energi Lean Amine Cooler (E-2111).....	97
Tabel IV.44. Neraca Energi Mixing Point to Molecular Sieve Column	98
Tabel IV.45. Neraca Energi Molecular Sieve Column (D-220 A/B/C/D)	98
Tabel IV.46. Neraca Energi Separation Point Molecular Sieve .	99

Tabel IV.47. Neraca Energi Regen Gas Heater (E-222).....	100
Tabel IV.48. Neraca Energi Regen Gas Cooler (E-223)	100
Tabel IV.49. Neraca Energi Regen Gas Separator (F-224)	101
Tabel IV.50. Neraca Energi Regen Gas Compressor (G-225) .	102
Tabel IV.51. Neraca Energi HP Propane Heat Exchanger (E-230)	102
Tabel IV.52. Neraca Energi MP Propane Heat Exchanger (E-231)	103
Tabel IV.53. Neraca Energi LP Propane Heat Exchanger (E-232)	104
Tabel IV.54. Neraca Energi Feed De-Ethanizer Valve (K-241)	104
Tabel IV.55. Neraca Energi De-Ethanizer (D-240).....	105
Tabel IV.56. Neraca Energi De-Ehanizer Reboiler (E-242)....	106
Tabel IV.57. Neraca Energi Feed De-Butanizer Valve (K-251)	106
Tabel IV.58. Neraca Energi De-Butanizer (D-250).....	107
Tabel IV.59. Neraca Energi De-Butanizer Reboiler(E-252)	108
Tabel IV.60. Neraca Energi De-Butanizer Condenser (E-252)	108
Tabel IV.61. Neraca Energi Separation Point De-Butanizer	109
Tabel IV.62. Neraca Energi LP Propane Compressor (G-233)	110
Tabel IV.63. Neraca Energi Mixing Point to MP Propane Compressor.....	110
Tabel IV.64. Neraca Energi MP Propane Compressor (G-236)	111
Tabel IV.65. Neraca Energi Mixing Point to HP Propane Compressor.....	112
Tabel IV.66. Neraca Energi HP Propane Compressor (G-239)	112
Tabel IV.67. Neraca Energi HP Propane Cooler (G-2310)	113
Tabel IV.68. Neraca Energi HP Propane JT Valve (K-2311) ..	114
Tabel IV.69. Neraca Energi Separation Point HP Propane	114
Tabel IV.70. Neraca Energi MP Propane Separator (F-237)....	115
Tabel IV.71. Neraca Energi MP Propane JT Valve (K-238)....	116
Tabel IV.72. Neraca Energi Separation Point MP Propane.....	116
Tabel IV.73. Neraca Energi LP Propane Separator (F-234).....	117

Tabel IV.74. Neraca Energi LP Propane JT Valve (K-235).....	117
Tabel IV.75. Neraca Energi LP Mixed Refrigerant Compressor (G-261)	118
Tabel IV.76. Neraca Energi LP Mixed Refrigerant Cooler (E-262).....	119
Tabel IV.77. Neraca Energi MP Mixed Refrigerant Compressor (G-263)	120
Tabel IV.78. Neraca Energi MP Mixed Refrigerant Cooler (E-264).....	120
Tabel IV.79. Neraca Energi HP Mixed Refrigerant Compressor (G-265)	121
Tabel IV.80. Neraca Energi HP Mixed Refrigerant Cooler (E-266).....	122
Tabel IV.81. Neraca Energi Mixed Refrigerant Flash Drum (F-267).....	123
Tabel IV.82. Neraca Energi Main Cryogenic Heat Exchanger (E-260).....	124
Tabel IV.83. Neraca Energi Liquid MCHE JT Valve (K-268)	124
Tabel IV.84. Neraca Energi Vapour MCHE JT Valve (K-269)	125
Tabel IV.85. Neraca Energi LNG JT Valve (K-2610)	126
Tabel IV.86 Neraca Energi.LNG Flash Drum (F-2611).....	126
Tabel IV.87. Neraca Energi Light Condensate Cooler (E-256)	127
Tabel IV.88. Neraca Energi Condensate Valve (K-257).....	128
Tabel V.1. Spesifikasi Inlet Separator	129
Tabel V.2. Spesifikasi HP Separator.....	130
Tabel V.3. Spesifikasi MP Separator.....	131
Tabel V.4. Spesifikasi LP Separator	132
Tabel V.5. Spesifikasi Rich Amine Flash Drum.....	133
Tabel V.6. Spesifikasi Amine Regeneration Reflux Drum.....	134
Tabel V.7. Spesifikasi Regen Gas Separator	136
Tabel V.8. Spesifikasi MP Propane Separator.....	137
Tabel V.9. Spesifikasi LP Propane Separator	138
Tabel V.10. Spesifikasi Mixed Refrigerant Flash Drum	139
Tabel V.11. Spesifikasi LNG Flash Drum.....	140
Tabel V.12. Spesifikasi Condensate Storage Tank (FPSO).....	142

Tabel V.13. Spesifikasi LPG Storage Tank	143
Tabel V.14. Spesifikasi Condensate Storage Tank Onshore	143
Tabel V.15. Spesifikasi LNG Storage Tank	144
Tabel V.16. Spesifikasi Amine Contactor	146
Tabel V.17. Spesifikasi Molecular Sieve.....	147
Tabel V.18. Spesifikasi Amine Regenerator.....	148
Tabel V.19. Spesifikasi De-Ethanizer.....	150
Tabel V.20. Spesifikasi De-Butanizer	151
Tabel V.21. Spesifikasi Inlet Gas Compressor	153
Tabel V.22. Spesifikasi Regen Gas Compressor	154
Tabel V.23. Spesifikasi LP Propane Compressor	155
Tabel V.24. Spesifikasi MP Propane Compressor.....	156
Tabel V.25. Spesifikasi HP Propane Compressor	157
Tabel V.26. Spesifikasi Mixed Refrigerant Compressor	158
Tabel V.27. Spesifikasi Amine Regenerator Pump	159
Tabel V.28. Spesifikasi Lean Amine Pump.....	160
Tabel V.29. Spesifikasi De-Butanizer Pump	161
Tabel V.30. Spesifikasi Inlet Gas Cooler.....	162
Tabel V.31. Spesifikasi Condensate Cooler	164
Tabel V.32. Rich/Lean Amine Heat Exchanger	166
Tabel V.33. Spesifikasi Regen Gas Heater	167
Tabel V.34. Spesifikasi Regen Gas Cooler.....	169
Tabel V.35. Spesifikasi Light Condensate Cooler.....	171
Tabel V.36. Spesifikasi LP Mixed Refrigerant Cooler.....	173
Tabel V.37. Spesifikasi MP Mixed Refrigerant Cooler.....	175
Tabel V.38. Spesifikasi HPMixed Refrigerant Cooler	176
Tabel V.39. Spesifikasi Lean Amine Cooler	178
Tabel V.40. Spesifikasi HP Propane Cooler.....	180
Tabel V.41. Spesifikasi HP Propane Heat Exchanger	181
Tabel V.42. Spesifikasi MP Propane Heat Exchanger	183
Tabel V.43. Spesifikasi LP Propane Heat Exchanger.....	185
Tabel V.44. Spesifikasi Main Cryogenic Heat Exchanger	187
Tabel V.45. Spesifikasi De-Butanizer Condenser	190
Tabel V.46. Spesifikasi Amine Regeneration Condenser.....	192
Tabel V.47. Spesifikasi De-Butanizer Reboiler.....	193

Tabel V.48. Spesifikasi De-Ethanizer Reboiler	195
Tabel V.49. Amine Regenerator Reboiler	196
Tabel VI.1. Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik LNG	209
Tabel VI.2. Pembagian Jam Kerja Karyawan	211
Tabel VI.3. Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik LNG.....	216
Tabel VII.1. Tabel Analisa Ekonomi	217

BAB I

LATAR BELAKANG

Gas alam merupakan suatu campuran yang tersusun dari gas-gas hidrokarbon dimana gas-gas tersebut merupakan senyawa yang mudah terbakar. Susunan utama dari gas alam itu sendiri terdiri dari metana (CH_4) yang merupakan molekul hidrokarbon dengan rantai terpendek dan teringan. Karakteristik dari gas alam pada keadaan murni antara lain tidak berwarna dan tidak berbau. Selain itu, gas alam mampu menghasilkan reaksi pembakaran yang bersih dan juga hampir tidak menghasilkan emisi buangan yang dapat merusak lingkungan. Selain mengandung metana, gas alam juga dapat mengandung etana, propana, butana, pentana, fraksi lain yang lebih berat dan pengotor. Komposisi pada gas alam dapat bervariasi sesuai dengan sumber ladang gasnya. Berikut ini merupakan tabel komposisi gas alam secara umum.

Tabel I.1.Komposisi Gas Alam Murni Secara Umum

Komponen	Komposisi % gas	Struktur kimia	<i>Heating value</i> (BTU/lb)
Metana	70 - 95	CH_4	23.571
Etana	2,5 - 12	C_2H_6	21.876
Propana	1 - 6	C_3H_8	21.646
Butana*	0,2 - 2,5	C_4H_{10}	21.293
Pentana	0,2 - 1	C_5H_{12}	20.877

*Butana mencakup bentuk iso dan N

Kontaminan atau pengotor utama dari gas alam biasanya berupa campuran organosulfur dan hidrogen sulfida (H_2S) yang harus dipisahkan sebelum dapat digunakan atau diproses lebih lanjut. Selain itu, gas alam juga mengandung komponen H_2O , CO_2 , N_2 , O_2 dalam jumlah kecil. (Badak LNG 2007)

Pada awalnya, gas alam belum dapat dikelola dan dimanfaatkan dengan baik. Gas alam dianggap sulit untuk disimpan dan ditransportasikan. Sehingga terjadi penutupan kegiatan eksplorasi sumur gas karena pada saat itu dinilai tidak menghasilkan nilai ekonomi yang baik. Namun, perkembangan penggunaan gas alam pada akhirnya selalu mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Salah satu keuntungan penggunaan gas alam dibanding dengan sumber lain adalah energi yang dihasilkan gas alam lebih efisien, jauh lebih bersih dan sangat ramah lingkungan. Karbon dioksida (CO_2) sebagai gas penyebab efek rumah kaca pemanasan global yang dihasilkan oleh minyak bumi dan batubara memiliki nilai yang lebih tinggi daripada emisi yang dihasilkan dengan penggunaan gas alam. (British Columbia Ministry of Environment 2014)

Tabel I.2.Perbandingan Polutan yang Dihasilkan dari Pembakaran Bahan Bakar Fosil

Jenis Bahan Bakar	Konversi Energi	Emisi (kg/GJ)				
		Bio CO_2	CO_2	CH_4	N_2O	CO_2e
Gas Alam	0,03874 GJ/m ³	–	49,46	0,0010	0,0009	49,75
Propana	0,02531 GJ/L	–	59,54	0,0009	0,0043	60,84
<i>Light Fuel Oil</i>	0,03880 GJ/L	2,75	67,42	0,0007	0,0008	67,68
<i>Heavy Fuel Oil</i>	0,04250 GJ/L	–	73,51	0,0013	0,0015	73,99
Minyak Tanah	0,03768 GJ/L	–	67,25	0,0007	0,0008	67,51
Bahan Bakar Diesel	0,03830 GJ/L	2,75	66,75	0,0035	0,0104	69,95
Diesel (Transportasi laut)	0,03830 GJ/L	2,75	66,75	0,0039	0,0287	75,41

Bensin	0,03500 GJ/L	3,19	62,13	0,0771	0,0014	64,48
--------	-----------------	------	-------	--------	--------	-------

Indonesia memiliki cadangan gas alam yang sangat besar dan tersebar di berbagai daerah. Beberapa cadangan gas di Indonesia belum dieksplorasi dikarenakan kondisi geografis yang kurang bersahabat ataupun kandungan gas alam beberapa sumber yang relatif kecil sehingga belum dapat diolah secara komersial. Berikut ini merupakan gambar yang menunjukkan sumber daya minyak dan gas bumi di Indonesia pada tahun 2018. (BPPT 2018)

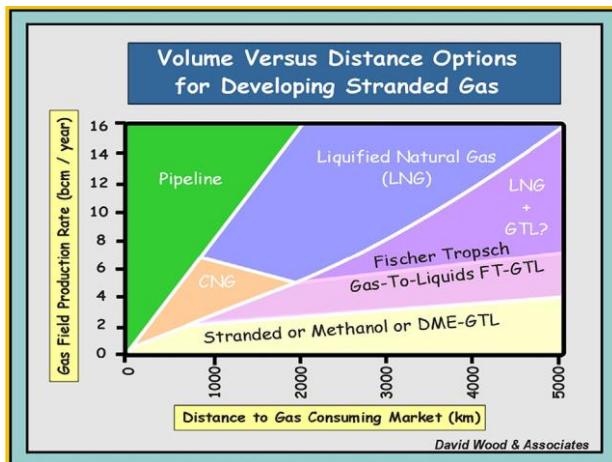


RESERVE	OPERATED		NOT YET OPERATED	
	PROVEN	POTENTIAL	PROVEN	POTENTIAL
1. Oil (MMSTB)	3,142.74	3,541.10	164.16	403.10
2. Gas (BSCF)	32,811.94	16,879.02	68,411.94	25,960.80
a. Associated	4,968.23	3,706.58	680.08	457.72
b. Non Associated	27,843.71	13,172.44	67,731.86	25,503.08

Gambar I.1.Sumber Daya Minyak dan Gas Bumi di Indonesia

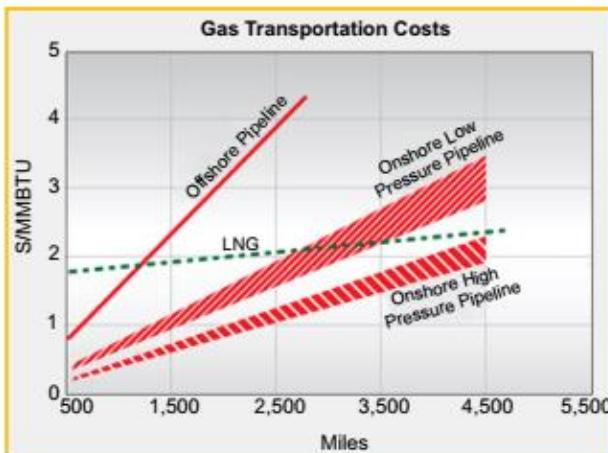
Pada pemrosesan gas alam secara umum terdapat dua konsep teknologi yang dapat digunakan yaitu konsep CNG dan

LNG. Pada konsep CNG (*Compressed Natural Gas*) setelah diproses untuk dihilangkan zat-zat pengotor dan hidrokarbon beratnya, gas dikompresi hingga ±250 bar. Sedangkan pada konsep LNG setelah selesai diproses, gas didinginkan hingga -160°C pada tekanan atmosferik untuk mengubah fase gas menjadi cair (*liquefaction*). Dengan pencairan gas tersebut, volume spesifik gas alam dapat mengecil hingga 1/600 kali lipat dibandingkan kondisi awalnya yaitu pada suhu dan tekanan standar. Oleh karena itu, teknologi LNG ini sangat cocok digunakan pada pemrosesan gas alam dengan kapasitas yang besar. (Mokhatab, Poe dan Mak 2015)



Gambar I.2. Grafik Pemilihan Teknologi Pengolahan Gas Alam

Pada teknologi LNG, gas alam dapat disimpan dalam tangki atmosferik kemudian diangkut dalam jumlah yang besar menuju tempat yang jauh dengan menggunakan kapal tanker khusus LNG dimana transportasi gas menggunakan jalur pipa (*pipeline*) tidak memungkinkan atau tidak ekonomis.



Gambar I.3. Perbandingan Biaya Transportasi Gas Melalui Pipa dan LNG

(untuk 1 TCF/tahun dan sudah termasuk biaya regasifikasi)

Seperti yang bisa dilihat pada **Gambar I.3**, untuk jarak dekat, transportasi gas menggunakan jalur pipa di tempat yang memungkinkan untuk dipasang sistem perpipaan dinilai lebih ekonomis dibandingkan dengan sistem LNG. Namun, sistem LNG lebih kompetitif untuk rute transportasi jarak jauh terutama yang melintasi lautan karena *total cost* yang didapatkan relatif rendah dan tidak banyak terpengaruh oleh jarak transportasi ke konsumen. Oleh karena itu, teknologi LNG ini sangat cocok digunakan di Indonesia yang merupakan negara kepulauan dan negara maritim. (Mokhatab, Poe dan Mak 2015)

Abadi *gas field* atau lapangan gas Abadi merupakan bagian dari Blok Masela terletak di lepas pantai Provinsi Maluku, wilayah timur Indonesia. Lapangan gas ini dinamakan Abadi karena jumlah cadangan gasnya yang sangat besar. Blok Masela merupakan blok yang memiliki cadangan gas terbukti terbesar kedua di Indonesia setelah Blok Natuna yaitu sebesar 10,73 TCF (*Trillion Cubic Feet*).

Hal ini membuat Blok Masela menjadi salah satu blok yang diharapkan dapat memenuhi kebutuhan gas di Indonesia. (Astar 2017)

Dengan berbagai keuntungan diantaranya rendahnya gas emisi yang dihasilkan gas alam, tingginya cadangan gas alam yang dimiliki oleh Indonesia, dan belum dikelolanya Abadi *gas field* Blok Masela, membuat kami memilih *Onshore Liquified Natural Gas* (OLNG) Blok Masela ini sebagai judul yang akan kami jadikan sebagai tugas akhir ini.

BAB II

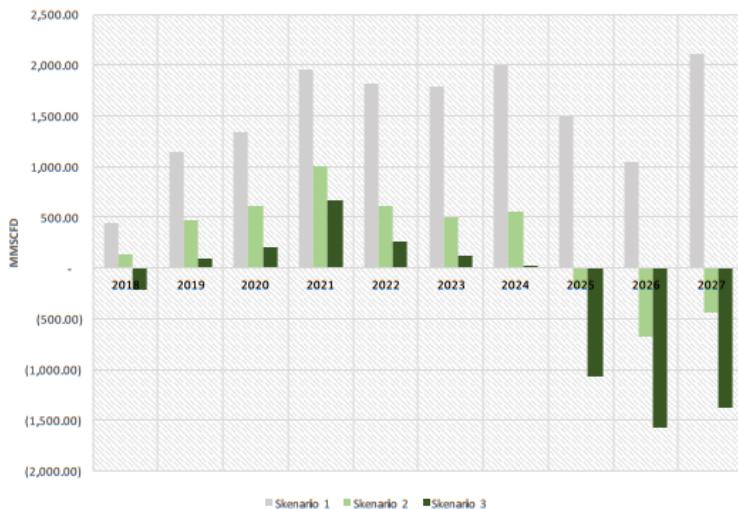
BASIS DESAIN DATA

II.1. Kapasitas

Prospek industri gas alam di Indonesia menunjukkan arah yang positif, mengingat Indonesia merupakan negara yang memiliki cadangan gas alam yang cukup besar. Saat ini sebagian besar gas alam diolah menjadi *Liquefied Natural Gas* (LNG) dan *Liquefied Petroleum Gas* (LPG). LNG dan LPG dimanfaatkan sebagai bahan bakar industri dan perumahan, juga sebagai bahan baku bagi industri petrokimia. Sisa pencairan gas alam adalah kondensat. Kondensat mirip minyak mentah (*crude oil*) dengan kualitas yang terbaik. Berikut merupakan analisa *supply and demand* dari gas alam di Indonesia yang terdiri dari beberapa skenario sebagai berikut.

- 1) **Skenario I :** Neraca Gas Nasional akan mengalami surplus gas dari tahun 2018-2027, hal ini dikarenakan perhitungan *demand* didasarkan pada realisasi pemanfaatan gas bumi serta tidak diperpanjangnya kontrak-kontrak ekspor gas pipa/LNG jangka panjang.
- 2) **Skenario II :** Neraca Gas Nasional akan mengalami surplus gas dari tahun 2018-2024 dan akan mengalami defisit gas pada tahun 2025-2027. Kondisi ini terjadi dengan asumsi :
 - i) Pemanfaatan gas dari kontrak eksisting terealisasi 100%,
 - ii) Pemanfaatan gas untuk sektor kelistrikan sesuai dengan RUPTL 2018-2027,
 - iii) Asumsi pertumbuhan gas bumi sesuai dengan pertumbuhan ekonomi yaitu 5,5% untuk sektor Industri Retail,
 - iv) Pelaksanaan *Refinery Development Master Plan* (RDMP) sesuai jadwal,

- v) Pelaksanaan pembangunan pabrik-pabrik baru petrokimia dan pupuk sesuai jadwal.
- 3) **Skenario III** Neraca Gas Nasional mengalami surplus gas dari tahun 2019-2024 serta mengalami defisit di tahun 2018 dan 2025-2027. Kondisi ini terjadi dengan asumsi
- i) Pemanfaatan gas dari kontrak eksisting terealisasi 100%,
 - ii) Pemanfaatan gas untuk sektor kelistrikan sesuai dengan RUPTL 2018-2027,
 - iii) Sektor industri Retail memanfaatkan gas pada maksimum kapasitas pabrik serta penambahan *demand* dari pertumbuhan ekonomi dengan asumsi 5,5%,
 - iv) Pelaksanaan *Refinery Development Master Plan* (RDMP) sesuai jadwal,
 - v) Pelaksanaan pembangunan pabrik-pabrik baru petrokimia dan pupuk sesuai jadwal. (Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi 2018)



Gambar II.1.Neraca Gas Indonesia

Fase pengembangan proyek dibagi menjadi dua bagian perencanaan proyek dan eksekusi proyek. *Output* dari periode perencanaan adalah keputusan untuk melaksanakan fase konstruksi. Hasil dari tahap konstruksi adalah awal dari produksi. Berikut ini merupakan tahap-tahap perencanaan proyek dari pabrik LNG.

1. *Feasibility Study*

Feasibility study bertujuan untuk menentukan apakah proyek yang akan dikerjakan layak secara teknis dan memiliki peluang ekonomi untuk dikembangkan. Hasil keluaran dari fase ini adalah dokumen-dokumen *feasibility study* yang kemudian diajukan pada tahap selanjutnya. Pihak-pihak yang berwenang pada tahap ini akan memiliki tanggung jawab untuk mengevaluasi apakah pengembangan yang direncanakan layak diterima secara teknis dan menguntungkan sesuai dengan rencana dan anggaran proyek perusahaan.

2. Fase Penyaringan

Tujuan dari fase penyaringan ini adalah untuk tentukan daftar konsep pengembangan yang menjanjikan. Pada fase ini semua konsep yang relevan dan layak akan dikumpulkan kemudian dievaluasi sesuai dengan persyaratan dan harapan untuk menilai konsep-konsep yang menjanjikan untuk dikembangkan.

3. Pengembangan Konsep dan Tahap Seleksi

Konsep yang dipilih akan dikembangkan pada fase ini. Detail lebih lanjut dan spesifik evaluasi dilakukan di sini. Kemudian pada akhir fase ini konsep yang paling menjanjikan sesuai dengan kriteria yang ditentukan akan dipilih.

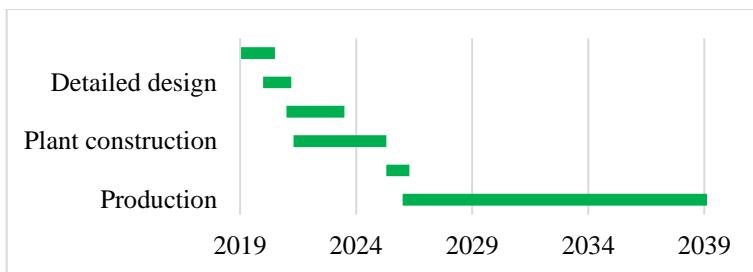
4. *Front End Engineering Development (FEED)*

Pada fase FEED ini, konsep yang dipilih dikembangkan dan dioptimalkan pada perincian lebih lanjut. *Plan of Development* (POD) adalah hasil produk dari langkah ini yang berisi rencana detail eksekusi proyek serta keputusan investasinya. POD kemudian diserahkan untuk mendapatkan persetujuan dari otoritas untuk melanjutkan pelaksanaan proyek.

5. *Detail Engineering*

Tonggak terakhir pada fase perencanaan adalah *detail engineering*. Fase ini bertujuan untuk mendesain *detail engineering* sehingga konsepnya siap dieksekusi. (Astar 2017)

Pada pabrik yang akan kami rencanakan, tahap *feasibility study* hingga tahap FEED digabung menjadi tahap *conceptual design* sehingga bagian perencanaan proyek hanya terdiri dari *conceptual design* dan *detailed design*. Bagian selanjutnya yaitu eksekusi proyek yang terdiri dari *equipment purchasing* dan *plant construction* yang kemudian dilanjutkan dengan *plant start-up* dan proses produksi.



Gambar II.2.Gantt Chart Tahap Pendirian Pabrik OLNG Blok Masela

Pada penentuan kapasitas produksi, kami menggunakan skenario 2 neraca gas Indonesia pada **Gambar II.1** sebagai acuan dalam penggerjaan pabrik, dikarenakan skenario 2 adalah skenario yang paling memungkinkan terjadi dimasa mendatang. Dengan perencanaan bahwa proses produksi dimulai pada tahun 2026 maka dari data yang ditampilkan dapat dilihat bahwa pada tahun 2026 bahwa Indonesia masih membutuhkan pasokan gas alam sebesar 700 MMSCFD (*Million Standard Cubic Feet per Day*) sehingga nilai tersebut kita tentukan sebagai kapasitas produksi pabrik LNG kami.

II.2. Lokasi

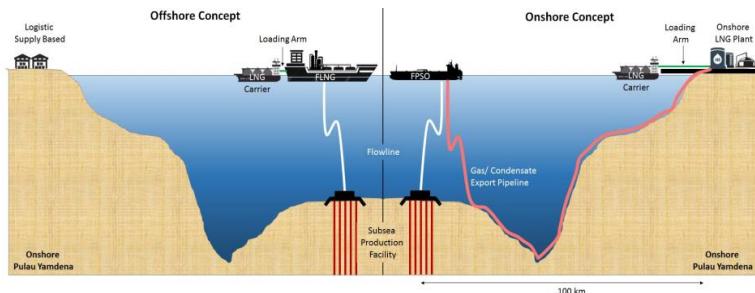
Tujuan dari penentuan lokasi suatu pabrik adalah untuk menunjang proses produksi pabrik agar dapat lancar, efektif dan efisien. Hal ini berarti dalam menentukan lokasi pabrik perlu diperhatikan faktor-faktor yang mempengaruhi besarnya biaya produksi dan biaya distribusi dari produk yang akan dihasilkan serta faktor-faktor pendukung lainnya.

Lapangan gas Abadi Blok Masela terletak di Laut Arafura yang merupakan laut tenggara terjauh di Indonesia, serta dekat dengan perbatasan dengan negara-negara tetangga, Timor Leste dan Australia. Secara astronomis, Blok Masela terletak pada koordinat mulai dari $08^{\circ} 05' 25,29''$ - $08^{\circ} 13' 58,94''$ selatan dan $129^{\circ} 48' 11''$ - $129^{\circ} 56' 9,55''$ timur. Secara geografis, blok ini ditempatkan dekat dengan Laut Babar di utara, Laut Timor di selatan, juga Laut Arafura di timur dan barat. Perkiraaan luas blok ini adalah sekitar 4.291 km^2 , di mana terletak sekitar 800 km timur Kupang, Indonesia; dan 400 km utara Darwin, Australia. **Gambar II.3** di bawah ini menggambarkan lokasi lapangan gas Abadi Blok Masela.



Gambar II.3. Letak Geografis Lapangan Gas Abadi Blok Masela

Dikarenakan letak dari lapangan gas Abadi Blok Masela yang berada di tengah laut, terdapat dua opsi konfigurasi fasilitas produksi. **Gambar II.4** berikut bertujuan untuk memberikan perbandingan ilustrasi dari konfigurasi fasilitas produksi dengan konsep lepas pantai dan daratan dalam satu gambar. Sisi kiri gambar menjelaskan konsep *Floating LNG* dengan fasilitas bawah laut, pabrik FLNG, dan berbasis pasokan logistik. Sedangkan sisi kanan diilustrasikan konsep *Onshore LNG* meliputi fasilitas bawah laut, FPSO (*Floating Production Storage and Offloading*), jalur pipa, serta kilang LNG darat. (Astar 2017)



Gambar II.4. Ilustrasi Konsep FLNG dan Konsep OLNG Blok Masela

Pemilihan konfigurasi pada pemrosesan LNG didasarkan pada persyaratan fungsional yang berkaitan dengan batasan teknis, sosial dan ekonomi. Berikut ini merupakan perbandingan penggunaan konsep FLNG dan konsep OLNG pada Blok Masela ditinjau dari beberapa aspek.

Tabel II.1. Perbandingan Penggunaan Konsep FLNG dan Konsep OLNG Blok Masela

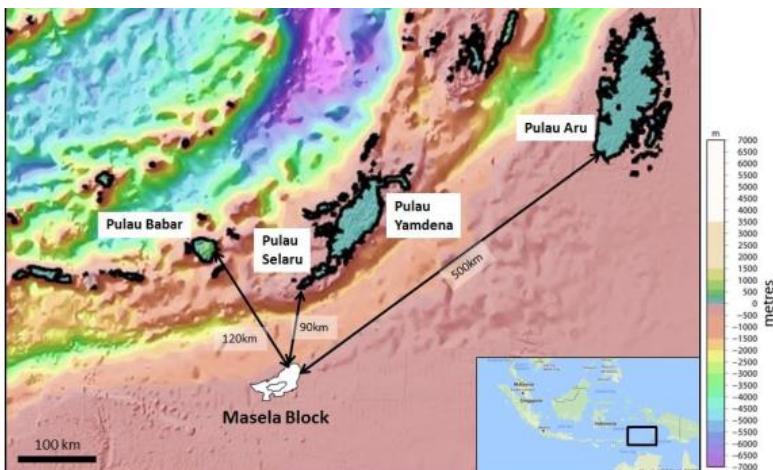
Kategori	Konsep FLNG	Konsep OLNG
Platform Produksi	Pabrik FLNG dan basis pasokan logistik	FPSO dan pabrik OLNG
Sistem pada Sumur Gas	Fasilitas bawah laut dengan proyeksi menggunakan sistem <i>Subsea Umbilical Riser</i>	

	<i>Flowline</i> (SURF) dengan 18 sumur produksi (38 MMSCFD untuk tiap sumur gas), 5 <i>manifold</i> bawah laut dan 5 <i>flowlines & risers</i>	
Sistem Transportasi	LNG <i>carrier</i> dan <i>tanker</i> kondensat	
CAPEX dan OPEX	CAPEX \$ 20,7 miliar OPEX \$ 200 juta/tahun Dengan basis kapasitas produksi 7,5 MTPA <i>(Metric Tons per Annum)</i>	CAPEX \$ 14,6 miliar OPEX \$ 100 juta/tahun Dengan basis kapasitas produksi 9 MTPA
Dampak Terhadap Daerah Sekitar	Kurang memberikan dampak yang lebih luas ke daerah sekitarnya	Dapat merangsang pertumbuhan ekonomi disekitar pabrik dan mendorong berdirinya pabrik petrokimia disekitarnya
Fase Konstruksi	Relatif cepat, karena tidak memerlukan pembebasan lahan dan konstruksi pipa untuk mengangkut gas dan kondensat ke pantai	Relatif lama, karena memerlukan pembebasan lahan dan konstruksi pipa untuk mengangkut gas dan kondensat ke pantai

Berdasarkan pertimbangan penilaian beberapa aspek di atas maka konsep yang akan kami gunakan dalam tugas akhir ini adalah konsep *Onshore LNG* dengan berbagai keunggulannya. (Astar 2017)

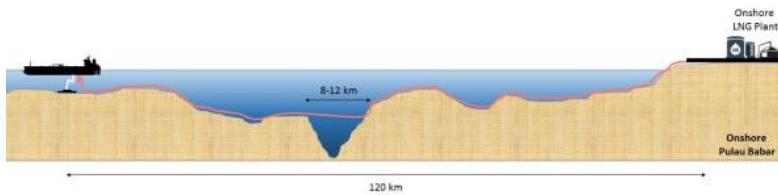
Pada penentuan lokasi dari pabrik *Onshore LNG* Blok Masela pemilihan pulau tempat kilang LNG didirikan sangat berpengaruh pada *capital cost*. Hal ini dikarenakan pemilihan

pulau berpengaruh pada panjang pipa yang digunakan untuk menghubungkan pipa dari FPSO menuju kilang OLNG. Jika ditarik garis lurus, terdapat empat opsi pulau terdekat dari Blok Masela, yakni Pulau Babar, Pulau Selaru, Pulau Yamdena, dan Pulau Aru. (Kaye 2010)



Gambar II.5.Opsi Penempatan Kilang Pabrik OLNG Blok Masela

Topografi adalah studi tentang bentuk dan relief permukaan bumi. Studi topografi dilakukan dengan berbagai alasan salah satunya adalah eksplorasi geologi untuk kebutuhan konstruksi sipil. Dengan membandingkan data peta topografi dari empat opsi pulau yaitu Pulau Babar, Pulau Selaru, Pulau Yamdena, dan Pulau Aru, kita dapat menentukan opsi pulau yang terbaik untuk pendirian kilang OLNG.



Gambar II.6. Ilustrasi Perpipaan dari FPSO Menuju Pulau Babar

Dari data peta topografi, Pulau Babar terletak relatif dekat dengan blok Masela dengan jarak 120 km. Namun seperti pada **Gambar II.6** pada rute perpipaan ini terdapat palung yang memiliki kedalaman 2000 meter antara Pulau Babar dan Blok Masela. Keberadaan palung pada rute ini membuat opsi penempatan kilang OLNG dinilai tidak memungkinkan untuk didirikan di Pulau Babar.

Menurut prinsip-prinsip pemilihan jalur yang optimal, ada empat opsi awal yang memungkinkan kilang OLNG dapat didirikan. Kemudian empat opsi tersebut didefinisikan sesuai dengan kelayakan pengembangan seperti luas wilayah, populasi, dan jarak dari FPSO sebagaimana didefinisikan pada **Tabel II.2** di bawah ini.

Tabel II.2. Data Beberapa Pulau Terdekat dari Blok Masela

	Pulau Selaru	Pulau Yamdena	Pulau Babar	Pulau Aru
Luas Wilayah (Hektar)	35.400	328.000	63.170	642.800
Jumlah Desa	7	50	9	131
Populasi	13.085	34.725	6.795	88.739
Jarak dari FPSO (km)	85	90	120	500

Pada data yang telah disajikan, opsi Pulau Aru adalah opsi yang memiliki jarak yang dinilai terlalu jauh dari FPSO. Hal ini

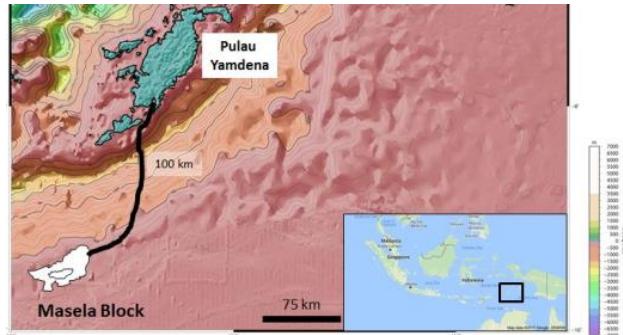
mengakibatkan opsi tersebut membutuhkan *capital cost* yang relatif paling tinggi diantara opsi lainnya. (Astar 2017)

Berdasarkan data-data yang telah didapat mengenai empat opsi pulau untuk mendirikan kilang OLNG yaitu Pulau Babar, Pulau Selaru, Pulau Yamdena, dan Pulau Aru dilakukan penilaian seperti pada **Tabel II.3** dengan pembobotan nilai skala nol hingga lima yang menunjukkan semakin besar nilainya maka semakin dinilai baik.

Tabel II.3. Penilaian Lokasi Pendirian Kilang OLNG

Kriteria	Pulau Selaru	Pulau Yamdena	Pulau Babar	Pulau Aru
Jarak	5	5	0	4
Luas Wilayah	1	3	4	1
Populasi (SDM)	2	3	4	1
Tantangan Teknologi	2	2	2	0
<i>Capital Cost</i>	4	4	0	1
Jumlah	14	17	10	7

Berdasarkan pertimbangan penilaian beberapa aspek di atas dapat disimpulkan bahwa opsi pendirian kilang OLNG pada Pulau Yamdena adalah opsi yang paling sesuai dengan kriteria yang dibutuhkan dengan jalur perpipan seperti pada **Gambar II.7**.



Gambar II.7.Jalur Perpipaan dari FPSO Menuju Pulau Yamdena

II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk

Pada pabrik OLNG Blok Masela ini, bahan baku utama yang digunakan adalah gas alam dari sumur-sumur gas di lapangan gas Abadi. Cadangan gas alam yang tersedia adalah sebesar 10,73 TCF dengan laju aliran diproyeksikan sekitar 38 MMSCFD per sumur dengan 18 sumur produksi dan 5 *manifold* bawah laut. Berikut ini merupakan data komposisi gas alam di Blok Masela dalam *dry basis*. (Wiratama, et al. 2015)

Tabel II.4.Komposisi Gas Alam Blok Masela

Komponen	% Mol
N ₂	0.933
CO ₂	9.291
C1	81.49
C2	4.288
C3	1.512
i- C4	0.296
n- C4	0.143
i- C5	0.187

n- C5	0.157
C6	0.23
C7+	1.474
H ₂ S	0.001
Total	100

Dengan komposisi gas alam sebagai bahan baku utama dalam pabrik OLNG, dapat diproyeksikan produk yang akan dihasilkan yaitu LNG, LPG dan kondensat dimana masing-masing dari produk tersebut memiliki spesifikasi dan harga jual yang berbeda-beda. Spesifikasi LNG sendiri pada umumnya mengacu pada kesepakatan antara produsen dan konsumen LNG itu sendiri. Dengan acuan bahwa pendirian pabrik OLNG ini didasarkan atas kekurangan kebutuhan nasional, maka kami menggunakan data spesifikasi LNG dari PT Badak NGL yang kami dapatkan dari berbagai sumber. (GIIGNL 2017)

Tabel II.5. Spesifikasi LNG dari PT Badak NGL

Sifat fisik	Nilai	Komponen	Komposisi
Wujud	Cair	CH ₄	> 90% mol
Bau	Berbau hidrokarbon	C ₂ H ₆	< 5% mol
Warna	Tidak berwarna	C ₃ H ₈	< 3.5% mol
Temperatur	-158°C	C ₄ H ₁₀	< 1.5% mol
Tekanan <i>Gauge</i>	0,07 kg/cm ²	C ₅ H ₁₂	< 0.02% mol
Densitas Gas	0.82 kg/m ³ (n)	N ₂	< 0.05% mol
Densitas LNG	< 461.07 kg/m ³	Hg	0 ppb
HHV	> 1100 BTU/SCF	CO ₂	< 50 ppm
<i>Expansion Ratio</i>	564.89 m ³ (n)/m ³ liq	H ₂ S	< 0,25 g/100 SCF
		Belerang	< 1,3 g/SCF

LPG dan kondensat merupakan produk samping yang dapat dihasilkan dari pabrik LNG dimana keduanya memiliki nilai jual tersendiri. LPG (*Liquified Petroleum Gas*) adalah gas hidrokarbon yang dicairkan dengan menambah tekanan dan menurunkan suhunya dengan komponen yang didominasi propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}). Sedangkan kondensat adalah produk samping yang komposisinya didominasi hidrokarbon fraksi berat (C_5+). Berikut ini merupakan spesifikasi dari LPG dan kondensat yang akan dihasilkan. (GPSA 2014)

Tabel II.6.Tabel Spesifikasi LPG dan Kondensat

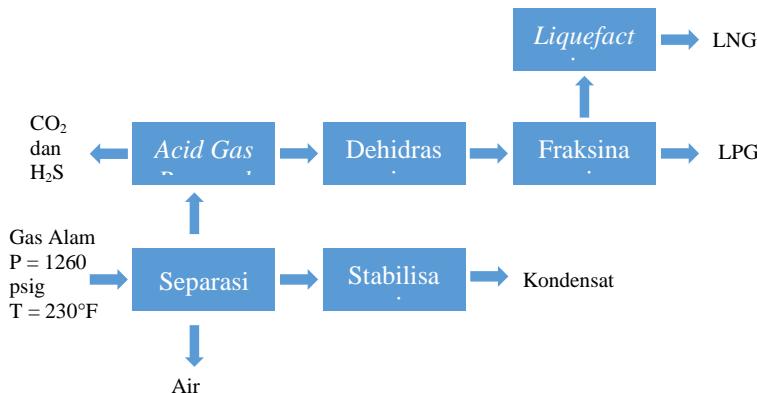
LPG		Kondensat	
Karakteristik	Nilai	Karakteristik	Nilai
Komposisi	Didominasi campuran propana dan butana	<i>Reid Vapor Pressure</i>	< 234 kPa
<i>Vapor pressure</i> pada 100°F	< 208 psig	<i>End point</i>	> 190°C
Temperatur saat fraksi terevaporasi 95%	< 36°F	Sulfur reaktif	Negatif (<i>sweet</i>)
Komposisi C5+	< 2%		
Total sulfur	140 mg/kg		
<i>Free water content</i>	Tidak ada		

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1. Seleksi Proses

Dalam memproduksi LNG terdapat berbagai macam proses dimana proses yang digunakan sangat bergantung dari kondisi bahan baku meliputi komposisi dan sifatnya dan juga bergantung pada produk yang akan dihasilkan. Pada pabrik OLNG Blok Masela ini unit proses yang digunakan meliputi separasi, acid gas removal, dehidrasi, fraksinasi, dan *liquefaction* serta stabilisasi.



Gambar III.1.Blok Diagram Proses Produksi LNG

III.1.1. Separasi

Proses separasi merupakan proses yang berfungsi sebagai pemisah pertama komponen-komponen dari gas alam. Terdapat dua pilihan pada proses ini yaitu separasi 2 fase dan separasi 3 fase, dimana keduanya memiliki kegunaan masing-masing sesuai dengan kondisi bahan baku. Berikut ini merupakan perbedaan dari kedua pilihan tersebut.

Tabel III.1. Perbedaan Proses Separasi 2 Fase dan 3 Fase

Proses	Fungsi	Penggunaan
Separasi 2 fase	Untuk memisahkan fase gas dan liquid	Bila <i>feed</i> 2 fase, dan memiliki suhu yang rendah
Separasi 3 fase	Untuk memisahkan fase gas, liquid 1 dan liquid 2	Bila <i>feed</i> 3 fase, atau <i>feed</i> 2 fase dan memiliki suhu yang tinggi

Berdasarkan data pada tabel, dikarenakan *feed* gas alam yang diproses memiliki suhu tinggi (230°F), maka proses yang paling sesuai untuk digunakan adalah proses separasi 3 fase. Selain itu proses ini memiliki keunggulan yaitu dapat mengurangi *capital cost* dikarenakan pada proses ini diperlukan pendinginan terlebih dahulu untuk mengondisikan bahan baku menjadi fase gas, liquid 1 dan liquid 2 sehingga pada proses setelahnya tidak memerlukan spesifikasi alat yang tahan terhadap suhu tinggi.

III.1.2. Acid Gas Removal

Terdapat beberapa macam pilihan proses untuk proses *acid gas removal* diantaranya adalah *alkanolamines absorption*, *physical absorption*, *absorption/oxidation*, *dry sorption/reaction*, *membrane permeation*, *adsorption*, *methanation*. Dari beberapa pilihan proses *acid gas removal* yang telah dijelaskan, berikut ini merupakan tabel untuk menentukan proses yang akan digunakan.

Tabel III.2.Pemilihan Proses Acid Gas Removal

Tipe Proses	Acid Gas		Kapasit as	Partial Pressur e	Kapasit as Sulfur
	H ₂ S	CO ₂			
<i>alkanolamines absorption</i>	A	A	H	L	H
<i>physical absorption</i>	A	A	H	H	H
<i>absorption/oxidation</i>	A	-	H	L	L
<i>dry sorption/reaction</i>	A	-	L	L	L
<i>membrane permeation</i>	A	A	L	H	L
<i>adsorption</i>	A	A	L	L	L
<i>methanation</i>	-	A	L	L	-

A = Applicable, H = High, L = Low

Batas kapasitas = 20 MMSCFD, batas acid gas partial pressures = 200 psia

Berdasarkan data pabrik OLNG yang akan diproyeksikan, terdapat senyawa H₂S dan CO₂ sebagai *impurities* pada bahan baku. Kemudian dengan kapasitas produksi sebesar 700 MMSCFD yang berdasarkan literatur masuk kedalam kategori *high* dan dengan estimasi acid gas partial pressures adalah sebesar 118 psia dimana berdasarkan literatur masuk kedalam kategori *low*. Berdasarkan uraian dapat diambil kesimpulan bahwa proses yang sesuai dengan pabrik OLNG yang diproyeksikan adalah proses *alkanolamines absorption*. (Kohl and Nielsen 1997)

Setelah menentukan proses yang akan digunakan, diperlukan pemilihan absorben yang akan digunakan. Absorben adalah cairan yang dapat melarutkan bahan yang akan diabsorpsi pada permukaannya, baik secara fisika ataupun dengan reaksi

kimia. Pada proses *alkanolamines absorption* ini untuk menghilangkan gas asam digunakan senyawa alkanolamin sebagai pelarut/absorben. Beberapa pilihan senyawa yang dapat digunakan yakni monoethanolamin (MEA), diethanolamin (DEA), diglycolamin (DGA), diisopropanolamin (DIPA) dan methyldiethanolamin (MDEA). Diantara senyawa-senyawa tersebut, senyawa yang dapat digunakan dalam produksi LNG untuk memenuhi spesifikasi CO₂ sebesar 50 ppm adalah DGA atau *activated* MDEA. (Mokhatab, Poe dan Mak 2015)

Dalam pemilihan absorben faktor yang paling menentukan selain kemampuan senyawa untuk mengabsorpsi adalah faktor ekonomi. Berikut ini perbandingan antara absorben DGA dan *activated* MDEA.

Tabel III.3.Perbandingan Absorben DGA dan aMDEA

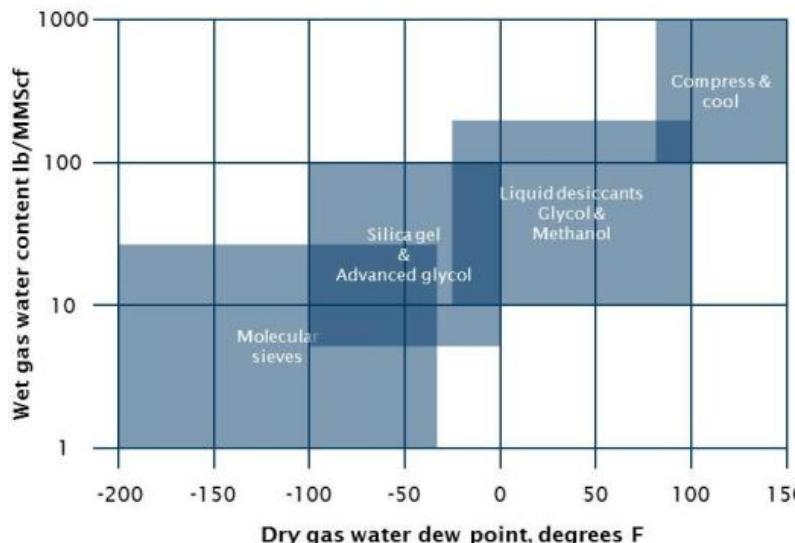
Keterangan	DGA	<i>activated</i> MDEA
<i>Circulation Rate</i> , GPM	2750	1915
<i>Reboiler Duty</i> , MMBTU/hr	128	102
<i>Power Consumption</i> , HP	2250	1750
<i>Solution Strength</i> , % wt	45	45
<i>Rich Loading</i> , mol/mol	0,35	0,4
<i>Solvent Cost</i> , \$/gal	20,7	17,8
<i>Solvent First Fill</i> , \$MM	1,153	0,69
<i>Solvent Losses</i> , \$MM/yr	0,058	0,05
<i>Power</i> , \$MM/yr	1,083	0,843
<i>Steam</i> , \$MM/yr	7,509	5,989
<i>License Fee</i> , \$MM	-	-
OPEX, \$MM/yr	8,651	6,883
CAPEX, \$MM	87	79.9

Dikarenakan *activate* MDEA memiliki nilai CAPEX dan OPEX yang relatif lebih rendah dari DGA, maka absorben yang dipilih

adalah *activated* MDEA yang diaktivasi dengan menggunakan senyawa piperazine. (Habibullah 2017)

III.1.3. Dehidrasi

Proses dehidrasi gas alam adalah penghilangan kandungan air (*water content*) yang ikut bersama aliran gas yang dapat dilakukan dengan menggunakan prinsip absorpsi atau adsorpsi. Pada proses dehidrasi, khususnya pada pemrosesan gas alam terdapat beberapa pilihan yang dapat digunakan. Pada pemilihan proses dehidrasi yang akan digunakan, perlu ditinjau diantara kemampuan dari setiap pilihan untuk mengambil kandungan air dari gas yang dialirkan dan spesifikasi produk yang diinginkan.



Gambar III.2.Pemilihan Proses Dehidrasi

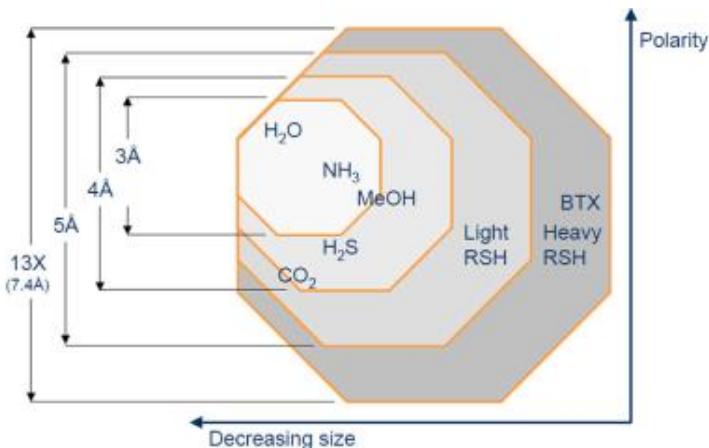
Berdasarkan **Gambar III.2** dikarenakan produk yang kita inginkan membutuhkan suhu yang sangat rendah yaitu suhu setelah proses

liquefaction yaitu sekitar -250°F , maka dapat ditentukan bahwa proses dehidrasi yang paling sesuai untuk dehidrasi adalah menggunakan *molecular sieve*. (Olijhoek and Leeuw 2015)

Molecular sieve adalah suatu metoda pengeringan gas dengan menggunakan media solid sebagai pengering. Prinsipnya adalah penyerapan air secara adsorpsi oleh media solid tersebut. Berikut ini merupakan tipe-tipe *molecular sieve* yang dapat digunakan.

Tables 7-2 Most Common Types of Molecular Sieves (Angstrom = 10^{-10} m)

Zeolite Type	Cation	Nominal Pore Size (\AA)	Measured Pore Size (\AA)
A	K	3	3.3
	Na	4	3.9
	Ca	5	4.3
X	Na	10	7.4–12.5



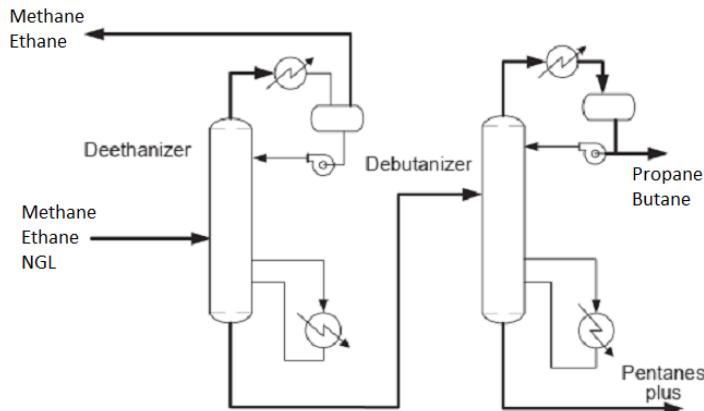
Gambar III.3.Tipe-Tipe Molecular Sieve Berdasarkan Ukuran Pori dan Kegunaannya

Berdasarkan **Gambar III.3** dengan tujuan proses dehidrasi yaitu menghilangkan kandungan air maka tipe dan nominal ukuran pori

dari *molecular sieve* yang cocok adalah tipe 4A. (Mokhatab, Poe dan Mak 2015)

III.1.4. Fraksinasi

Tujuan dari proses fraksinasi adalah untuk memisahkan gas alam yang terdiri dari banyak komponen hidrokarbon (C1, C2, C3, C4, dan C5+) yang nantinya akan dijadikan produk yang berbeda-beda yang masing-masing memiliki nilai jual tersendiri. Dengan pabrik OLNG yang diproyeksikan akan memproduksi LNG dan LPG, maka hanya akan digunakan dua kolom fraksinasi, yaitu *deethanizer* dan *debutanizer*. *Deethanizer* berfungsi sebagai pemisah komponen C2 (etana) dan komponen hidrokarbon yang lebih ringan dengan komponen C3 (propana) dan komponen hidrokarbon yang lebih berat. Sedangkan *debutanizer* memiliki fungsi sebagai pemisah komponen C4 dan komponen hidrokarbon yang lebih ringan dengan komponen C5 dan komponen hidrokarbon yang lebih berat. (Mokhatab, Poe dan Mak 2015)



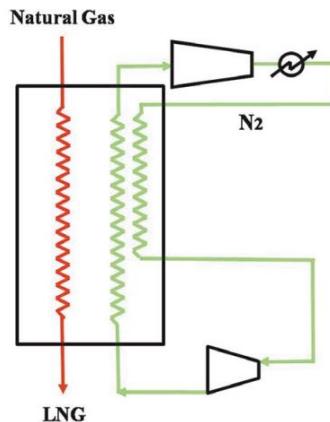
Gambar III.4.Skema Proses Fraksinasi Gas Alam

III.1.5. Liquefaction

Liquefaction adalah proses dimana zat-zat dalam fase gasnya diubah menjadi fase cair. Proses perubahan fase ini dapat disebabkan dari meningkatnya tekanan gas atau turunnya suhu yang menyebabkan molekul-molekulnya semakin berdekatan, dan menghilangkan energi yang cukup untuk membuatnya berubah dari gas ke fase cair. Proses *liquefaction* yang dapat digunakan untuk pabrik OLNG ini adalah dengan mendinginkan suhu dari gas alam, yang dapat juga disebut dengan proses refrigerasi. Refrigeran atau bahan pendingin adalah suatu zat atau campuran, biasanya berupa cairan, yang digunakan dalam suatu siklus pendinginan atau refrigerasi. Pada sebagian besar siklus, refrigeran mengalami perubahan wujud zat dari cairan menjadi gas dan kembali lagi. Berikut ini merupakan beberapa pilihan dari sistem refrigerasi yang dapat digunakan.

1) Nitrogen Recycle

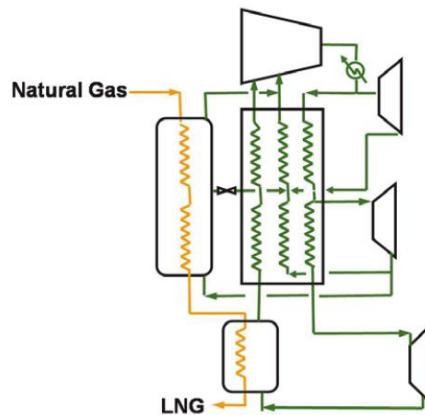
Proses ini adalah proses yang paling simpel, yaitu mendinginkan dan mengkondensasikan gas alam dengan dengan 1 komponen refrigeran yang gampang untuk dikompresi dan diekspansi dan mencapai suhu yang lebih rendah dari suhu *liquefaction*. Walaupun simpel, tapi proses ini tidak efisien. Efisiensi proses ini dapat dinaikkan dengan menambahkan menggunakan ekspansi multilevel.



Gambar III.5.Sistem Refrigerasi Nitrogen Recycle

2) *Pre-Cooled* Nitrogen

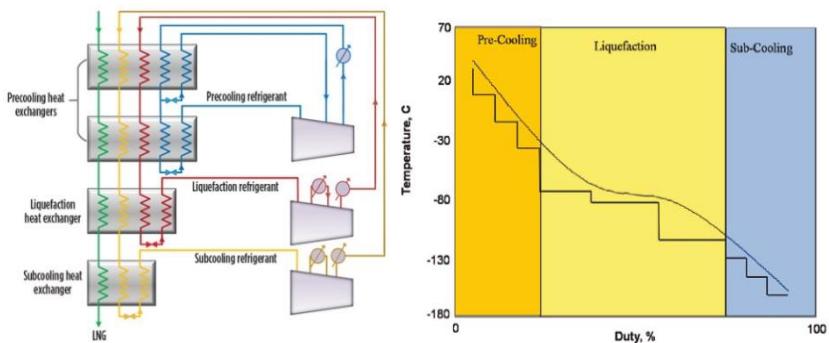
Proses ini mirip dengan proses nitrogen *recycle*, tetapi proses ini memiliki *expander* lebih dari satu *stage*. Proses ini memiliki efisiensi yang lebih tinggi, tetapi memiliki tingkat kompleks yang lebih tinggi dan biaya yang lebih tinggi juga.



Gambar III.6.Sistem Refrigerasi Pre-Cooled Nitrogen

3) Cascade Refrigeration

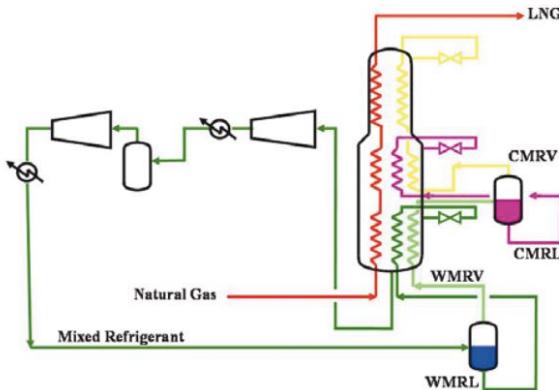
Cascade refrigeration adalah proses pendinginan dengan menggunakan beberapa komponen refrigeran tunggal dalam *loop* yang berbeda. Refrigeran yang digunakan biasanya propana, etana dan metana. Refrigeran dirangkai seri untuk mencapai suhu yang dibutuhkan untuk mencairkan gas alam.



Gambar III.7.Sistem Refrigerasi Cascade Refrigeration

4) Single Mixed Refrigerant

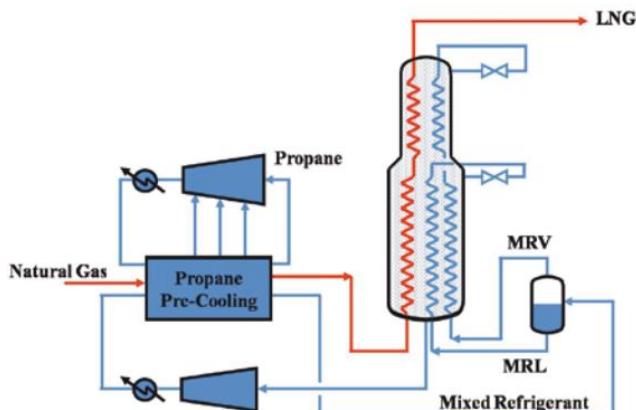
Refrigerasi SMR memiliki jumlah alat yang lebih sedikit dibanding dengan *cascade process*. SMR terdiri dari hidrokarbon dan nitrogen yang komposisinya telah dioptimisasi sedemikian rupa hingga sedekat mungkin dengan kurva pendinginan



Gambar III.8.Sistem Refrigerasi SMR

5) *Pre-Cooled Mixed Refrigerant*

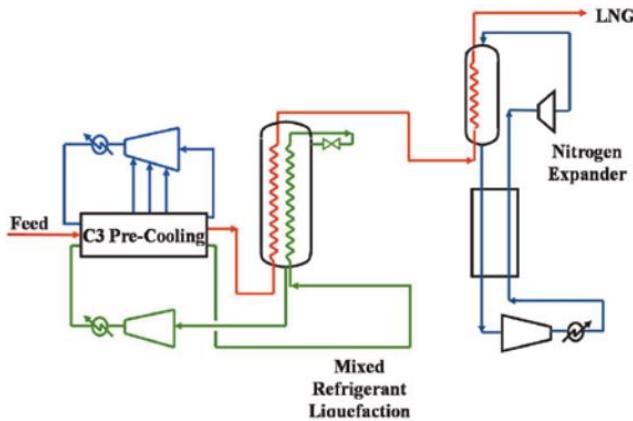
Proses ini mirip dengan proses SMR, tetapi sebelum didinginkan dengan *Mixed Refrigerant* (MR), gas alam di dinginkan di *pre-cooling system* terlebih dahulu. Jika dibandingkan dengan proses SMR, proses *pre-cooled mixed refrigerant* lebih memberikan efisiensi yang lebih tinggi dengan *cost* lebih rendah. Pada proses ini dapat digunakan dua tipe refrigeran untuk *pre-cooling system* yaitu refrigeran tunggal dan *mixed refrigerant*. Penggunaan refrigeran tunggal memiliki keuntungan yaitu prosesnya lebih simpel, namun suhu dari *pre-cooling* hanya dapat diubah dalam interval yang terbatas, refrigeran yang umum digunakan pada proses *liquefaction* LNG adalah propana (C3-MR). Sedangkan pada penggunaan *mixed refrigerant* (DMR) memiliki keuntungan yaitu lebih flexibel dalam menentukan suhu dari *pre-cooling*, tetapi proses ini sangat rumit.



Gambar III.9.Sistem Refrigerasi C3-MR

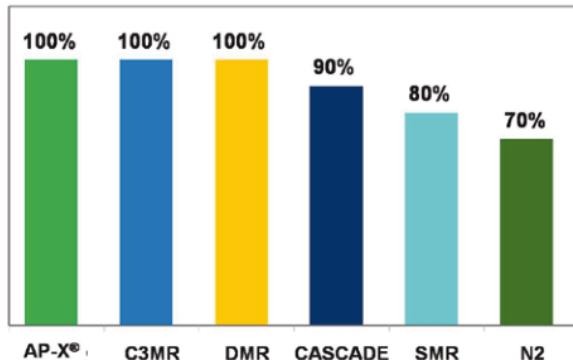
6) AP-X

Proses AP-X hampir sama seperti proses C3-MR hanya saja setelah direfrigerasi dengan MR, gas alam direfrigerasi kembali dengan proses *closed loop* nitrogen.



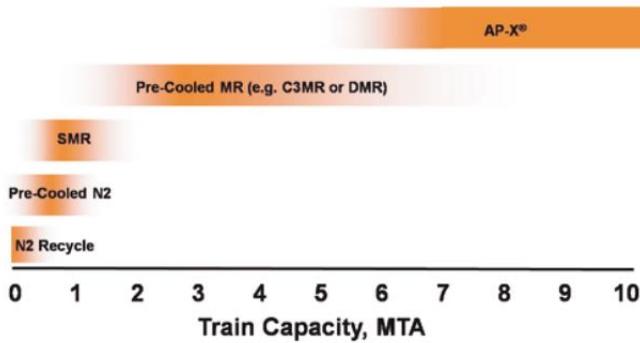
Gambar III.10.Sistem Refrigerasi AP-X

Diantara pilihan proses refrigerasi yang dapat digunakan, kemudian dilakukan perbandingan untuk memilih proses yang akan digunakan. Dari literatur didapatkan proses yang memiliki efisiensi terbaik yaitu proses AP-X, C3-MR dan DMR.



Gambar III.11.Perbandingan Efisiensi Sistem Refrigerasi

Kemudian berdasarkan literatur juga dapat dipilih mana proses refrigerasi yang paling cocok digunakan berdasarkan kapasitas. Dengan data efisiensi tiap prosesnya dan dengan proyeksi kapasitas pabrik adalah 700 MMSCFD (5.2 MTA) maka dari grafik didapatkan proses refrigerasi yang paling sesuai untuk *liquefaction* adalah C3-MR. (Bronfenbrenner, Pillarella and Solomon 2009)



Gambar III.12.Pemilihan Sistem Refrigerasi

III.1.6. Stabilisasi

Tujuan dari stabilisasi adalah untuk memisahkan light component (C1-C4, N₂, CO₂) yang tersisa dari proses sebelumnya sehingga kondensat yang sudah di stabilkan dapat disimpan di tangki bertekanan atmosferik, sehingga mudah dalam penyimpanannya, mudah dalam transportasi dan berbagai keuntungan lainnya. Ada dua pilihan proses untuk stabilisasi yaitu *cascade flash separation* dan *distillation separation*. *Cascade flash separation*, yang terdiri dari banyak kombinasi separator *flash* dan kompresor, proses ini memiliki efisiensi dan *yield* kondensat yang rendah. Proses ini memiliki keunggulan yaitu simpel, sehingga sering digunakan pada *offshore gas processing plant*. Sedangkan *distillation separation* merupakan proses yang kompleks dan lebih efisien dan pada umumnya digunakan pada *onshore gas processing plant*. Dengan proyeksi pabrik yang diproyeksikan adalah pabrik OLNG dengan letak proses stabilisasi pada FPSO yang memerlukan proses yang lebih sederhana, maka proses yang sesuai adalah menggunakan *cascade flash separation*. (Mokhatab, Poe dan Mak 2015)

III.2. Uraian Proses

III.2.1. Separasi

Unit separasi berfungsi sebagai pemisah pertama dari gas alam yang berasal dari sumur, masuk pada suhu 109,4°C dan tekanan 87,87 bar. Umpam ini dilewatkan ke *Inlet Gas Valve* (K-111) untuk mengurangi tekanannya hingga 16.94 bar. Kemudian gas didinginkan hingga suhu 40°C dengan *Inlet Gas Cooler* (E-112). Proses ini dilakukan karena memiliki beberapa keuntungan diantaranya mengurangi beban spesifikasi alat yang digunakan dengan menurunkan tekanan operasinya dan mengurangi total energi yang dibutuhkan untuk unit *acid gas removal*. Setelah keluar dari *Inlet Gas Cooler* (E-112) feed dipisahkan di *Inlet Gas Separator* (F-110) yang menggunakan asumsi $\Delta P = 0.07$ bar (1 psi). *Inlet Gas Separator* (F-110) adalah *flash separator* tiga fase yang memisahkan antara fase gas, minyak dan air. Aliran dengan fase gas kemudian dikirimkan ke unit *acid gas removal* melewati pipa sepanjang 100 km dengan *Inlet Gas Compressor* (G-113). Aliran fase minyak kemudian dikirimkan ke unit stabilisasi, dan fase airnya di-*inject* kembali ke dalam sumur.

III.2.2. Acid Gas Removal

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan komponen asam dan pengotor dalam gas alam yaitu komponen CO₂ dan H₂S. Hal tersebut dikarenakan CO₂ yang diperbolehkan menjadi produk LNG dibatasi sampai kurang dari 50 ppmv dan H₂S kurang dari 0,25 g/100 SCF. H₂S merupakan gas yang beracun dan korosif, sedangkan CO₂ jika berikatan dengan air akan membentuk asam karbonat yang korosif. Selain itu CO₂ juga memiliki titik beku yang lebih tinggi dibandingkan suhu LNG yaitu -56°C, sehingga harus dihilangkan agar tidak terjadi pembekuan. Berikut adalah proses penghilangan CO₂ dan H₂S.

Gas alam masuk ke bagian bawah menara *Amine Contactor* (D-210) pada suhu 41.18°C dan tekanan 16.25 bar.

Sedangkan larutan *amine* (aMDEA) yang digunakan yaitu dengan konsentrasi 35 % berat MDEA dan 5 % berat Piperazine dengan *amine strength* total 40 %. Pelarut masuk melalui bagian atas menara dengan suhu 35°C. Gas alam yang telah bersih dari CO₂ dan H₂S diproses lebih lanjut di unit dehidrasi.

Larutan *amine* yang telah menyerap CO₂ meninggalkan kolom *absorber* melewati bagian bawah *absorber*, kemudian dialirkan ke *Amine Contactor Level Controller Valve* (K-211) untuk mengatur level di *contactor* dan menurunkan tekanan hingga 3.15 bar. Selanjutnya larutan *amine* dialirkan ke *Amine Flash Tank* (F-212) sehingga senyawa hidrokarbon yang terlarut pada *amine* dapat diuapkan dan kemudian dijadikan *fuel gas*. Larutan *amine* yang banyak mengandung *acid gas (rich amine)* yang keluar dari bawah *Amine Flash Tank* (F-212) dilewatkhan ke *Rich/Lean Amine Heat Exchanger* (E-213) untuk menaikkan temperatur hingga 98.89°C dengan media pemanas larutan *amine* yang telah dibersihkan dari *acid gas (Lean Amine)* pada *Amine Regenerator* (D-214).

Rich amine setelah masuk dari dalam kolom *Amine Regenerator* (D-215) dan dipanaskan oleh *Amine Regeneration Reboiler* (E-216). CO₂, H₂S, uap air, dan sebagian kecil uap *amine* yang keluar melalui puncak menara regenerator dilewatkhan pada *Amine Regeneration Condenser* (E-215) dengan media air pendingin. Campuran gas dan liquid yang terbentuk dipisahkan oleh *Amine Regeneration Reflux Drum* (F-216). Cairan dari *Amine Regeneration Reflux Drum* dipompa oleh *Amine Regeneration Pump* (L-217) sebagai *refluks* untuk menara *Amine Regeneration Column*, sedangkan *gas CO₂* dan H₂S dialirkan ke *Thermal Oxidizer* untuk diproses lebih lanjut. Larutan *amine* yang telah bersih dari *acid gas* keluar dari bagian bawah kolom *Amine Regeneration Column* lalu dialirkan pada alat penukar panas *Rich/Lean Amine Heat Exchanger* (E-213) untuk didinginkan dengan media pendinginnya adalah *rich amine* yang akan masuk ke menara *Amine Regeneration Column*. Setelah mengalami

pendinginan oleh *Rich/Lean Amine Heat Exchanger* (E-213), aliran *amine* kemudian masuk ke dalam *Amine Surge Tank* (F-219), tempat menambahkan *makeup amine* dimana mengganti sedikit *amine* yang hilang terbawa *acid gas* keluar dari menara atas *Amine Regeneration Column*. Keluar dari *Amine Surge Tank*, *amine* dipompakan oleh *Lean Amine Pump* (L-2110) hingga tekanan 16.25 bar lalu didinginkan oleh *Amine Cooler* (E-2110) sampai temperatur 35°C yang akan menjadi umpan pada kolom *Absorber Column*.

III.2.3. Dehidrasi

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan kandungan air yang terdapat di dalam gas umpan. Hal tersebut dikarenakan air yang diperbolehkan terkandung dalam produk pada LNG yaitu kurang dari 1 ppm, sehingga adanya proses ini dapat menghindari terjadinya proses pembekuan, dimana titik beku air lebih tinggi dari suhu LNG yaitu 0°C.

Gas keluar dari unit *acid gas removal* masuk ke dalam *Molecular Sieve Column* (D-220 A/B/C/D). Kolom yang digunakan adalah berjumlah empat buah dengan pembagian tugas tiga kolom beroperasi, satu kolom sebagai regenerasi. Pada proses adsorpsi, gas dialirkan dari bagian atas kolom ke bagian bawah kolom dehidrasi. *Cycle time* untuk adsorpsi sekitar 5 jam. Gas yang sudah hilang kandungan airnya masuk ke unit fraksinasi dengan melewati *Outlet Dehydration Filter* (H-221). Filter ini berfungsi untuk menyaring *molecular sieve* agar tidak masuk ke unit fraksinasi.

Saat *molecular sieve* yang dipakai mencapai suatu keadaan jenuh, maka dibutuhkan suatu proses regenerasi untuk mengaktifkannya kembali. Proses regenerasi terdiri dari 4 proses yaitu *depressuring*, *heating*, *cooling*, dan *repressuring*. Proses *heating* dan *cooling* gas dialirkan dari bagian bawah kolom ke bagian atas kolom dehidrasi. *Depressuring* yaitu menurunkan tekanan dari kolom dengan residu gas. Setelah tekanan kolom

diturunkan, gas alam hasil *drying* dipisahkan sebagian lalu dipanaskan (*heating*) dengan *regen gas heater*. Kemudian dilewatkan ke kolom dehidrasi untuk menguapkan air yang jenuh di *molecular sieve*. Lalu air yang terbawa pada gas hasil regenerasi didinginkan (*cooling*) di *regen gas cooler* dan kemudian dipisahkan di *regen gas separator*. Aliran fase gas kemudian dikompres dan dikembalikan ke aliran masuk dari unit dehidrasi. Setelah itu kolom di kembalikan tekanannya ke tekanan semula untuk menjalankan proses seperti semula, berikut adalah tabel urutan proses dari *molecular sieve*.

Elapsed time	Bed A	Bed B	Bed C	Bed D
0:20	A	D	A	A
3:15	A	H	A	A
2:05	A	C	A	A
0:20	A	R	A	A
0:20	A	A	D	A
3:15	A	A	H	A
2:05	A	A	C	A
0:20	A	A	R	A
0:20	A	A	A	D
3:15	A	A	A	H
2:05	A	A	A	C
0:20	A	A	A	R
0:20	D	A	A	A
3:15	H	A	A	A
2:05	C	A	A	A
0:20	R	A	A	A

A, adsorption; C, cooling; R, repressuring; H, heating; D, depressuring.

Gambar III.13. Cycle Batch Time Unit Dehidrasi

III.2.4. Fraksinasi

Unit ini berfungsi untuk memisahkan LNG dengan komponen utama metana dari fraksi berat lainnya yaitu LPG dan *condensate*. Gas yang berasal dari unit dehidrasi didinginkan dan dicairkan terlebih dahulu dengan propana sebagai refrigeran

hingga suhunya -31.4°C dan aliran fase gas berubah menjadi campuran liquid dan gas. Selanjutnya aliran ini dialirkan ke dalam Kolom Pemisah *De-Ethanizer Column* (D-240) untuk memisahkan metana dan etana dari fraksi berat lainnya pada tekanan 13.8 bar. Fraksi etana ke atas akan keluar dari atas kolom sebagai *top product*. *Top product* dari kolom ini selanjutnya akan masuk ke unit *liquefaction*. Komponen yang lebih berat akan terakumulasi pada bagian bawah kolom dan menjadi *bottom product*. Produk bawah kolom *De-Ethanizer Column* akan keluar dari bagian bawah kolom dan dipanaskan pada *De-Ethanizer Reboiler* (E-242) dengan media pemanas steam. *Bottom product* yang menjadi uap dikembalikan kedalam kolom dan *bottom product* yang berfase liquid dialirkan menuju Kolom *De-Butanizer Column* (D-250) melewati *De-Butanizer Valve* (K-251) untuk menurunkan tekanannya sampai 6.2 bar.

Setelah melewati *De-Butanizer Valve*, aliran campuran liquid dan gas masuk ke *De-Butanizer Column* (D-250). Kolom ini merupakan kolom fraksinasi yang digunakan untuk memisahkan fraksi butana ke atas dari hidrokarbon berat lainnya. Gas yang keluar dari bagian atas *De-Butanizer Column* akan didinginkan dalam *De-Butanizer Condenser* (E-253) menggunakan air sebagai media pendingin. Aliran sebagian dialirkan kembali ke kolom sebagai *reflux* setelah melalui *De-Butanizer Accumulator*. Hasil produk atas *De-Butanizer Column* berupa LPG yang akan dimasukkan ke dalam *LPG Storage Tank* (F-255). Produk bawah *De-Butanizer Column* akan keluar dari bagian bawah kolom dan dipanaskan pada *De-Butanizer Reboiler* (E-252) dengan media pemanas steam. *Bottom product* yang menjadi uap dikembalikan kedalam kolom dan *bottom product* yang berfase liquid dialirkan menuju *Condensate Storage Tank* (F-258).

III.2.5. Liquefaction

Unit ini berfungsi untuk mencairkan gas alam hingga menjadi LNG. Proses *liquefaction* pada pabrik ini adalah C3-MR, yaitu *pre-cooling* dengan propana dan *liquefaction* dengan *mixed refrigerant* dengan komposisi nitrogen, metana, etana, dan propana yang diatur sedemikian rupa sehingga mempunyai *bubble point* cukup rendah, panas penguapan yang besar, sehingga mempunyai efektivitas tinggi.

Setelah umpan masuk dari *De-Ethanizer* didinginkan terlebih dahulu dengan dengan propana hingga suhu -31.4°C oleh *propane heat exchanger* dan keluar sebagai *top product*, gas alam dicairkan di dalam *main cryogenic heat exchanger* (E-260). Setelah itu gas dipisah di *LNG flash drum* (E-2611) lalu dikirimkan ke *LNG storage tank* (F-2612). Untuk *propane cycle*, propana keluar dari *propane heat exchanger* masuk ke dalam *propane separator* untuk memastikan tidak ada cairan yang masuk ke *propane compressor*. Lalu tekanannya dinaikkan dengan *propane compressor* yang terdiri dari tiga *stage compressor* hingga 13.17 bar. Selanjutnya gas yang meningkat suhunya hasil proses kompresi didinginkan oleh *propane cooler* hingga suhu 37.8°C. Keluar dari *propane cooler* tekanannya diturunkan dengan JT-valve sehingga suhunya turun akibat proses ekspansi. Kemudian dikembalikan lagi ke *propane heat exchanger* untuk bertukar panas dengan aliran gas.

Pada *mixed refrigerant cycle* adalah sebagai berikut, *mixed refrigerant* didinginkan terlebih dahulu pada *propane heat exchanger*. Keluar dari *propane exchanger*, *mixed refrigerant* dipisahkan di *mixed refrigerant flash drum*. Keduanya masuk dari bagian bawah MCHE untuk didinginkan, lalu fase liquid keluar dan masuk lagi ke bagian tengah MCHE melewati JT-valve untuk diturunkan tekanannya, dan fase gas keluar dan masuk lagi ke bagian atas MCHE melewati JT-valve untuk diturunkan tekanannya kembali. Setelah itu *mixed refrigerant* keluar dari bagian bawah MCHE dan masuk ke *mixed refrigerant separator*.

Keluar dari *separator*, *mixed refrigerant* dikompres hingga tekanan 51.43 bar dengan *mixed refrigerant compressor* yang juga terdiri dari tiga *stage compressor* dan didinginkan dengan hingga 37.8°C oleh *mixed refrigerant cooler*. Kemudian *mixed refrigerant* dikembalikan lagi ke *propane heat exchanger* untuk di *pre-cooling* kembali.

III.2.6. Stabilisasi

Unit ini berfungsi untuk menstabilkan *condensate (oil)* agar dapat disimpan di dalam tangki bertekanan atmosferik. Proses yang digunakan pada unit ini adalah *cascade flash separator*. Fase minyak dari *Inlet Gas Separator* (F-110) diturunkan tekanannya hingga 7.91 bar dengan *HP Separator Valve* (K-121), lalu akan terbentuk aliran dua fase yang kemudian dipisahkan di *HP Separator* (F-120). Fase liquidnya diturunkan kembali tekanannya hingga 3.08 bar dengan *MP Separator Valve* (K-122), lalu akan terbentuk aliran dua fase kembali yang kemudian dipisahkan di *MP Separator* (F-123). Fase liquid dari *MP Separator* diturunkan kembali tekanannya hingga 1.84 bar dengan *LP Separator Valve* (K-124), lalu akan terbentuk aliran dua fase kembali yang kemudian dipisahkan di *MP Separator* (F-125). Produk fase gas dari tiap *separator* yang didominasi komponen hidrokarbon ringan kemudian digunakan sebagai *fuel gas*. Sedangkan produk berupa kondensat didinginkan terlebih dahulu oleh *condensate cooler* (E-126), lalu dikirimkan menuju ke *condensate storage tank* (F-127).

BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1. Neraca Massa

Kapasitas produksi : 700 MMSCFD

Ditetapkan hari kerja : 1 tahun = 330 hari
1 hari = 24 jam

Basis perhitungan : 1 jam operasi

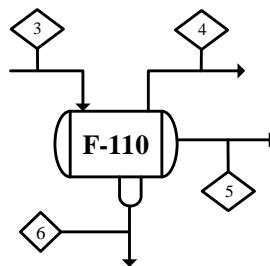
Feed gas alam : 34864958 mol/jam

Tabel IV.1.Komposisi Gas Alam (Feed)

Komponen	Fraksi Mol	BM	Mol (kmol)	Massa (kg)	Fraksi Massa
N ₂	0.00916	28.01	319.36	8946.47	0.01194
CO ₂	0.09121	44.01	3180.03	139952.61	0.18676
CH ₄	0.79997	16.04	27890.92	447447.34	0.59710
C ₂ H ₆	0.04209	30.07	1467.47	44126.18	0.05888
C ₃ H ₈	0.01484	44.10	517.40	22815.36	0.03045
i-C ₄ H ₁₀	0.00291	58.12	101.46	5897.03	0.00787
n-C ₄ H ₁₀	0.00140	58.12	48.81	2837.06	0.00379
i-C ₅ H ₁₂	0.00184	72.15	64.15	4628.55	0.00618
n-C ₅ H ₁₂	0.00154	72.15	53.69	3873.90	0.00517

n-C ₆ H ₁₄	0.00226	86.18	78.79	6790.31	0.00906
n-C ₇ H ₁₆	0.01447	100.20	504.50	50552.53	0.06746
H ₂ S	0.00001	34.08	0.35	11.88	0.00002
H ₂ O	0.01830	18.02	638.03	11494.27	0.01534
Total	1.00000		34864.96	749373.47	1.00000

1. Inlet Separator (F-110)



Fungsi :

Untuk memisahkan vapor, liquid 1 dan liquid 2 aliran yang keluar dari sumur gas alam (source gas).

Kondisi operasi :

Suhu : 39.95°C

Tekanan : 16.18 bar

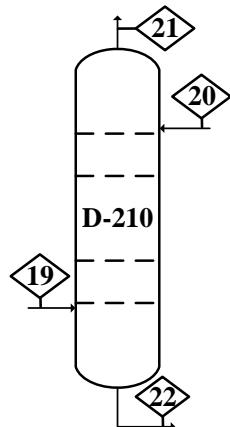
Tabel IV.2.Neraca Massa Inlet Separator

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 3	kg	xi	1	Arus 4	kg	xi
	N ₂	8946.47	0.012		N ₂	8945.07	0.012
	CO ₂	139952.61	0.187		CO ₂	139791.92	0.194
	CH ₄	447447.34	0.597		CH ₄	447233.01	0.620

	C ₂ H ₆	44126.18	0.059		C ₂ H ₆	44027.67	0.061
	C ₃ H ₈	22815.36	0.030		C ₃ H ₈	22655.59	0.031
	i-C ₄ H ₁₀	5897.03	0.008		i-C ₄ H ₁₀	5802.94	0.008
	n-C ₄ H ₁₀	2837.06	0.004		n-C ₄ H ₁₀	2775.76	0.004
	i-C ₅ H ₁₂	4628.55	0.006		i-C ₅ H ₁₂	4405.47	0.006
	n-C ₅ H ₁₂	3873.90	0.005		n-C ₅ H ₁₂	3636.37	0.005
	n-C ₆ H ₁₄	6790.31	0.009		n-C ₆ H ₁₄	5725.03	0.008
	n-C ₇ H ₁₆	50552.53	0.067		n-C ₇ H ₁₆	33490.88	0.046
	H ₂ S	11.88	0.000		H ₂ S	11.85	0.000
	H ₂ O	11494.27	0.015		H ₂ O	2993.42	0.004
	TOTAL	749373.47	1.00		TOTAL	721494.98	1.00
				2	Arus 5	kg	xi
					N ₂	1.38	0.000
					CO ₂	150.55	0.008
					CH ₄	214.33	0.011
					C ₂ H ₆	98.50	0.005
					C ₃ H ₈	159.78	0.008
					i-C ₄ H ₁₀	94.08	0.005
					n-C ₄ H ₁₀	61.30	0.003
					i-C ₅ H ₁₂	223.08	0.012
					n-C ₅ H ₁₂	237.52	0.012
					n-C ₆ H ₁₄	1065.29	0.055
					n-C ₇ H ₁₆	17061.65	0.881
					H ₂ S	0.03	0.000
					H ₂ O	3.69	0.000

				TOTAL	19371.18	1.00
3	Arus 6	kg	xi			
	N ₂	0.02	0.000			
	CO ₂	10.14	0.001			
	CH ₄	0.00	0.000			
	C ₂ H ₆	0.00	0.000			
	C ₃ H ₈	0.00	0.000			
	i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000			
	n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000			
	i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000			
	n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000			
	n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000			
	n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000			
	H ₂ S	0.00	0.000			
	H ₂ O	8497.16	0.999			
	TOTAL	8507.32	1.00			
TOTAL	749373.47			TOTAL	749373.47	

2. Amine Contactor (D-210)



Fungsi :

Untuk memisahkan CO₂ dan H₂S dari source gas.

Kondisi operasi :

Suhu atas	: 35°C
Suhu bawah	: 41.18°C
Tekanan	: 16.18 bar

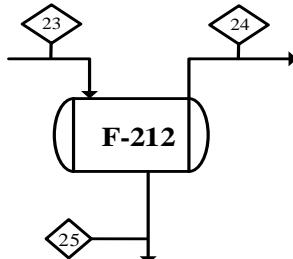
Tabel IV.3.Neraca Massa Amine Contactor

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 19	kg	xi	1	Arus 21	kg	xi
	N ₂	8945.07	0.012		N ₂	8941.93	0.015
	CO ₂	139791.92	0.194		CO ₂	43.49	0.000
	CH ₄	447233.01	0.620		CH ₄	446807.61	0.770
	C ₂ H ₆	44027.67	0.061		C ₂ H ₆	43953.43	0.076
	C ₃ H ₈	22655.59	0.031		C ₃ H ₈	22618.82	0.039
	i-C ₄ H ₁₀	5802.94	0.008		i-C ₄ H ₁₀	5789.04	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	2775.76	0.004		n-C ₄ H ₁₀	2771.24	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	4405.47	0.006		i-C ₅ H ₁₂	4296.40	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	3636.37	0.005		n-C ₅ H ₁₂	3630.41	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	5725.03	0.008		n-C ₆ H ₁₄	5715.40	0.010
	n-C ₇ H ₁₆	33490.88	0.046		n-C ₇ H ₁₆	33428.55	0.058
	H ₂ S	11.85	0.000		H ₂ S	0.00	0.000

	H ₂ O	2993.42	0.004		H ₂ O	1898.88	0.003
					MDEA	0.26	0.000
					Piperazine	0.33	0.000
	TOTAL	721494.98	1.00		TOTAL	579895.80	1.00
2	Arus 20	kg	xi	2	Arus 22	kg	xi
	N ₂	0.00	0.000		N ₂	3.13	0.000
	CO ₂	1521.86	0.001		CO ₂	141270.29	0.066
	CH ₄	0.00	0.000		CH ₄	425.40	0.000
	C ₂ H ₆	0.00	0.000		C ₂ H ₆	74.24	0.000
	C ₃ H ₈	0.00	0.000		C ₃ H ₈	36.76	0.000
	i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000		i-C ₄ H ₁₀	13.90	0.000
	n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000		n-C ₄ H ₁₀	4.52	0.000
	i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000		i-C ₅ H ₁₂	109.08	0.000
	n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000		n-C ₅ H ₁₂	5.97	0.000
	n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000		n-C ₆ H ₁₄	9.62	0.000
	n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000		n-C ₇ H ₁₆	62.34	0.000
	H ₂ S	0.01	0.000		H ₂ S	11.86	0.000
	H ₂ O	1194830.13	0.599		H ₂ O	1195924.68	0.560
	MDEA	697872.00	0.350		MDEA	697871.74	0.327
	Piperazine	99696.00	0.050		Piperazine	99695.67	0.047
	TOTAL	1993920.00	1.00		TOTAL	2135519.18	1.00

TOTAL	2715415.0	TOTAL	2715415.0
--------------	------------------	--------------	------------------

3. Rich Amine Flash Drum (F-212)



Fungsi :

Untuk memisahkan gas yang terlarut dalam pelarut (amine).

Kondisi operasi :

Suhu : 68.5°C

Tekanan : 3.08 bar

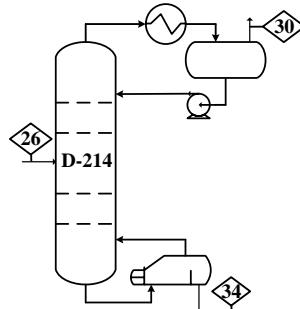
Tabel IV.4.Neraca Massa Rich Amine Flash Drum

Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 23	kg	xi	1	Arus 24	kg	xi
	N ₂	3.13	0.000		N ₂	2.70	0.002
	CO ₂	141270.29	0.066		CO ₂	472.47	0.426
	CH ₄	425.40	0.000		CH ₄	378.58	0.342
	C ₂ H ₆	74.24	0.000		C ₂ H ₆	63.44	0.057
	C ₃ H ₈	36.76	0.000		C ₃ H ₈	31.76	0.029
	i-C ₄ H ₁₀	13.90	0.000		i-C ₄ H ₁₀	11.59	0.010

n-C ₄ H ₁₀	4.52	0.000	n-C ₄ H ₁₀	3.90	0.004
i-C ₅ H ₁₂	109.08	0.000	i-C ₅ H ₁₂	6.99	0.006
n-C ₅ H ₁₂	5.97	0.000	n-C ₅ H ₁₂	5.30	0.005
n-C ₆ H ₁₄	9.62	0.000	n-C ₆ H ₁₄	8.77	0.008
n-C ₇ H ₁₆	62.34	0.000	n-C ₇ H ₁₆	57.64	0.052
H ₂ S	11.86	0.000	H ₂ S	0.03	0.000
H ₂ O	1195924.68	0.560	H ₂ O	64.81	0.058
MDEA	697871.74	0.327	MDEA	0.03	0.000
Piperazine	99695.67	0.047	Piperazine	0.00	0.000
TOTAL	2135519.18	0.63	TOTAL	1108.01	1.00
			2 Arus 25	kg	xi
			N ₂	0.43	0.000
			CO ₂	140797.81	0.066
			CH ₄	46.82	0.000
			C ₂ H ₆	10.81	0.000
			C ₃ H ₈	5.01	0.000
			i-C ₄ H ₁₀	2.31	0.000
			n-C ₄ H ₁₀	0.62	0.000
			i-C ₅ H ₁₂	102.08	0.000
			n-C ₅ H ₁₂	0.67	0.000
			n-C ₆ H ₁₄	0.85	0.000

			n-C ₇ H ₁₆	4.70	0.000
			H ₂ S	11.82	0.000
			H ₂ O	1195859.87	0.560
			MDEA	697871.71	0.327
			Piperazine	99695.67	0.047
			TOTAL	2134411.17	1.00
TOTAL	2135519.2		TOTAL	2135519.2	

4. Amine Regenerator (D-214)



Fungsi :

Meregenerasi pelarut (amine), memisahkan sebagian besar CO₂ dan H₂S dari pelarut (amine).

Kondisi operasi :

Suhu : 98.89°C

Tekanan : 2.39 bar

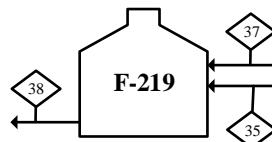
Tabel IV.5.Neraca Massa Amine Regenerator

Masuk (Kg)	Keluar (Kg)

1	Arus 26	kg	xi	1	Arus 30	kg	xi
	N ₂	0.43	0.000		N ₂	0.43	0.000
	CO ₂	140797.81	0.066		CO ₂	139118.84	0.977
	CH ₄	46.82	0.000		CH ₄	46.82	0.000
	C ₂ H ₆	10.81	0.000		C ₂ H ₆	10.81	0.000
	C ₃ H ₈	5.01	0.000		C ₃ H ₈	5.01	0.000
	i-C ₄ H ₁₀	2.31	0.000		i-C ₄ H ₁₀	2.31	0.000
	n-C ₄ H ₁₀	0.62	0.000		n-C ₄ H ₁₀	0.62	0.000
	i-C ₅ H ₁₂	102.08	0.000		i-C ₅ H ₁₂	102.08	0.001
	n-C ₅ H ₁₂	0.67	0.000		n-C ₅ H ₁₂	0.67	0.000
	n-C ₆ H ₁₄	0.85	0.000		n-C ₆ H ₁₄	0.85	0.000
	n-C ₇ H ₁₆	4.70	0.000		n-C ₇ H ₁₆	4.70	0.000
	H ₂ S	11.82	0.000		H ₂ S	11.81	0.000
	H ₂ O	1195859.87	0.560		H ₂ O	3085.17	0.022
	MDEA	697871.71	0.327		MDEA	0.00	0.000
	Piperazine	99695.67	0.047		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	2134411.17	1.00		TOTAL	142390.11	1.00
				2	Arus 34	kg	xi
					N ₂	0.00	0.000
					CO ₂	1678.97	0.001
					CH ₄	0.00	0.000

			C ₂ H ₆	0.00	0.000
			C ₃ H ₈	0.00	0.000
			i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
			n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
			i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000
			n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000
			n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000
			n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000
			H ₂ S	0.01	0.000
			H ₂ O	1192774.70	0.599
			MDEA	697871.71	0.350
			Piperazine	99695.67	0.050
			TOTAL	1992021.06	1.00
TOTAL	2134411.2		TOTAL	2134411.2	

5. Amine Surge Tank (F-219)



Fungsi :

Menambahkan H₂O, MDEA dan Piperazine ke dalam aliran pelarut (amine).

Kondisi operasi :

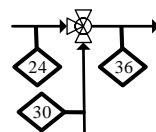
Suhu : 86.8°C
 Tekanan : 1.63 bar

Tabel IV.6.Neraca Massa Amine Surge Tank

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 35	kg	xi	1	Arus 38	kg	xi
	N ₂	0.00	0.000		N ₂	0.00	0.000
	CO ₂	1678.97	0.001		CO ₂	1678.97	0.001
	CH ₄	0.00	0.000		CH ₄	0.00	0.000
	C ₂ H ₆	0.00	0.000		C ₂ H ₆	0.00	0.000
	C ₃ H ₈	0.00	0.000		C ₃ H ₈	0.00	0.000
	i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000		i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
	n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000		n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
	i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000		i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000
	n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000		n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000
	n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000		n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000
	n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000		n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000
	H ₂ S	0.01	0.000		H ₂ S	0.01	0.000
	H ₂ O	1192774.70	0.599		H ₂ O	1194673.01	0.599
	MDEA	697871.71	0.350		MDEA	697872.00	0.350
	Piperazine	99695.67	0.050		Piperazine	99696.00	0.050

	TOTAL	1992021.06	1.00		TOTAL	1993920.00	1.00
2	Arus 37	kg	xi				
	H ₂ O	1898.31214	1.000				
	MDEA	0.29212993	0.000				
	Piperazine	0.33411358	0.000				
	TOTAL	1898.94	1.00				
	TOTAL	1993920.0			TOTAL	1993920.0	

6. Mixing Point to Thermal Oxidizer



Fungsi :

Untuk menyatukan aliran Acid Gas menuju Thermal Oxidizer.

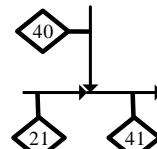
Tabel IV.7.Neraca Massa Mixing Point to Thermal Oxidizer

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 24	Kg	xi	1	Arus 36	kg	xi
	N ₂	2.70	0.002		N ₂	3.13	0.000
	CO ₂	472.47	0.426		CO ₂	139591.31	0.973
	CH ₄	378.58	0.342		CH ₄	425.40	0.003
	C ₂ H ₆	63.44	0.057		C ₂ H ₆	74.24	0.001

	C ₃ H ₈	31.76	0.029		C ₃ H ₈	36.76	0.000
	i-C ₄ H ₁₀	11.59	0.010		i-C ₄ H ₁₀	13.90	0.000
	n-C ₄ H ₁₀	3.90	0.004		n-C ₄ H ₁₀	4.52	0.000
	i-C ₅ H ₁₂	6.99	0.006		i-C ₅ H ₁₂	109.08	0.001
	n-C ₅ H ₁₂	5.30	0.005		n-C ₅ H ₁₂	5.97	0.000
	n-C ₆ H ₁₄	8.77	0.008		n-C ₆ H ₁₄	9.62	0.000
	n-C ₇ H ₁₆	57.64	0.052		n-C ₇ H ₁₆	62.34	0.000
	H ₂ S	0.03	0.000		H ₂ S	11.84	0.000
	H ₂ O	64.81	0.058		H ₂ O	3149.97	0.022
	MDEA	0.03	0.000		MDEA	0.03	0.000
	Piperazine	0.00	0.000		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	1108.01	1.00		TOTAL	143498.12	1.00
2	Arus 30	Kg	xi				
	N ₂	0.43	0.000				
	CO ₂	139118.84	0.977				
	CH ₄	46.82	0.000				
	C ₂ H ₆	10.81	0.000				
	C ₃ H ₈	5.01	0.000				
	i-C ₄ H ₁₀	2.31	0.000				
	n-C ₄ H ₁₀	0.62	0.000				
	i-C ₅ H ₁₂	102.08	0.001				

n-C ₅ H ₁₂	0.67	0.000			
n-C ₆ H ₁₄	0.85	0.000			
n-C ₇ H ₁₆	4.70	0.000			
H ₂ S	11.81	0.000			
H ₂ O	3085.17	0.022			
MDEA	0.00	0.000			
Piperazine	0.00	0.000			
TOTAL	142390.11	1.00			
TOTAL	143498.1		TOTAL	143498.1	

7. Mixing Point to Molecular Sieve Column



Fungsi :

Untuk menggabungkan gas dari regenerasi Molecular Sieve Column.

Tabel IV.8.Neraca Massa Mixing Point to Molecular Sieve Column

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 21	kg	xi	1	Arus 41	kg	xi
	N ₂	8941.78	0.015		N ₂	15544.28	0.016

	CO ₂	43.49	0.000		CO ₂	75.59	0.000
	CH ₄	446811.51	0.770		CH ₄	776683.62	0.775
	C ₂ H ₆	43953.81	0.076		C ₂ H ₆	76377.09	0.076
	C ₃ H ₈	22619.07	0.039		C ₃ H ₈	39264.95	0.039
	i-C ₄ H ₁₀	5789.10	0.010		i-C ₄ H ₁₀	10029.82	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	2771.27	0.005		n-C ₄ H ₁₀	4795.23	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	4296.44	0.007		i-C ₅ H ₁₂	7388.75	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	3630.44	0.006		n-C ₅ H ₁₂	6223.62	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	5715.45	0.010		n-C ₆ H ₁₄	9558.86	0.010
	n-C ₇ H ₁₆	33428.87	0.058		n-C ₇ H ₁₆	52879.61	0.053
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	1898.86	0.003		H ₂ O	2847.42	0.003
	MDEA	0.26	0.000		MDEA	0.27	0.000
	Piperazine	0.33	0.000		Piperazine	0.47	0.000
	TOTAL	579900.70	1.00		TOTAL	1001669.58	1.00
2	Arus 40	kg	xi				
	N ₂	6602.50	0.016				
	CO ₂	32.10	0.000				
	CH ₄	329872.11	0.782				
	C ₂ H ₆	32423.28	0.077				
	C ₃ H ₈	16645.88	0.039				

i-C ₄ H ₁₀	4240.71	0.010				
n-C ₄ H ₁₀	2023.96	0.005				
i-C ₅ H ₁₂	3092.31	0.007				
n-C ₅ H ₁₂	2593.18	0.006				
n-C ₆ H ₁₄	3843.41	0.009				
n-C ₇ H ₁₆	19450.74	0.046				
H ₂ S	0.00	0.000				
H ₂ O	948.56	0.002				
MDEA	0.00	0.000				
Piperazine	0.14	0.000				
TOTAL	421768.88	1.00				
TOTAL	1001669.6			TOTAL	1001669.6	

8. Molecular Sieve Column (D-220)



Fungsi :

Untuk menjerap kandungan H₂O pada gas

Kondisi operasi :

Suhu : 45.1°C

Tekanan : 16.18 bar

Tabel IV.9.Molecular Sieve Column

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 41	kg	xi	1	Arus 42	kg	xi
	N ₂	15544.28	0.016		N ₂	15544.28	0.016
	CO ₂	75.59	0.000		CO ₂	75.59	0.000
	CH ₄	776683.62	0.775		CH ₄	776683.62	0.778
	C ₂ H ₆	76377.09	0.076		C ₂ H ₆	76377.09	0.076
	C ₃ H ₈	39264.95	0.039		C ₃ H ₈	39264.95	0.039
	i-C ₄ H ₁₀	10029.82	0.010		i-C ₄ H ₁₀	10029.82	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	4795.23	0.005		n-C ₄ H ₁₀	4795.23	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	7388.75	0.007		i-C ₅ H ₁₂	7388.75	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	6223.62	0.006		n-C ₅ H ₁₂	6223.62	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	9558.86	0.010		n-C ₆ H ₁₄	9558.86	0.010
	n-C ₇ H ₁₆	52879.61	0.053		n-C ₇ H ₁₆	52879.61	0.053
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	2847.42	0.003		H ₂ O	0.00	0.000
	MDEA	0.27	0.000		MDEA	0.27	0.000
	Piperazine	0.47	0.000		Piperazine	0.47	0.000
	TOTAL	1001669.58	1.00		TOTAL	998822.16	1.00
				2	Akumulasi	kg	xi

				H ₂ O	2847.42	1.000
				TOTAL	2847.42	1.00
	TOTAL	1001669.6		TOTAL	1001669.6	

9. Regenerasi Molecular Sieve



Fungsi :

Untuk meregenerasi molecular sieve yang telah jenuh.

Kondisi operasi :

Suhu : 260°C

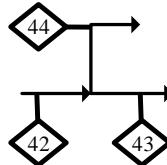
Tekanan : 15.64 bar

Tabel IV.10.Neraca Massa Regenerasi Molecular Sieve

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 45	kg	xi	1	Arus 46	kg	xi
	N ₂	6637.61	0.007		N ₂	6637.61	0.016
	CO ₂	32.28	0.000		CO ₂	32.28	0.000
	CH ₄	331653.71	0.331		CH ₄	331653.71	0.776
	C ₂ H ₆	32613.98	0.033		C ₂ H ₆	32613.98	0.076
	C ₃ H ₈	16766.63	0.017		C ₃ H ₈	16766.63	0.039

	i-C ₄ H ₁₀	4282.86	0.004		i-C ₄ H ₁₀	4282.86	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	2047.62	0.002		n-C ₄ H ₁₀	2047.62	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	3155.09	0.003		i-C ₅ H ₁₂	3155.09	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	2657.57	0.003		n-C ₅ H ₁₂	2657.57	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	4081.76	0.004		n-C ₆ H ₁₄	4081.76	0.010
	n-C ₇ H ₁₆	22580.26	0.023		n-C ₇ H ₁₆	22580.26	0.053
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	0.00	0.000		H ₂ O	949.04	0.002
	MDEA	0.11	0.000		MDEA	0.11	0.000
	Piperazine	0.20	0.000		Piperazine	0.20	0.000
	TOTAL	426509.66	0.43		TOTAL	427458.71	1.00
2	Akumulasi	kg	xi				
	H ₂ O	949.04	1.000				
	TOTAL	949.04	1.00				
	TOTAL	427458.7			TOTAL	427458.7	

10. Splitter Regenerasi Molecular Sieve



Fungsi :

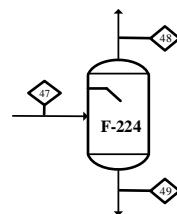
Untuk memisahkan sebagian gas untuk regenerasi Molecular Sieve.

Tabel IV.11.Neraca Massa Splitter Regenerasi Molecular Sieve

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 42	kg	xi	1	Arus 44	kg	xi
	N ₂	15544.28	0.016		N ₂	6637.61	0.016
	CO ₂	75.59	0.000		CO ₂	32.28	0.000
	CH ₄	776683.62	0.778		CH ₄	331653.71	0.778
	C ₂ H ₆	76377.09	0.076		C ₂ H ₆	32613.98	0.076
	C ₃ H ₈	39264.95	0.039		C ₃ H ₈	16766.63	0.039
	i-C ₄ H ₁₀	10029.82	0.010		i-C ₄ H ₁₀	4282.86	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	4795.23	0.005		n-C ₄ H ₁₀	2047.62	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	7388.75	0.007		i-C ₅ H ₁₂	3155.09	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	6223.62	0.006		n-C ₅ H ₁₂	2657.57	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	9558.86	0.010		n-C ₆ H ₁₄	4081.76	0.010
	n-C ₇ H ₁₆	52879.61	0.053		n-C ₇ H ₁₆	22580.26	0.053
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	0.00	0.000		H ₂ O	0.00	0.000
	MDEA	0.27	0.000		MDEA	0.11	0.000
	Piperazine	0.47	0.000		Piperazine	0.20	0.000
	TOTAL	998822.16	1.00		TOTAL	426509.66	1.00
				2	Arus 43	kg	xi

			N ₂	8906.68	0.016
			CO ₂	43.31	0.000
			CH ₄	445029.92	0.778
			C ₂ H ₆	43763.11	0.076
			C ₃ H ₈	22498.32	0.039
			i-C ₄ H ₁₀	5746.96	0.010
			n-C ₄ H ₁₀	2747.61	0.005
			i-C ₅ H ₁₂	4233.66	0.007
			n-C ₅ H ₁₂	3566.06	0.006
			n-C ₆ H ₁₄	5477.11	0.010
			n-C ₇ H ₁₆	30299.35	0.053
			H ₂ S	0.00	0.000
			H ₂ O	0.00	0.000
			MDEA	0.15	0.000
			Piperazine	0.27	0.000
			TOTAL	572312.50	1.00
	TOTAL	998822.2		TOTAL	998822.2

11. Regen Gas Separator (F-224)



Fungsi :

Untuk memisahkan gas regenerasi dari air hasil adsorpsi.

Kondisi operasi :

Suhu : 35°C

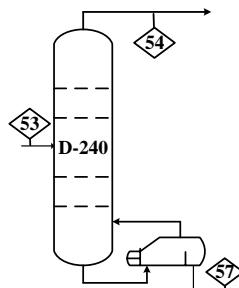
Tekanan : 14.16 bar

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 47	kg	xi	1	Arus 48	kg	xi
	N ₂	6637.61	0.016		N ₂	6637.37	0.016
	CO ₂	32.28	0.000		CO ₂	32.27	0.000
	CH ₄	331653.71	0.776		CH ₄	331615.90	0.782
	C ₂ H ₆	32613.98	0.076		C ₂ H ₆	32595.67	0.077
	C ₃ H ₈	16766.63	0.039		C ₃ H ₈	16735.78	0.039
	i-C ₄ H ₁₀	4282.86	0.010		i-C ₄ H ₁₀	4264.26	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	2047.62	0.005		n-C ₄ H ₁₀	2035.40	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	3155.09	0.007		i-C ₅ H ₁₂	3111.04	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	2657.57	0.006		n-C ₅ H ₁₂	2609.38	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	4081.76	0.010		n-C ₆ H ₁₄	3870.43	0.009
	n-C ₇ H ₁₆	22580.26	0.053		n-C ₇ H ₁₆	19550.15	0.046
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000

	H ₂ O	949.04	0.002		H ₂ O	948.76	0.002
	MDEA	0.11	0.000		MDEA	0.00	0.000
	Piperazine	0.20	0.000		Piperazine	0.14	0.000
	TOTAL	427458.71	1.00		TOTAL	424006.54	1.00
				2	Arus 49	kg	xi
					N ₂	0.24	0.000
					CO ₂	0.01	0.000
					CH ₄	37.80	0.011
					C ₂ H ₆	18.31	0.005
					C ₃ H ₈	30.85	0.009
					i-C ₄ H ₁₀	18.60	0.005
					n-C ₄ H ₁₀	12.23	0.004
					i-C ₅ H ₁₂	44.05	0.013
					n-C ₅ H ₁₂	48.19	0.014
					n-C ₆ H ₁₄	211.32	0.061
					n-C ₇ H ₁₆	3030.11	0.878
					H ₂ S	0.00	0.000
					H ₂ O	0.29	0.000
					MDEA	0.11	0.000
					Piperazine	0.07	0.000
					TOTAL	3452.17	1.00

TOTAL	427458.7	TOTAL	427458.7
-------	----------	-------	----------

12. De-Ethanizer Column (D-240)



Fungsi :

Memisahkan etana dan fraksi yang lebih ringan dari campuran senyawa fraksi berat lain dengan distilasi.

Kondisi operasi :

Suhu : -32.8°C

Tekanan : 13.8 bar

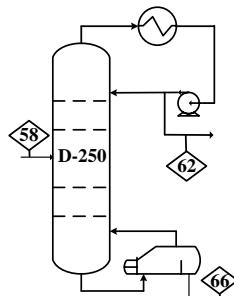
Tabel IV.12.Neraca Massa De-Ethanizer Column

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 53	kg	xi	1	Arus 54	kg	xi
N ₂	8906.68	0.016		N ₂	8906.68	0.017	
	43.31	0.000			43.31	0.000	
	445029.92	0.778			445029.92	0.847	
	43763.11	0.076			43746.29	0.083	
	22498.32	0.039			19731.51	0.038	

	i-C ₄ H ₁₀	5746.96	0.010		i-C ₄ H ₁₀	3861.09	0.007
	n-C ₄ H ₁₀	2747.61	0.005		n-C ₄ H ₁₀	1530.18	0.003
	i-C ₅ H ₁₂	4233.66	0.007		i-C ₅ H ₁₂	1167.24	0.002
	n-C ₅ H ₁₂	3566.06	0.006		n-C ₅ H ₁₂	705.14	0.001
	n-C ₆ H ₁₄	5477.11	0.010		n-C ₆ H ₁₄	270.22	0.001
	n-C ₇ H ₁₆	30299.35	0.053		n-C ₇ H ₁₆	345.32	0.001
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	0.00	0.000		H ₂ O	0.00	0.000
	MDEA	0.15	0.000		MDEA	0.00	0.000
	Piperazine	0.27	0.000		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	572312.50	1.00		TOTAL	525336.90	1.00
				2	Arus 57	kg	xi
					N ₂	0.00	0.000
					CO ₂	0.00	0.000
					CH ₄	0.00	0.000
					C ₂ H ₆	16.81	0.000
					C ₃ H ₈	2766.81	0.059
					i-C ₄ H ₁₀	1885.87	0.040
					n-C ₄ H ₁₀	1217.42	0.026
					i-C ₅ H ₁₂	3066.42	0.065
					n-C ₅ H ₁₂	2860.92	0.061

			n-C ₆ H ₁₄	5206.89	0.111
			n-C ₇ H ₁₆	29954.03	0.638
			H ₂ S	0.00	0.000
			H ₂ O	0.00	0.000
			MDEA	0.15	0.000
			Piperazine	0.27	0.000
			TOTAL	46975.60	1.00
TOTAL	572312.5		TOTAL	572312.5	

13. De-Butanizer Column (D-250)



Fungsi :

Memisahkan propana dan butana, dari campuran senyawa fraksi berat lain dengan distilasi.

Kondisi operasi :

Suhu : 122.7°C

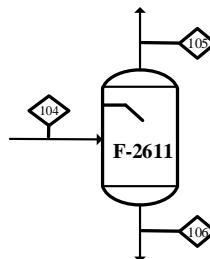
Tekanan : 7.51 bar

Tabel IV.13.Neraca Massa De-Butanizer Column

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 58	kg	xi	1	Arus 62	kg	xi
	N ₂	0.00	0.000		N ₂	0.00	0.000
	CO ₂	0.00	0.000		CO ₂	0.00	0.000
	CH ₄	0.00	0.000		CH ₄	0.00	0.000
	C ₂ H ₆	16.78	0.000		C ₂ H ₆	16.78	0.003
	C ₃ H ₈	2767.37	0.059		C ₃ H ₈	2767.34	0.471
	i-C ₄ H ₁₀	1886.35	0.040		i-C ₄ H ₁₀	1885.02	0.321
	n-C ₄ H ₁₀	1217.76	0.026		n-C ₄ H ₁₀	1196.42	0.204
	i-C ₅ H ₁₂	3067.54	0.065		i-C ₅ H ₁₂	9.80	0.002
	n-C ₅ H ₁₂	2861.92	0.061		n-C ₅ H ₁₂	0.87	0.000
	n-C ₆ H ₁₄	5208.85	0.111		n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000
	n-C ₇ H ₁₆	29965.55	0.638		n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	0.00	0.000		H ₂ O	0.00	0.000
	MDEA	0.16	0.000		MDEA	0.00	0.000
	Piperazine	0.27	0.000		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	46992.55	1.00		TOTAL	5876.24	1.000
				2	Arus 66	kg	xi
					N ₂	0.00	0.000

			CO₂	0.00	0.000
			CH₄	0.00	0.000
			C₂H₆	0.00	0.000
			C₃H₈	0.03	0.000
			i-C₄H₁₀	1.33	0.000
			n-C₄H₁₀	21.34	0.001
			i-C₅H₁₂	3057.74	0.074
			n-C₅H₁₂	2861.05	0.070
			n-C₆H₁₄	5208.85	0.127
			n-C₇H₁₆	29965.55	0.729
			H₂S	0.00	0.000
			H₂O	0.00	0.000
			MDEA	0.16	0.000
			Piperazine	0.27	0.000
			TOTAL	41116.31	1.00
	TOTAL	46992.55		TOTAL	46992.55

14. LNG Flash Drum (F-2611)



Fungsi :

Untuk memisahkan gas hasil ekspansi dari LNG Valve.

Kondisi operasi :

Suhu : -164°C

Tekanan : 1.01 bar

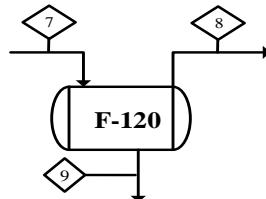
Tabel IV.14.Neraca Massa LNG Flash Drum

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 104	kg	xi	1	Arus 105	kg	xi
	N ₂	8906.68	0.017		N ₂	1824.50	0.324
	CO ₂	43.31	0.000		CO ₂	0.00	0.000
	CH ₄	445029.92	0.847		CH ₄	3803.96	0.676
	C ₂ H ₆	43746.29	0.083		C ₂ H ₆	0.56	0.000
	C ₃ H ₈	19731.51	0.038		C ₃ H ₈	0.00	0.000
	i-C ₄ H ₁₀	3861.09	0.007		i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
	n-C ₄ H ₁₀	1530.18	0.003		n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
	i-C ₅ H ₁₂	1167.24	0.002		i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000
	n-C ₅ H ₁₂	705.14	0.001		n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000
	n-C ₆ H ₁₄	270.22	0.001		n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000
	n-C ₇ H ₁₆	345.32	0.001		n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000

	H ₂ O	0.00	0.000		H ₂ O	0.00	0.000
	MDEA	0.00	0.000		MDEA	0.00	0.000
	Piperazine	0.00	0.000		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	525336.90	1.00		TOTAL	5629.03	1.00
				2	Arus 106	kg	xi
					N ₂	7082.18	0.014
					CO ₂	43.31	0.000
					CH ₄	441225.96	0.849
					C ₂ H ₆	43745.73	0.084
					C ₃ H ₈	19731.51	0.038
					i-C ₄ H ₁₀	3861.09	0.007
					n-C ₄ H ₁₀	1530.18	0.003
					i-C ₅ H ₁₂	1167.24	0.002
					n-C ₅ H ₁₂	705.14	0.001
					n-C ₆ H ₁₄	270.22	0.001
					n-C ₇ H ₁₆	345.32	0.001
					H ₂ S	0.00	0.000
					H ₂ O	0.00	0.000
					MDEA	0.00	0.000
					Piperazine	0.00	0.000
					TOTAL	519707.86	1.00

TOTAL	525336.9	TOTAL	525336.9
--------------	-----------------	--------------	-----------------

15. HP Separator (F-120)



Fungsi :

Untuk memisahkan hidrokarbon ringan pada kondensat

Kondisi operasi :

Suhu : 38.9°C

Tekanan : 7.9 bar

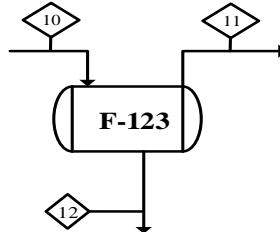
Tabel IV.15.Neraca Massa HP Separator

1	Masuk (Kg)			Keluar (Kg)			
	Arus 7	kg	xi	1	Arus 8	kg	xi
	N ₂	1.38	0.000		N ₂	1.12	0.005
	CO ₂	150.55	0.008		CO ₂	54.64	0.228
	CH ₄	214.33	0.011		CH ₄	121.63	0.508
	C ₂ H ₆	98.50	0.005		C ₂ H ₆	20.76	0.087
	C ₃ H ₈	159.78	0.008		C ₃ H ₈	12.02	0.050
	i-C ₄ H ₁₀	94.08	0.005		i-C ₄ H ₁₀	3.12	0.013
	n-C ₄ H ₁₀	61.30	0.003		n-C ₄ H ₁₀	1.49	0.006
	i-C ₅ H ₁₂	223.08	0.012		i-C ₅ H ₁₂	2.33	0.010

n-C ₅ H ₁₂	237.52	0.012	n-C ₅ H ₁₂	1.91	0.008	
n-C ₆ H ₁₄	1065.29	0.055	n-C ₆ H ₁₄	2.91	0.012	
n-C ₇ H ₁₆	17061.81	0.881	n-C ₇ H ₁₆	16.39	0.068	
H ₂ S	0.03	0.000	H ₂ S	0.01	0.000	
H ₂ O	3.69	0.000	H ₂ O	1.23	0.005	
TOTAL	19371.35	1.00	TOTAL	239.54	1.00	
			2	Arus 9	kg xi	
				N ₂	0.27	0.000
				CO ₂	95.91	0.005
				CH ₄	92.70	0.005
				C ₂ H ₆	77.75	0.004
				C ₃ H ₈	147.76	0.008
				i-C ₄ H ₁₀	90.97	0.005
				n-C ₄ H ₁₀	59.81	0.003
				i-C ₅ H ₁₂	220.75	0.012
				n-C ₅ H ₁₂	235.61	0.012
				n-C ₆ H ₁₄	1062.39	0.056
				n-C ₇ H ₁₆	17045.41	0.891
				H ₂ S	0.03	0.000
				H ₂ O	2.46	0.000
				TOTAL	19131.82	1.00

TOTAL	19371.4		TOTAL	19371.4	
--------------	----------------	--	--------------	----------------	--

16. MP Separator (F-123)



Fungsi :

Untuk memisahkan hidrokarbon ringan pada kondensat .

Kondisi operasi :

Suhu : 37.8°C

Tekanan : 3.01 bar

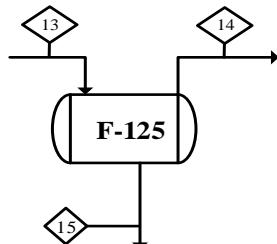
Tabel IV.16.Neraca Massa MP Separator

Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 10	kg	xi	1	Arus 11	kg	xi
	N ₂	0.27	0.000		N ₂	0.24	0.001
	CO ₂	95.91	0.005		CO ₂	48.67	0.240
	CH ₄	92.70	0.005		CH ₄	65.57	0.323
	C ₂ H ₆	77.75	0.004		C ₂ H ₆	25.02	0.123
	C ₃ H ₈	147.76	0.008		C ₃ H ₈	18.20	0.090
	i-C ₄ H ₁₀	90.97	0.005		i-C ₄ H ₁₀	4.98	0.025
	n-C ₄ H ₁₀	59.81	0.003		n-C ₄ H ₁₀	2.40	0.012

i-C ₅ H ₁₂	220.75	0.012	i-C ₅ H ₁₂	3.76	0.019
n-C ₅ H ₁₂	235.61	0.012	n-C ₅ H ₁₂	3.08	0.015
n-C ₆ H ₁₄	1062.39	0.056	n-C ₆ H ₁₄	4.60	0.023
n-C ₇ H ₁₆	17045.41	0.891	n-C ₇ H ₁₆	25.36	0.125
H ₂ S	0.03	0.000	H ₂ S	0.01	0.000
H ₂ O	2.46	0.000	H ₂ O	1.17	0.006
TOTAL	19131.82	1.00	TOTAL	203.06	1.00
			2 Arus 12	kg	xi
			N ₂	0.03	0.000
			CO ₂	47.24	0.002
			CH ₄	27.14	0.001
			C ₂ H ₆	52.73	0.003
			C ₃ H ₈	129.56	0.007
			i-C ₄ H ₁₀	85.98	0.005
			n-C ₄ H ₁₀	57.41	0.003
			i-C ₅ H ₁₂	217.00	0.011
			n-C ₅ H ₁₂	232.53	0.012
			n-C ₆ H ₁₄	1057.78	0.056
			n-C ₇ H ₁₆	17020.05	0.899
			H ₂ S	0.02	0.000
			H ₂ O	1.29	0.000

			TOTAL	18928.76	1.00
	TOTAL	19131.8		TOTAL	19131.8

17. LP Separator (F-125)



Fungsi :

Untuk memisahkan hidrokarbon ringan pada kondensat .

Kondisi operasi :

Suhu : 37.8°C

Tekanan : 1.77 bar

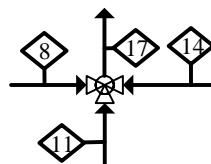
Tabel IV.17.Neraca Massa LP Separator

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 13	kg	xi	1	Arus 14	kg	xi
	N ₂	0.03	0.000		N ₂	0.02	0.000
	CO ₂	47.24	0.002		CO ₂	16.42	0.225
	CH ₄	27.14	0.001		CH ₄	15.11	0.208
	C ₂ H ₆	52.73	0.003		C ₂ H ₆	10.34	0.142
	C ₃ H ₈	129.56	0.007		C ₃ H ₈	8.66	0.119

i-C ₄ H ₁₀	85.98	0.005	i-C ₄ H ₁₀	2.45	0.034
n-C ₄ H ₁₀	57.41	0.003	n-C ₄ H ₁₀	1.19	0.016
i-C ₅ H ₁₂	217.00	0.011	i-C ₅ H ₁₂	1.87	0.026
n-C ₅ H ₁₂	232.53	0.012	n-C ₅ H ₁₂	1.53	0.021
n-C ₆ H ₁₄	1057.78	0.056	n-C ₆ H ₁₄	2.29	0.031
n-C ₇ H ₁₆	17020.05	0.899	n-C ₇ H ₁₆	12.50	0.172
H ₂ S	0.02	0.000	H ₂ S	0.00	0.000
H ₂ O	1.29	0.000	H ₂ O	0.41	0.006
TOTAL	18928.76	1.00	TOTAL	72.81	1.00
			2 Arus 15	kg	xi
			N ₂	0.01	0.000
			CO ₂	30.82	0.002
			CH ₄	12.03	0.001
			C ₂ H ₆	42.39	0.002
			C ₃ H ₈	120.90	0.006
			i-C ₄ H ₁₀	83.53	0.004
			n-C ₄ H ₁₀	56.21	0.003
			i-C ₅ H ₁₂	215.12	0.011
			n-C ₅ H ₁₂	231.00	0.012
			n-C ₆ H ₁₄	1055.50	0.056
			n-C ₇ H ₁₆	17007.55	0.902

				H ₂ S	0.02	0.000
				H ₂ O	0.88	0.000
				TOTAL	18855.95	1.00
	TOTAL	18928.8		TOTAL	18928.8	

18. Mixing Point Condensate Vapor



Fungsi :

Untuk menyatukan aliran hidrokarbon ringan untuk dijadikan Fuel Gas.

Tabel IV.18.Neraca Massa Mixing Point Condensate Vapor

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 8	kg	xi	1	Arus 17	kg	xi
	N ₂	1.12	0.005		N ₂	1.38	0.003
	CO ₂	54.64	0.228		CO ₂	119.73	0.232
	CH ₄	121.63	0.508		CH ₄	202.30	0.393
	C ₂ H ₆	20.76	0.087		C ₂ H ₆	56.12	0.109
	C ₃ H ₈	12.02	0.050		C ₃ H ₈	38.88	0.075
	i-C ₄ H ₁₀	3.12	0.013		i-C ₄ H ₁₀	10.55	0.020

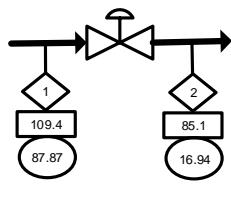
	n-C ₄ H ₁₀	1.49	0.006	n-C ₄ H ₁₀	5.09	0.010
	i-C ₅ H ₁₂	2.33	0.010	i-C ₅ H ₁₂	7.96	0.015
	n-C ₅ H ₁₂	1.91	0.008	n-C ₅ H ₁₂	6.52	0.013
	n-C ₆ H ₁₄	2.91	0.012	n-C ₆ H ₁₄	9.80	0.019
	n-C ₇ H ₁₆	16.39	0.068	n-C ₇ H ₁₆	54.26	0.105
	H ₂ S	0.01	0.000	H ₂ S	0.02	0.000
	H ₂ O	1.23	0.005	H ₂ O	2.81	0.005
	TOTAL	239.54	1.00	TOTAL	515.41	1.00
2	Arus 11	kg	xi			
	N ₂	0.24	0.001			
	CO ₂	48.67	0.240			
	CH ₄	65.57	0.323			
	C ₂ H ₆	25.02	0.123			
	C ₃ H ₈	18.20	0.090			
	i-C ₄ H ₁₀	4.98	0.025			
	n-C ₄ H ₁₀	2.40	0.012			
	i-C ₅ H ₁₂	3.76	0.019			
	n-C ₅ H ₁₂	3.08	0.015			
	n-C ₆ H ₁₄	4.60	0.023			
	n-C ₇ H ₁₆	25.36	0.125			
	H ₂ S	0.01	0.000			

	H ₂ O	1.17	0.006			
	TOTAL	203.06	1.00			
3	Arus 14	kg	xi			
	N ₂	0.02	0.000			
	CO ₂	16.42	0.225			
	CH ₄	15.11	0.208			
	C ₂ H ₆	10.34	0.142			
	C ₃ H ₈	8.66	0.119			
	i-C ₄ H ₁₀	2.45	0.034			
	n-C ₄ H ₁₀	1.19	0.016			
	i-C ₅ H ₁₂	1.87	0.026			
	n-C ₅ H ₁₂	1.53	0.021			
	n-C ₆ H ₁₄	2.29	0.031			
	n-C ₇ H ₁₆	12.50	0.172			
	H ₂ S	0.00	0.000			
	H ₂ O	0.41	0.006			
	TOTAL	72.81	1.00			
	TOTAL	515.4		TOTAL	515.4	

IV.2. Neraca Energi

1. Inlet Gas Valve (K-111)

Keterangan gambar :



Temperatur



Tekanan



Nomor Aliran



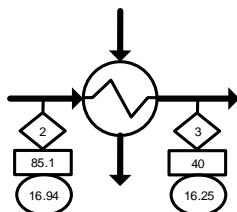
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan dari Source Gas.

Tabel IV.19.Neraca Energi Inlet Gas Valve (K-111)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<1>	-3743012489	<2>	-3743012489
Total	-3743012489	Total	-3743012489

2. Inlet Gas Cooler (E-112)



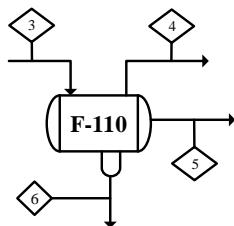
Fungsi :

Untuk menurunkan suhu dari Source Gas sehingga terbentuk aliran tiga fase.

Tabel IV.20. Neraca Energi Inlet Gas Cooler (E-112)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<2>	-3743012489	<3>	-3837998300
		Qc	94985811
Total	-3743012489	Total	-3743012489

3. Inlet Separator (F-110)



Fungsi :

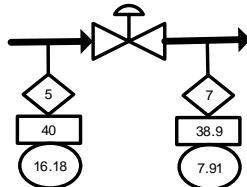
Untuk memisahkan vapor, liquid 1 dan liquid 2 aliran yang keluar dari sumur gas alam (source gas).

Tabel IV.21. Neraca Energi Inlet Separator (F-110)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<3>	-3837998300.1	<4>	-3658785138.4
		<5>	-44681960.4
		<6>	-134531201.3

Total	-3837998300.1	Total	-3837998300.1
-------	---------------	-------	---------------

4. HP Separator Valve (K-121)



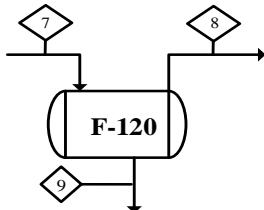
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan aliran minyak dari Inlet Gas Separator untuk membentuk aliran dua fase.

Tabel IV.22. Neraca Energi HP Separator Valve (K-121)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<5>	-44681960.397	<7>	-44681960.397
Total	-44681960.397	Total	-44681960.397

5. HP Separator (F-120)



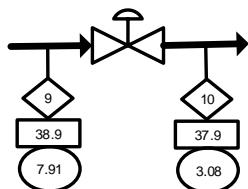
Fungsi :

Untuk memisahkan hidrokarbon ringan pada kondensat .

Tabel IV.23. Neraca Energi HP Separator (F-120)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<7>	-44681960.397	<8>	-1211878.165
		<9>	-43470082.232
Total	-44681960.397	Total	-44681960.397

6. MP Separator Valve (K-122)



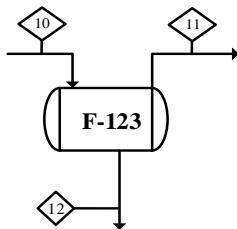
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan aliran liquid dari HP Separator untuk membentuk aliran dua fase.

Tabel IV.24. Neraca Energi MP Separator Valve (K-122)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<9>	-43470082.232	<10>	-43470082.232
Total	-43470082.232	Total	-43470082.232

7. MP Separator (F-123)



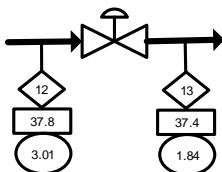
Fungsi :

Untuk memisahkan hidrokarbon ringan pada kondensat .

Tabel IV.25. Neraca Energi MP Separator (F-123)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<10>	-43470082.232	<11>	-954656.987
		<12>	-42515425.25
Total	-43470082.232	Total	-43470082.232

8. LP Separator Valve (K-124)



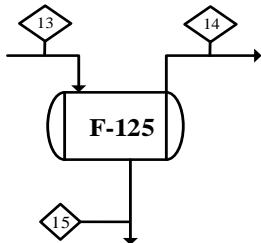
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan aliran liquid dari MP Separator untuk membentuk aliran dua fase.

Tabel IV.26. Neraca Energi LP Separator Valve (K-124)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<12>	-42515425.245	<13>	-42515425.245
Total	-42515425.245	Total	-42515425.245

9. LP Separator (F-125)



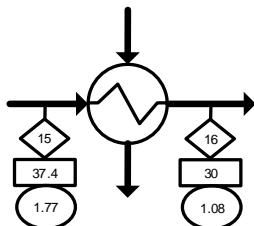
Fungsi :

Untuk memisahkan hidrokarbon ringan pada kondensat .

Tabel IV.27. Neraca Energi LP Separator (F-125)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<13>	-42515425.245	<14>	-314539.0161
		<15>	-42200886.229
Total	-42515425.245	Total	-42515425.245

10. Condensate Cooler (E-126)



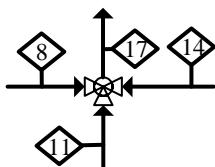
Fungsi :

Untuk menurunkan suhu pada produk kondensat.

Tabel IV.28. Neraca Energi Condensate Cooler (E-126)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<15>	-42200886.229	<16>	-42492410.668
		Qc	291524.4387
Total	-42200886.229	Total	-42200886.229

11. Mixing Point to Fuel Gas FPSO



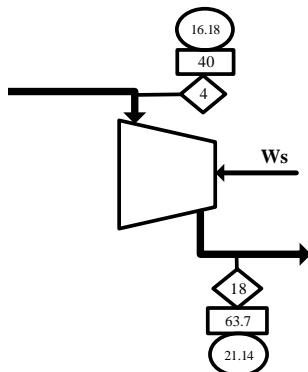
Fungsi :

Untuk menyatukan aliran hidrokarbon ringan untuk dijadikan Fuel Gas.

Tabel IV.29. Neraca Energi Mixing Point to Fuel Gas FPSO

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<8>	-1211878.165	<17>	-2481074
<11>	-954656.987		
<14>	-314539.02		
Total	-2481074.168	Total	-2481074.2

12. Inlet Gas Compressor (G-113)



Fungsi :

Untuk menaikkan tekanan aliran gas keluar dari Inlet Gas Separator.

Tabel IV.30. Neraca Energi Inlet Gas Compressor (G-113)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<4>	-3658785138.406	<18>	-3627554053

<Ws>	31231085.13		
Total	-3627554053.277	Total	-3627554053

13. Pipa 100 km

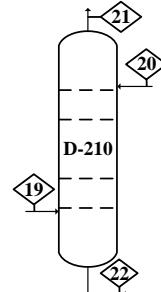
Fungsi :

Untuk menghubungkan aliran fluida dari FPSO menuju daratan.

Tabel IV.31. Neraca Energi Pipa 100 km

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<18>	-3627554053.277	<19>	-3644784934
		<Q pipa>	17230880.72
Total	-3627554053.277	Total	-3627554053.3

14. Amine Contactor (D-210)



Fungsi :

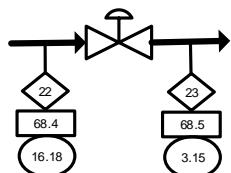
Untuk memisahkan CO₂ dan H₂S dari source gas.

Tabel IV.32. Neraca Energi Amine Contactor (D-210)

Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
----------------	-----------------

<19>	-3644784937.63	<21>	-2390560386
<20>	-21716806188.460	<22>	-22970668849
Q Reaksi	361890.906023502		
Total	-25361229235.182	Total	-25361229235.2

15. Amine Contactor Level Control Valve (K-211)



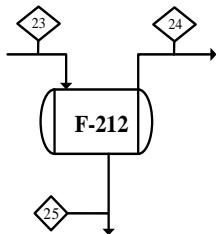
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan aliran liquid dari Amine Contactor untuk membentuk aliran dua fase.

Tabel IV.33. Neraca Energi Amine Contactor Level Control Valve (K-211)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<22>	-22970916639.097	<23>	-22970916639
Total	-22970916639.097	Total	-22970916639.097

16. Rich Amine Flash Drum (F-212)

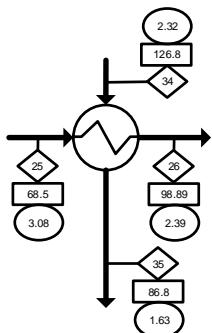


Fungsi :

Untuk memisahkan gas yang terlarut dalam pelarut (amine).

Tabel IV.34. Neraca Energi Rich Amine Flash Drum (F-212)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<23>	-22970916647.422	<24>	-7119462.011
		<25>	-22963797187
Total	-22970916647.422	Total	-22963797187.070

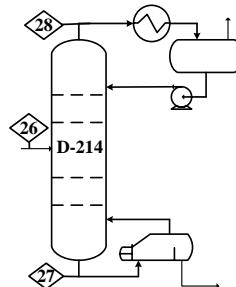
17. Rich/Lean Amine Heat Exchanger (E-213)**Fungsi :**

Untuk menukar panas aliran dari Rich Amine Flash Drum dengan aliran reboiler Amine Regenerator.

Tabel IV.35 Neraca Energi.Rich/Lean Amine Heat Exchanger (E-213)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<25>	-22963797187.070	<26>	-22662881885
<34>	-21029633800.02	<35>	-21330549104
Total	-43993430987.087	Total	-43993430988.614

18. Amine Regenerator (D-214)



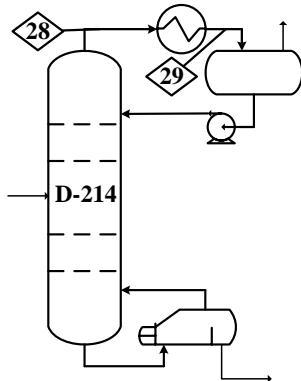
Fungsi :

Meregenerasi pelarut (amine), memisahkan sebagian besar CO₂ dan H₂S dari pelarut (amine).

Tabel IV.36. Neraca Energi Amine Regenerator (D-214)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<26>	-22662677450.922	<28>	-2457405288
<32>	-1413360181.66	<27>	-25113200746
<33>	-3495078443.27		
Q reaksi	510042.33		
Total	-27570606033.527	Total	-27570606033.527

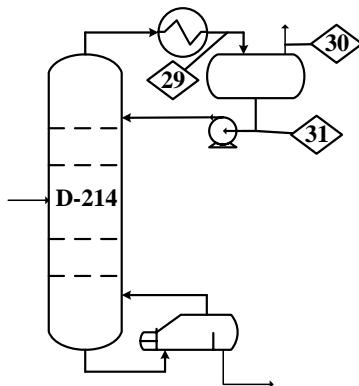
19. Amine Regeneration Condenser (E-215)



Tabel IV.37. Neraca Energi Amine Regeneration Condenser (E-215)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<28>	-2457405287.622	<29>	-2688812548
		<Qc>	231407260.525
Total	-2457405287.622	Total	-2457405287.622

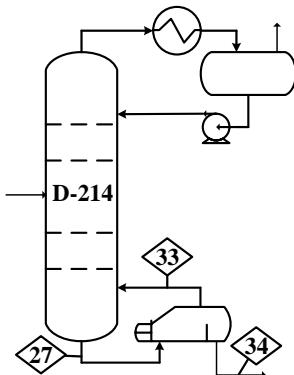
20. Amine Regeneration Reflux Drum (F-216)



Tabel IV.38. Neraca Energi Amine Regeneration Reflux Drum (F-216)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<29>	-2689909417.231	<30>	-1275780776
		<31>	-1414128641
Total	-2689909417.231	Total	-2689909417.231

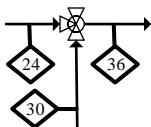
21. Amine Regeneration Reboiler (E-218)



Tabel IV.39. Neraca Energi Amine Regeneration Reboiler (E-218)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<27>	-21910783402.621	<33>	-19054963042
Qr	73678302.288	<34>	-2782142058
Total	-21837105100.333	Total	-21837105100.333

22. Mixing Point to Thermal Oxidizer



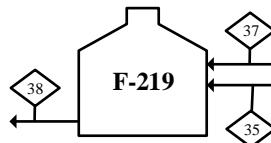
Fungsi :

Untuk menyatukan aliran Acid Gas menuju Thermal Oxidizer.

Tabel IV.40. Neraca Energi Mixing Point to Thermal Oxidizer

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<24>	-7119462.011	<36>	-1282571828
<30>	-1275452366.49		
Total	-1282571828.499	Total	-1282571828.499

23. Amine Surge Tank (F-219)



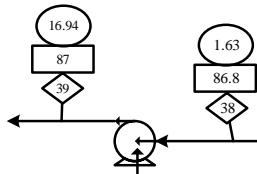
Fungsi :

Menambahkan H₂O, MDEA dan Piperazine ke dalam aliran pelarut (amine).

Tabel IV.41. Neraca Energi Amine Surge Tank (F-219)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<35>	-21330549103.726	<38>	-21355095544
<37>	-24546440.12		
Total	-21355095543.846	Total	-21355095543.846

24. Lean Amine Pump (L-2110)



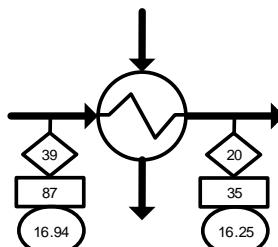
Fungsi :

Mengalirkan pelarut (amine) kedalam Amine Contactor.

Tabel IV.42. Neraca Energi Lean Amine Pump (L-2110)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<38>	-21355095543.846	<39>	-21351009527
<Qpump>	4086016.48		
Total	-21351009527.369	Total	-21351009527.369

25. Lean Amine Cooler (E-2111)



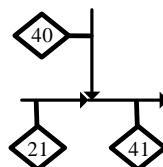
Fungsi :

Untuk menurunkan suhu pelarut (amine).

Tabel IV.43. Neraca Energi Lean Amine Cooler (E-2111)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<39>	-21351009527.369	<20>	-21714467458.673
		Qc	363457931.304
Total	-21351009527.369	Total	-21351009527.369

26. Mixing Point to Molecular Sieve Column



Fungsi :

Untuk menggabungkan gas dari regenerasi Molecular Sieve Column.

Tabel IV.44. Neraca Energi Mixing Point to Molecular Sieve Column

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<21>	-2390340319.855	<41>	-4131959632.211
<40>	-1741619312.36		
Total	-4131959632.211	Total	-4131959632.211

27. Molecular Sieve Column (D-220 A/B/C/D)



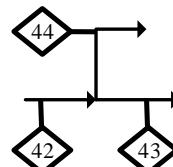
Fungsi :

Untuk menjerap kandungan H₂O pada gas umpan.

Tabel IV.45. Neraca Energi Molecular Sieve Column (D-220 A/B/C/D)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<41>	-4131959632.211	<42>	-4086677475.062
		water	-45282157.15
Total	-4131959632.211	Total	-4131959632.211

28. Separation Point Molecular Sieve



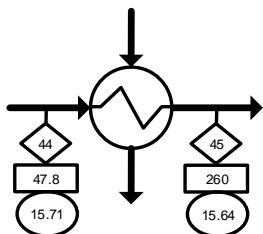
Fungsi :

Untuk memisahkan sebagian gas untuk regenerasi Molecular Sieve.

Tabel IV.46. Neraca Energi Separation Point Molecular Sieve

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<42>	-4086677475.062	<43>	-2342455448.649
		<44>	-1744222026
Total	-4086677475.062	Total	-4086677475.062

29. Regen Gas Heater (E-222)



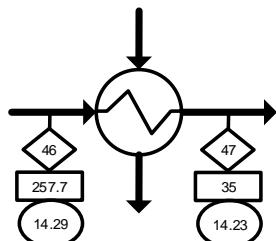
Fungsi :

Untuk menaikkan suhu gas untuk regenerasi Molecular Sieve.

Tabel IV.47. Neraca Energi Regen Gas Heater (E-222)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<44>	-1744222026.413	<45>	-1511077678.521
Qh	233144347.89		
Total	-1511077678.521	Total	-1511077678.521

30. Regen Gas Cooler (E-223)



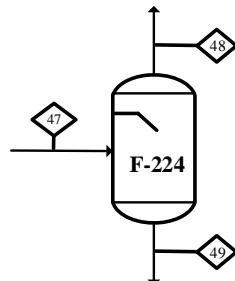
Fungsi :

Untuk menurunkan suhu gas dari regenerasi Molecular Sieve.

Tabel IV.48. Neraca Energi Regen Gas Cooler (E-223)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<46>	-1526170221.499	<47>	-1769890305.049
		Q col	243720083.5
Total	-1526170221.499	Total	-1526170221.499

31. Regen Gas Separator (F-224)



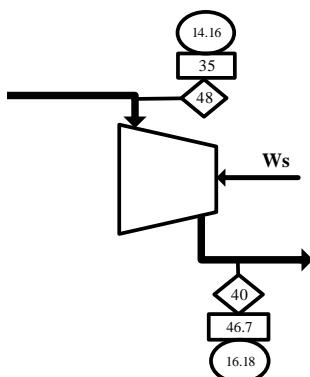
Fungsi :

Untuk memisahkan gas regenerasi dari air hasil adsorpsi.

Tabel IV.49. Neraca Energi Regen Gas Separator (F-224)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<47>	-1769890305.049	<48>	-1762088765.263
		<49>	-7801539.786
Total	-1769890305.049	Total	-1769890305.049

32. Regen Gas Compressor (G-225)

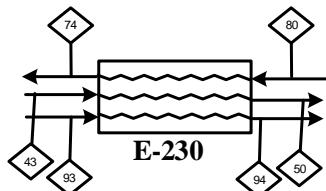


Fungsi :

Untuk menaikkan tekanan aliran gas keluar dari Regenerasi Molecular Sieve.

Tabel IV.50. Neraca Energi Regen Gas Compressor (G-225)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<48>	-1762088765.263	<40>	-1751890617.959
<W comp>	10198147.30		
Total	-1751890617.959	Total	-1751890617.959

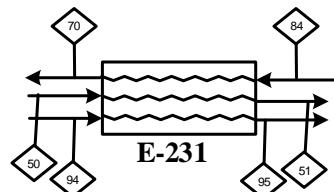
33. HP Propane Heat Exchanger (E-230)**Fungsi :**

Mendinginkan aliran sebelum masuk De-Ethanizer Column (Pre-Cooling).

Tabel IV.51. Neraca Energi HP Propane Heat Exchanger (E-230)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<43>	-2342455448.649	<50>	-2379997674
<80>	-1288789617.057	<74>	-1152870981
<93>	-8329020966.97	<94>	-8427397378
Total	-11960266032.674	Total	-11960266032.898

34. MP Propane Heat Exchanger (E-231)



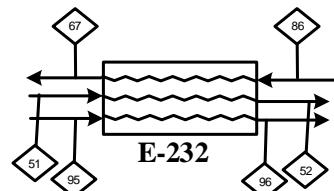
Fungsi :

Mendinginkan aliran sebelum masuk De-Ethanizer Column (Pre-Cooling).

Tabel IV.52. Neraca Energi MP Propane Heat Exchanger (E-231)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<50>	-2379997673.990	<51>	-2415055694
<84>	-2020125172.988	<70>	-1775177793
<94>	-8427397378.24	<95>	-8637286738
Total	-12827520225.220	Total	-12827520225.167

35. LP Propane Heat Exchanger (E-232)



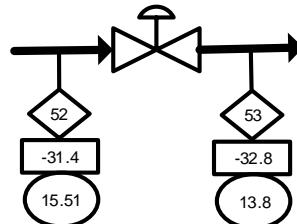
Fungsi :

Mendinginkan aliran sebelum masuk De-Ethanizer Column (Pre-Cooling).

Tabel IV.53. Neraca Energi LP Propane Heat Exchanger (E-232)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<51>	-2415055694.235	<52>	-2459612648
<86>	-1815842035.474	<67>	-1578239767
<95>	-8637286737.64	<96>	-8830332052
Total	-12868184467.353	Total	-12868184467.349

36. Feed De-Ethanizer Valve (K-241)



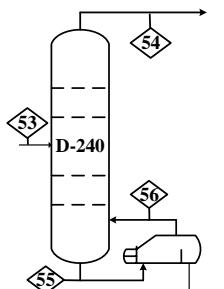
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan aliran sebelum masuk De-Ethanizer Column.

Tabel IV.54. Neraca Energi Feed De-Ethanizer Valve (K-241)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
52>	-2459612647.837	<53>	-2459612648
Total	-2459612647.837	Total	-2459612647.837

37. De-Ethanizer (D-240)



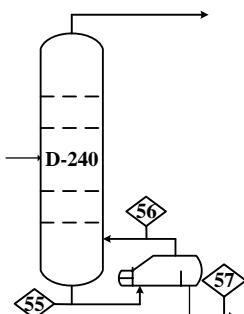
Fungsi :

Memisahkan etana dan fraksi yang lebih ringan dari campuran senyawa fraksi berat lain dengan distilasi.

Tabel IV.55. Neraca Energi De-Ethanizer (D-240)

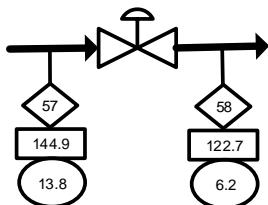
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<53>	-2459612647.837	<54>	-2343960245
<56>	-81577137.73	<55>	-197229502.5
Total	-2541189785.562	Total	-2541189747.749

38. De-Ethanizer Reboiler (E-242)



Tabel IV.56. Neraca Energi De-Ehanizer Reboiler (E-242)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<55>	-197229502.524	<56>	-81577138
Qr	20869126.12	<57>	-94783239
Total	-176360376.408	Total	-176360376.874

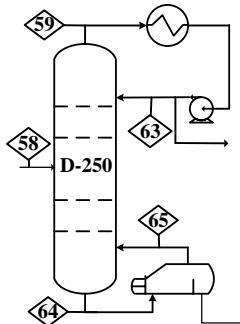
39. Feed De-Butanizer Valve (K-251)**Fungsi :**

Untuk menurunkan tekanan aliran sebelum masuk De-Ethanizer Column.

Tabel IV.57. Neraca Energi Feed De-Butanizer Valve (K-251)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<57>	-94783239.148	<58>	-94783239
Total	-94783239.148	Total	-94783239.148

40. De-Butanizer (D-250)



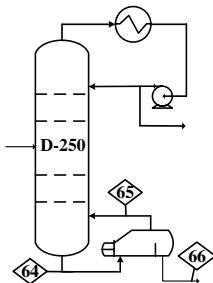
Fungsi :

Memisahkan propana dan butana, dari campuran senyawa fraksi berat lain dengan distilasi.

Tabel IV.58. Neraca Energi De-Butanizer (D-250)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<58>	-94783226.871	<59>	-61389441
<63>	-55085202.21	<64>	-137412428.1
<65>	-48934949.54		
Total	-198803378.617	Total	-198801869.399

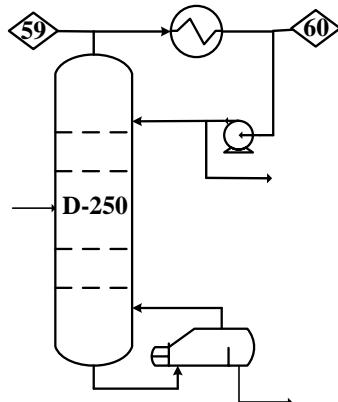
41. De-Butanizer Reboiler(E-252)



Tabel IV.59. Neraca Energi De-Butanizer Reboiler(E-252)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<64>	-130311606.339	<65>	-41523869.95
Qr	7957960.89	<66>	-80829775
Total	-122353645.449	Total	-122353645.449

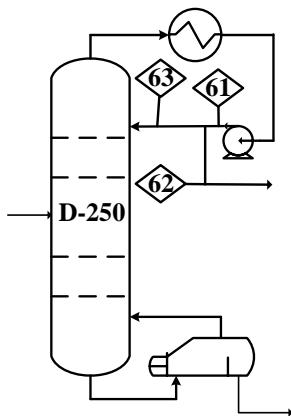
42. De-Butanizer Condenser (E-252)



Tabel IV.60. Neraca Energi De-Butanizer Condenser (E-252)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<59>	-61381918.878	<60>	-67773354.7149
		Qc	6391435.8370
Total	-61381918.878	Total	-61381918.878

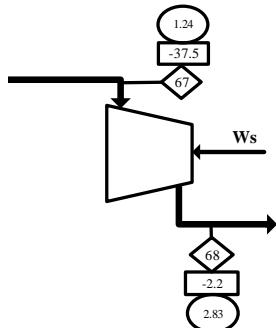
43. Separation Point De-Butanizer



Tabel IV.61. Neraca Energi Separation Point De-Butanizer

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<61>	-71401732.434	<62>	-15679013
		<63>	-55722719.3
Total	-71401732.434	Total	-71401732.339

44. LP Propane Compressor (G-233)

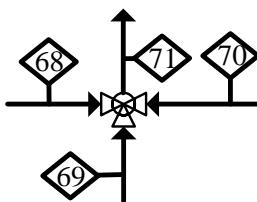


Fungsi :

Untuk menaikkan tekanan aliran gas refrigeran propana.

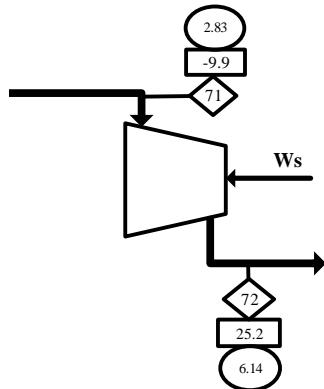
Tabel IV.62. Neraca Energi LP Propane Compressor (G-233)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<67>	-1578239767.425	<68>	-1546833642
Ws	31406125.26		
Total	-1546833642.164	Total	-1546833642.164

45. Mixing Point to MP Propane Compressor**Tabel IV.63.** Neraca Energi Mixing Point to MP Propane Compressor

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<68>	-1546833642.164	<71>	-3608748662
<69>	-286737226.253		
<70>	-1775177793.29		
Total	-3608748661.705	Total	-3608748661.705

46. MP Propane Compressor (G-236)



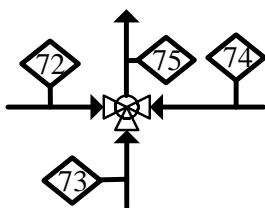
Fungsi :

Untuk menaikkan tekanan aliran gas refrigeran propana.

Tabel IV.64. Neraca Energi MP Propane Compressor (G-236)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<71>	-3608748661.705	<72>	-3535535454
Ws	73213207.56		
Total	-3535535454.146	Total	-3535535454.146

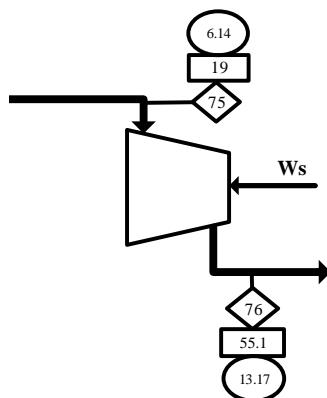
47. Mixing Point to HP Propane Compressor



Tabel IV.65. Neraca Energi Mixing Point to HP Propane Compressor

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<72>	-3535535454.146	<75>	-5720860468
<73>	-1032454033.66		
<74>	-1152870980.666		
Total	-5720860468.472	Total	-5720860468.472

48. HP Propane Compressor (G-239)



Fungsi :

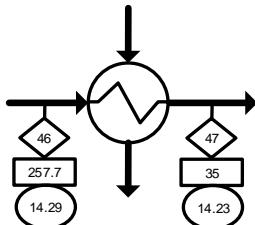
Untuk menaikkan tekanan aliran gas refrigeran propana.

Tabel IV.66. Neraca Energi HP Propane Compressor (G-239)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<75>	-5720860468.472	<76>	-5608399592

Ws	112460876.73		
Total	-5608399591.741	Total	-5608399591.741

49. HP Propane Cooler (G-2310)



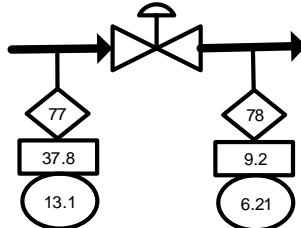
Fungsi :

Untuk menurunkan suhu gas dari hasil kompresi refrigeran propana.

Tabel IV.67. Neraca Energi HP Propane Cooler (G-2310)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<71>	-5608399591.741	<72>	-6443948085
		Qc	835548493.5
Total	-5608399591.741	Total	-5608399591.741

50. HP Propane JT Valve (K-2311)



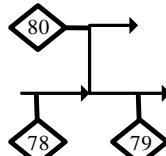
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan dan menurunkan suhu aliran refrigeran propana.

Tabel IV.68. Neraca Energi HP Propane JT Valve (K-2311)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<77>	-6443948085.283	<78>	-6443948085
Total	-6443948085.283	Total	-6443948085.283

51. Separation Point HP Propane



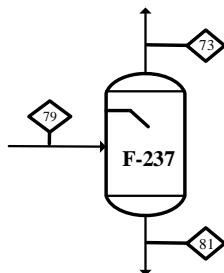
Fungsi :

Untuk memisahkan sebagian gas refrigeran propana.

Tabel IV.69. Neraca Energi Separation Point HP Propane

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<78>	-6443948085.283	<79>	-5155158468
		<80>	-1288789617
Total	-6443948085.283	Total	-6443948085.283

52. MP Propane Separator (F-237)



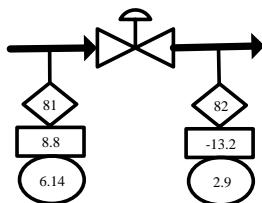
Fungsi :

Untuk memisahkan gas dan liquid propana hasil dari penurunan tekanan pada JT Valve.

Tabel IV.70. Neraca Energi MP Propane Separator (F-237)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<79>	-5155158468.226	<73>	-1032454034
		<81>	-4122704435
Total	-5155158468.226	Total	-5155158468.329

53. MP Propane JT Valve (K-238)



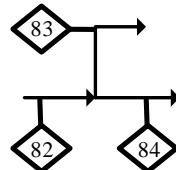
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan dan menurunkan suhu aliran refrigeran propana.

Tabel IV.71. Neraca Energi MP Propane JT Valve (K-238)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<81>	-4122704434.670	<82>	-4122704435
Total	-4122704434.670	Total	-4122704434.670

54. Separation Point MP Propane



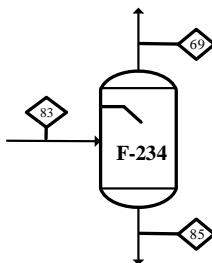
Fungsi :

Untuk memisahkan sebagian gas refrigeran propana.

Tabel IV.72. Neraca Energi Separation Point MP Propane

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<82>	-4122704434.670	<83>	-2102579262
		<84>	-2020125173
Total	-4122704434.670	Total	-4122704434.670

55. LP Propane Separator (F-234)

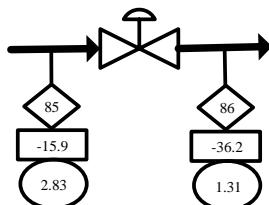


Fungsi :

Untuk memisahkan gas dan liquid propana hasil dari penurunan tekanan pada JT Valve.

Tabel IV.73. Neraca Energi LP Propane Separator (F-234)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<83>	-2102579261.682	<69>	-286737226
		<85>	-1815842035
Total	-2102579261.682	Total	-2102579261.727

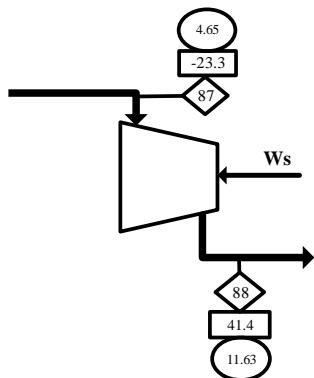
56. LP Propane JT Valve (K-235)**Fungsi :**

Untuk menurunkan tekanan dan menurunkan suhu aliran refrigeran propana.

Tabel IV.74. Neraca Energi LP Propane JT Valve (K-235)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<85>	-1815842035.474	<86>	-1815842035
Total	-1815842035.474	Total	-1815842035.474

57. LP Mixed Refrigerant Compressor (G-261)



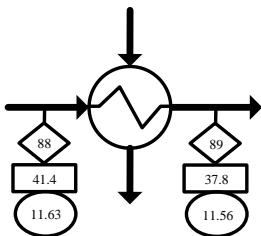
Fungsi :

Untuk menaikkan tekanan aliran gas refrigeran MR.

Tabel IV.75. Neraca Energi LP Mixed Refrigerant Compressor (G-261)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<87>	-8440198479.548	<88>	-8138309819
Ws	301888660.43		
Total	-8138309819.114	Total	-8138309819.114

58. LP Mixed Refrigerant Cooler (E-262)



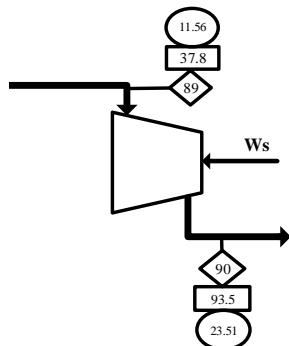
Fungsi :

Untuk menurunkan suhu gas dari hasil kompresi refrigeran MR.

Tabel IV.76. Neraca Energi LP Mixed Refrigerant Cooler (E-262)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<88>	-8138309819.114	<89>	-8157560201
		Qc	19250382.36
Total	-8138309819.114	Total	-8138309819.114

59. MP Mixed Refrigerant Compressor (G-263)



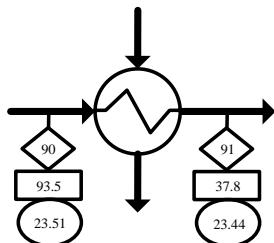
Fungsi :

Untuk menaikkan tekanan aliran gas refrigeran MR.

Tabel IV.77. Neraca Energi MP Mixed Refrigerant Compressor (G-263)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<89>	-8157560201.473	<90>	-7877169094
Ws	280391107.19		
Total	-7877169094.288	Total	-7877169094.288

60. MP Mixed Refrigerant Cooler (E-264)



Fungsi :

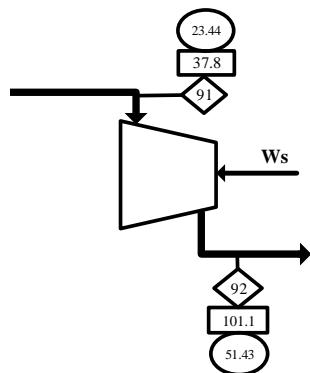
Untuk menurunkan suhu gas dari hasil kompresi refrigeran MR.

Tabel IV.78. Neraca Energi MP Mixed Refrigerant Cooler (E-264)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<90>	-7877169094.288	<91>	-8205656825

		Qc	328487731.2
Total	-7877169094.288	Total	-7877169094.288

61. HP Mixed Refrigerant Compressor (G-265)



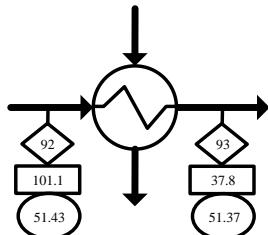
Fungsi :

Untuk menaikkan tekanan aliran gas refrigeran MR.

Tabel IV.79. Neraca Energi HP Mixed Refrigerant Compressor (G-265)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<91>	-8205656825.487	<92>	-7910101597
Ws	295555228.29		
Total	-7910101597.194	Total	-7910101597.194

62. HP Mixed Refrigerant Cooler (E-266)



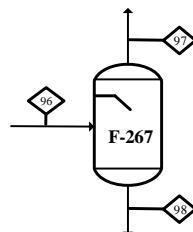
Fungsi :

Untuk menurunkan suhu gas dari hasil kompresi refrigeran MR.

Tabel IV.80. Neraca Energi HP Mixed Refrigerant Cooler (E-266)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<92>	-7910101597.194	<93>	-8329020967
		Qc	418919369.8
Total	-7910101597.194	Total	-7910101597.194

63. Mixed Refrigerant Flash Drum (F-267)



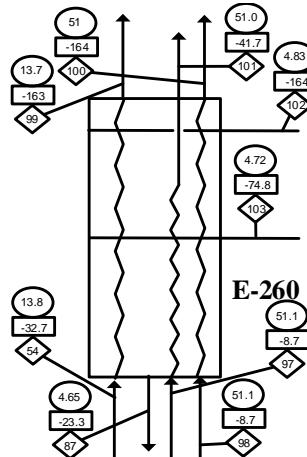
Fungsi :

Untuk memisahkan gas dan liquid MR hasil dari penurunan tekanan pada JT Valve.

Tabel IV.81. Neraca Energi Mixed Refrigerant Flash Drum (F-267)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<96>	-8830332052.087	<97>	-6248723688
		<98>	-2581608364
Total	-8830332052.087	Total	-8830332052.087

64. Main Cryogenic Heat Exchanger (E-260)



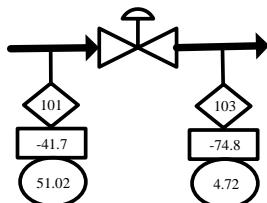
Fungsi :

Untuk menurunkan suhu dan merubah gas menjadi LNG.

Tabel IV.82. Neraca Energi Main Cryogenic Heat Exchanger (E-260)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<54>	-2343960245.225	<87>	-8440198480
<97>	-6248723688.216	<99>	-2734093818
<98>	-2581608363.872	<100>	-7512711423
<102>	-7512711423.365	<101>	-2667719881
<103>	-2667719880.65		
Total	-18687003720.676	Total	-21354723601.330

65. Liquid MCHE JT Valve (K-268)



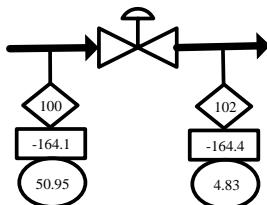
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan dan menurunkan suhu aliran refrigeran MR.

Tabel IV.83. Neraca Energi Liquid MCHE JT Valve (K-268)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<101>	-2667719880.654	<103>	-2667719881
Total	-2667719880.654	Total	-2667719880.654

66. Vapour MCHE JT Valve (K-269)



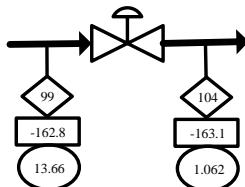
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan dan menurunkan suhu aliran refrigeran MR.

Tabel IV.84. Neraca Energi Vapour MCHE JT Valve (K-269)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<100>	-7512711423.365	<102>	-7512711423
Total	-7512711423.365	Total	-7512711423.365

67. LNG JT Valve (K-2610)



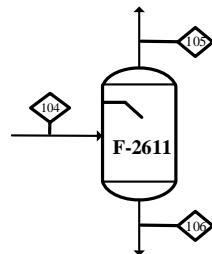
Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan LNG agar dapat disimpan pada tekanan atmosferik.

Tabel IV.85. Neraca Energi LNG JT Valve (K-2610)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<99>	-2734093817.763	<104>	-2734093818
Total	-2734093817.763	Total	-2734093817.763

68. LNG Flash Drum (F-2611)



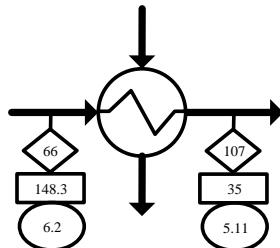
Fungsi :

Untuk memisahkan gas dan liquid LNG hasil dari penurunan tekanan pada JT Valve.

Tabel IV.86 Neraca Energi LNG Flash Drum (F-2611)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<104>	-2734093817.763	<105>	-22820118
		<106>	-2711273700
Total	-2734093817.763	Total	-2734093817.763

69. Light Condensate Cooler (E-256)



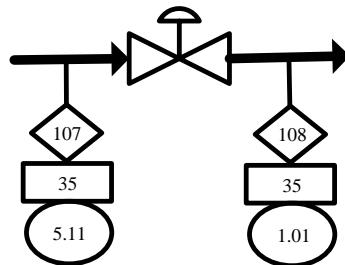
Fungsi :

Untuk menurunkan suhu kondensat agar dapat disimpan pada kondisi atmosferik.

Tabel IV.87. Neraca Energi Light Condensate Cooler (E-256)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<66>	-79383321.773	<107>	-92398118
		Qc	13014796.616
Total	-79383321.773	Total	-79383321.773

70. Condensate Valve (K-257)



Fungsi :

Untuk menurunkan tekanan pada kondisi atmosferik.

Tabel IV.88. Neraca Energi Condensate Valve (K-257)

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<107>	-79383321.773	<108>	-79383321.773
Total	-79383321.773	Total	-79383321.773

BAB V

DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

V.1. Spesifikasi Tangki

1. Inlet Separator

Tabel V.1. Spesifikasi Inlet Separator

Spesifikasi		Keterangan	
Kode		F-110	
Fungsi		Memisahkan air, condensate dan gas alam dari source gas	
Tipe		Three Phase Flash separator	
Kapasitas		749370.46	kg/jam
Bahan		SA 240 Grade A Tipe 410	
Jumlah		1	
Spesifikasi :	Outside diameter	144.00	inch
	Inside Diameter	11.50	ft
	Tinggi Weir	3.42	inch
	Panjang Tangki	23.50	ft
	Jarak ke Weir	3.89	inch
	Tebal shell	1.38	inch
	Tebal tutup atas	1.25	inch

Tebal tutup bawah	1.25	inch
Tekanan operasi	16.25	bar
Tinggi tutup atas	1.94	ft
Tinggi tutup bawah	1.94	ft

Harga Alat : Rp. 4,425,383,290.70

2. HP Separator

Tabel V.2.Spesifikasi HP Separator

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-120	
Fungsi	Untuk menstabilkan kondensat agar masuk spesifikasi produk	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	19371.35	kg/jam
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410	
Jumlah	1	
Spesifikasi :	Outside diameter	32.00
	Inside Diameter	30.00
	Panjang Tangki	7.50
	Tebal shell	0.1875
		inch
		ft
		inch

Tebal tutup atas	0.19	inch
Tebal tutup bawah	0.1875	inch
Tekanan operasi	8.6	bar
Tinggi tutup atas	0.4225	ft
Tinggi tutup bawah	0.4225	ft

Harga Alat : Rp. 69,442,335.28

3. MP Separator

Tabel V.3.Spesifikasi MP Separator

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-123	
Fungsi	Untuk menstabilkan kondensat agar masuk spesifikasi produk	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	19131.82	kg/jam
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410	
Jumlah	1	
Spesifikasi :	Outside diameter	32.00
	Inside Diameter	30.00
	Panjang Tangki	7.50
		ft

	Tebal shell	0.1875	inch
	Tebal tutup atas	0.19	inch
	Tebal tutup bawah	0.1875	inch
	Tekanan operasi	3.2	bar
	Tinggi tutup atas	0.4225	ft
	Tinggi tutup bawah	0.4225	ft

Harga Alat : Rp. 69,442,335.28

4. LP Separator

Tabel V.4.Spesifikasi LP Separator

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-125	
Fungsi	Untuk menstabilkan kondensat agar masuk spesifikasi produk	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	18928.76	kg/jam
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410	
Jumlah	1	
Spesifikasi :	Outside diameter	32.00
	Inside Diameter	30.00
		inch

Panjang Tangki	7.50	ft
Tebal shell	0.1875	inch
Tebal tutup atas	0.19	inch
Tebal tutup bawah	0.1875	inch
Tekanan operasi	1.8	bar
Tinggi tutup atas	0.4225	ft
Tinggi tutup bawah	0.4225	ft

Harga Alat : Rp. 69,442,335.28

5. Rich Amine Flash Drum

Tabel V.5.Spesifikasi Rich Amine Flash Drum

Spesifikasi		Keterangan	
Kode		F-212	
Fungsi		Untuk memisahkan gas alam yang terikut solvent	
Tipe		Flash separator	
Kapasitas		2134979.40	kg/jam
Bahan		SA 240 Grade S Tipe 304	
Jumlah		1	
Spesifikasi :	Outside diameter	126.00	inch

	Inside Diameter	120.00	inch
	Panjang Tangki	35.00	ft
	Tebal shell	0.375	inch
	Tebal tutup atas	0.19	inch
	Tebal tutup bawah	0.1875	inch
	Tekanan operasi	3.3	bar
	Tinggi tutup atas	1.69	ft
	Tinggi tutup bawah	1.69	ft

Harga Alat : Rp. \$3,019,837,025.41

6. Amine Regeneration Reflux Drum

Tabel V.6.Spesifikasi Amine Regeneration Reflux Drum

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-216
Fungsi	Untuk memisahkan air dengan CO2 dan H2S
Tipe	Flash separator

Kapasitas	231274.63	kg/jam	
Bahan	SA 240 Grade S Tipe 304		
Jumlah	1		
Spesifik asi :	Outside diameter	126.00	inch
	Inside Diameter	120.00	inch
	Panjang Tangki	15.00	ft
	Tebal shell	0.375	inch
	Tebal tutup atas	0.19	inch
	Tebal tutup bawah	0.1875	inch
	Tekanan operasi	2.5	bar
	Tinggi tutup atas	1.69	ft
	Tinggi tutup bawah	1.69	ft

Harga Alat : Rp. 1,711,704,857.72

7. Regen Gas Separator

Tabel V.7.Spesifikasi Regen Gas Separator

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-224	
Fungsi	Untuk memisahkan gas alam dari air yang diserap molecular sieve	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	427465.89	kg/jam
Bahan	SA 240 Grade S Tipe 304	
Jumlah	1	
Spesifikasi :	Outside diameter	192.00 inch
	Inside Diameter	186.00 inch
	Panjang Tangki	23.50 ft
	Tebal shell	1.375 inch
	Tebal tutup atas	1.13 inch
	Tebal tutup bawah	1.125 inch
	Tekanan operasi	15.5 bar
	Tinggi tutup atas	2.6195 ft
	Tinggi tutup bawah	2.6195 ft

Harga Alat : Rp. 24,798,845,987.50

8. MP Propane Separator

Tabel V.8.Spesifikasi MP Propane Separator

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-237	
Fungsi	Untuk memisahkan propane cair dan gas	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	1920217.73	kg/jam
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410	
Jumlah	1	
Spesifikasi :	Outside diameter	192.00 inch
	Inside Diameter	180.00 inch
	Panjang Tangki	22.50 ft
	Tebal shell	0.625 inch
	Tebal tutup atas	0.63 inch
	Tebal tutup bawah	0.625 inch
	Tekanan operasi	6.6 bar
	Tinggi tutup atas	2.535 ft

	Tinggi tutup bawah	2.535	ft
--	--------------------	-------	----

Harga Alat : Rp. 1,683,872,258.41

9. LP Propane Separator

Tabel V.9.Spesifikasi LP Propane Separator

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	F-234		
Fungsi	Untuk memisahkan propane cair dan gas		
Tipe	Flash separator		
Kapasitas	760055.85	kg/jam	
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410		
Jumlah	1		
Spesifikasi :	Outside diameter	126.00	inch
	Inside Diameter	120.00	inch
	Panjang Pipa	20.00	ft
	Tebal shell	0.375	inch
	Tebal tutup atas	0.19	inch

Tebal tutup bawah	0.1875	inch
Tekanan operasi	3.1	bar
Tinggi tutup atas	1.69	ft
Tinggi tutup bawah	1.69	ft

Harga Alat : Rp. 740,555,886.21

10. Mixed Refrigerant Flash Drum

Tabel V.10.Spesifikasi Mixed Refrigerant Flash Drum

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-267	
Fungsi	Untuk memisahkan mixed refrigerant cair dan gas	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	1920217.73	kg/jam
Bahan	SA 182 Grade F310 Type 310	
Jumlah	1	
Spesifikasi :	Outside diameter	300.00 inch

	Inside Diameter	288.00	inch
	Panjang Tangki	36.00	ft
	Tebal shell	6.25	inch
	Tebal tutup atas	3.50	inch
	Tebal tutup bawah	3.5	inch
	Tekanan operasi	56.1	bar
	Tinggi tutup atas	4.056	ft
	Tinggi tutup bawah	4.056	ft

Harga Alat : Rp. 578,918,065,701.48

11. LNG Flash Drum

Tabel V.11.Spesifikasi LNG Flash Drum

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-2611
Fungsi	Untuk memisahkan LNG cair dan gas

Tipe		Flash separator	
Kapasitas		1920217.73 kg/jam	
Bahan		SA 182 Grade F310 Type 310	
Jumlah		1	
Spesifikasi :	Outside diameter	156.00	inch
	Inside Diameter	144.00	inch
	Panjang Tangki	18.00	ft
	Tebal shell	0.4375	inch
	Tebal tutup atas	0.19	inch
	Tebal tutup bawah	0.1875	inch
	Tekanan operasi	2.1	bar
	Tinggi tutup atas	2.028	ft
	Tinggi tutup bawah	2.028	ft

Harga Alat : Rp. 3,270,330,419.23

12. Condensate Storage Tank (FPSO)

Tabel V.12.Spesifikasi Condensate Storage Tank (FPSO)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-127	
Fungsi	Menyimpan Condensate untuk dijual	
Kapasitas	153413.498	ft3
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-240 Grade A tipe 410	
Tipe sambungan	Double welded but joint	
Jenis tutup atas	Elliptical Dished head	
ID shell	658.000	inch
OD shell	672.000	inch
Tinggi shell	82.250	ft
Tebal shell	7.000	inch
Tebal tutup atas	8.000	inch
Jumlah	1 buah	

Harga Alat : Rp. 6,176,805,267.64

13. LPG Storage Tank

Tabel V.13.Spesifikasi LPG Storage Tank

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-255	
Fungsi	Menyimpan LPG	
Kapasitas	56298.376	ft3
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-240 Grade A tipe 410	
Tipe sambungan	Double welded but joint	
Bentuk	Spherical	
ID	580.0	inch
OD	588.0	inch
Jumlah	1 buah	

Harga Alat : Rp. 4,380,394,677.17

14. Condensate Storage Tank Onshore

Tabel V.14.Spesifikasi Condensate Storage Tank Onshore

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-256	
Fungsi	Menyimpan Produk Condensate untuk dijual	
Kapasitas	317822.780	ft3

Bahan konstruksi		Carbon Steel SA-240 Grade A tipe 410	
Tipe sambungan		Double welded but joint	
ID		100.0	ft
Tebal	t_1	0.88	inch
	t_2	0.75	inch
	t_3	0.63	inch
	t_4	0.50	inch
	t_5	0.38	inch
	t_6	0.25	inch
	t_7	0.19	inch
θ		27.7	
Tebal Tutup Atas		0.5	inch
Tebal Tutup Bawah		0.3	inch
Jumlah		1 buah	

Harga Alat : Rp. 9,351,141,051.84

15. LNG Storage Tank

Tabel V.15.Spesifikasi LNG Storage Tank

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-2612

Fungsi		Menyimpan Produk LNG untuk dijual	
Kapasitas		1492097.622	ft3
Fitur		BOG, Side Insulation, Bottom Insulation	
Bahan konstruksi		Carbon Steel SA-182 Grade F310 tipe 310	
Tipe sambungan		Double welded but joint	
ID		123.0	ft
Tebal	t_1	2.50	inch
	t_2	2.25	inch
	t_3	2.25	inch
	t_4	1.88	inch
	t_5	1.75	inch
	t_6	1.63	inch
	t_7	1.50	inch
	t_8	1.38	inch
θ		27.2	
Tebal Tutup Atas		0.63	inch
Tebal Tutup Bawah		0.63	inch
Jumlah		4 buah	

Harga Alat : Rp. 127,070,389,010.89

V.2. Spesifikasi Kolom

1. Amine Contactor

Tabel V.16. Spesifikasi Amine Contactor

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-210	
Fungsi	Mengabsorb feed gas dengan aMDEA	
Tipe	Tray Absorber	
Kapasitas (kg/h)	9143.465	
Bahan	SA 240 Grade S tipe 304	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :	Type of tray	Cross flow sieve tray
	Tray spacing	0.47 ft
	Active area	152.73 ft ²
	Hole area	20.10 ft ²
	Downcomer area	24.12 in
	Hole/tower area	0.10
	Hole/active area	0.13
	Hole size	0.19 in
	Weir length	13.60 ft
	Weir height	2.00 in

	Tray thickness	0.07	in
	Number of tray	20.00	
Spesifikasi Tower :	OD	204.00	in
	ID	16.00	ft
	Tebal Shell (ts)	2.00	in
	Tebal Tutup Atas (tha)	0.38	in
	Tebal Tutup Bawah (thb)	0.38	in
	Tinggi Total	37.28	ft

Harga Alat : Rp. 60,814,229,497.97

2. Molecular Sieve

Tabel V.17.Spesifikasi Molecular Sieve

No. kode	D-210 A/B/C/D
Fungsi	Memisahkan air yang terikut pada gas alam
Tipe	Molekular sieve 4A, standard dishead, fixed bed
Tekanan operasi (psia)	234.7
Waktu operasi (jam)	5

Diameter (ft)	18.5
Tebal silinder (in)	1.536965373
Tinggi bejana (ft)	21.98409146
Bahan Konstruksi	Steel
Jumlah	4 buah

Harga Alat : Rp. 61,788,370,473.91

3. Amine Regenerator

Tabel V.18.Spesifikasi Amine Regenerator

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-214
Fungsi	Meregenerasi pelarut amine
Tipe	Tray Absorber
Kapasitas (kg/h)	10078.417
Bahan	SA 240 Grade S tipe 304
Jumlah	1
Spesifikasi Plate :	Type of tray
	Tray spacing
	Active area
	Cross flow sieve tray
	0.47 ft
	193.30 ft ²

	Hole area	25.43	ft ²
	Downcomer area	30.52	in
	Hole/tower area	0.10	
	Hole/active area	0.13	
	Hole size	0.19	in
	Weir length	15.30	ft
	Weir height	2.00	in
	Tray thickness	0.07	in
	Number of tray	20.00	
Spesifikasi Tower :	OD	228.00	in
	ID	18.00	ft
	Tebal Shell (ts)	1.00	in
	Tebal Tutup Atas (tha)	0.19	in
	Tebal Tutup Bawah (thb)	0.19	in
	Tinggi Total	37.96	ft

Harga Alat : Rp. 11,383,533,118.84

4. De-Ethanizer

Tabel V.19.Spesifikasi De-Ethanizer

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-240	
Fungsi	Memisahkan fraksi C2 keatas dan C3 kebawah	
Tipe	Tray Absorber	
Kapasitas (kg/h)	739.669	
Bahan	SA 240 Grade A tipe 410	
Jumlah	1	
Spesifikasi Plate :	Type of tray	Cross flow sieve tray
	Tray spacing	0.47 ft
	Active area	152.73 ft ²
	Hole area	20.10 ft ²
	Downcomer area	24.12 in
	Hole/tower area	0.10
	Hole/active area	0.13
	Hole size	0.19 in
	Weir length	13.60 ft
	Weir height	2.00 in

	Tray thickness	0.07	in
	Number of tray	18.00	
Spesifikasi Tower :	OD	204.00	in
	ID	16.00	ft
	Tebal Shell (ts)	0.88	in
	Tebal Tutup Atas (tha)	0.19	in
	Tebal Tutup Bawah (thb)	0.19	in
	Tinggi Total	34.28	ft

Harga Alat : Rp. 42,583,876,948.23

5. De-Butanizer

Tabel V.20.Spesifikasi De-Butanizer

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-250
Fungsi	Memisahkan fraksi C4 keatas dan C5 kebawah
Tipe	Tray Absorber
Kapasitas (kg/h)	526.388
Bahan	SA 240 Grade A tipe 410
Jumlah	1

Spesifikasi Plate :	Type of tray	Cross flow sieve tray	
	Tray spacing	0.47	ft
	Active area	12.08	ft ²
	Hole area	1.59	ft ²
	Downcomer area	1.91	in
	Hole/tower area	0.10	
	Hole/active area	0.13	
	Hole size	0.19	in
	Weir length	3.83	ft
	Weir height	2.00	in
Spesifikasi Tower :	Tray thickness	0.07	in
	Number of tray	38.00	
	OD	60.00	in
	ID	4.50	ft
	Tebal Shell (ts)	0.31	in
	Tebal Tutup Atas (tha)	0.19	in
	Tebal Tutup Bawah (thb)	0.19	in
	Tinggi Total	60.20	ft

Harga Alat : Rp. \$1,920,449,352.57

V.3. Spesifikasi Alat Transport

1. Inlet Gas Compressor

Tabel V.21.Spesifikasi Inlet Gas Compressor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-113
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan gas untuk melewati pipa penghubung FPSO dan daratan
Jumlah stage	1
Casing	316 S.S.
Shaft	C.S.
Impeller	Titanium
Diphramg	316 S.S.
Kondisi operasi :	P suction : 16.1 b 8 ar Tsuction : 40. ° C P discharge : 21.1 b 4 ar Tdischarge : 63. ° C Kapasitas (Kg/h)
	721494.98

r	1.31
Efisiensi	0.76
Power (kW)	8728.61

Harga Alat : Rp. 49,557,334,706.00

2. Regen Gas Compressor

Tabel V.22.Spesifikasi Regen Gas Compressor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-225
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan gas hasil regenerasi kembali ke aliran gas utama
Jumlah stage	1
Casing	Cast Steel
Shaft	C.S.
Impeller	316 S.S.
Diphram	Cast Iron
Kondisi operasi :	Psuction : 14.1 b 6 ar Tsuction : 35. ° 0 C

	Pdischarge : 8 b ar	Tdischarge : 7 ° C
Kapasitas (Kg/h)		421768.88
r		1.14
Efisiensi		0.75
Power (kW)		2818.63

Harga Alat : Rp. 10,921,553,719.15

3. LP Propane Compressor

Tabel V.23.Spesifikasi LP Propane Compressor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-233
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan gas refrigeran propana
Jumlah stage	1
Casing	Cast Ni-steel
Shaft	Nickel Steel
Impeller	Nickel Steel
Diphragm	Cast iron

Kondisi operasi :	P suction : 4	1.2 ba r	T suction : 37.5	° C
	P discharge : 3	2.8 ba r	T discharge : -2.2	° C
Kapasitas (Kg/h)	642101.75			
r	2.28			
Efisiensi	0.76			
Power (kW)	8920.83			

Harga Alat : Rp. 50,428,495,064.48

4. MP Propane Compressor

Tabel V.24.Spesifikasi MP Propane Compressor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-236
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan gas refrigeran propana
Jumlah stage	1
Casing	Cast Ni-steel
Shaft	Nickel Steel
Impeller	Nickel Steel
Diphragm	Cast iron

Kondisi operasi :	P suction : 3	2.8 ba r	T suction : - 9.0	° C
	P discharge : 4	6.1 ba r	T discharge : 25. e : 2	° C
Kapasitas (Kg/h)	1490305.58			
r	2.17			
Efisiensi	0.76			
Power (kW)	21021.41			

Harga Alat : Rp. \$100,111,076,467.39

5. HP Propane Compressor

Tabel V.25.Spesifikasi HP Propane Compressor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-239
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan gas refrigeran propana
Jumlah stage	1
Casing	Cast Ni-steel
Shaft	Nickel Steel
Impeller	Nickel Steel
Diphragm	Cast iron

Kondisi operasi :	Psuction : 6.14	ba r	Tsuction : 19. 0 °C
	Pdischarg e : 13.1 7	ba r	Tdischarg e : 55. 1 °C
Kapasitas (Kg/h)	2400272.16		
r	2.14		
Efisiensi	0.76		
Power (kW)	35274.53		

Harga Alat : Rp. 151,467,788,718.94

6. Mixed Refrigerant Compressor

Tabel V.26.Spesifikasi Mixed Refrigerant Compressor

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-261, G-263, G-265
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan gas refrigeran mixed refrigerant
Jumlah stage	3
Casing	Cast Ni-steel
Shaft	Nickel Steel
Impeller	Nickel Steel

Diphrgm	Cast iron					
Kondisi operasi :	Psuction : 4.65 bar Tsuction : - ° C					
	Pdischarg e : 51.4 bar Tdischarg e : 101. ° C					
Kapasitas (Kg/h)	2877201.70					
r	2.23					
Efisiensi	0.77					
Power (kW)	221827.91					

Harga Alat : Rp. 886,052,190,745.67

7. Amine Regenerator Pump

Tabel V.27.Spesifikasi Amine Regenerator Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-413
Fungsi	Memompa fluida dari Reflux Drum ke Amine Regenerator
Tipe	Centrifugal
Kapasitas (gpm)	6.67
Material Case	316 S.S.

Material Rotor	Carbon Steel
Suction Pressure (psia)	33.70
Discharge Pressure (psia)	33.70
Beda Ketinggian (ft)	25.9
Ukuran Pipa (in)	8.0
Power Pompa (KW)	2.7
Jumlah	1 buah

Harga Alat : Rp. 81,271,189.99

8. Lean Amine Pump

Tabel V.28.Spesifikasi Lean Amine Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-2110
Fungsi	Memompa fluida ke Amine Contactor
Tipe	Centrifugal
Kapasitas (gpm)	146.92
Material Case	316 S.S.

Material Rotor	Carbon Steel
Suction Pressure (psia)	23.70
Discharge Pressure (psia)	245.70
Beda Ketinggian (ft)	30
Ukuran Pipa (in)	27.3
Power Pompa (KW)	1208.7
Jumlah	1 buah

Harga Alat : Rp. 1,274,733,048.52

9. De-Butanizer Pump

Tabel V.29.Spesifikasi De-Butanizer Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-413
Fungsi	Memompa fluida dari Reflux Drum ke Amine Regenerator
Tipe	Centrifugal
Kapasitas (gpm)	2.87
Material Case	Cast Iron
Material Rotor	Carbon Steel

Suction Pressure (psia)	89.92
Discharge Pressure (psia)	89.92
Beda Ketinggian (ft)	60.37
Ukuran Pipa (in)	8.0
Power Pompa (KW)	1.4
Jumlah	1 buah

Harga Alat : Rp. 81,271,189.99

V.4. Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Inlet Gas Cooler

Tabel V.30.Spesifikasi Inlet Gas Cooler

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-112
Fungsi	Menurunkan suhu feed gas untuk membentuk aliran tiga fase
Ketentuan	1-1 Exchanger
Bahan	Carbon steel

Suh u mas uk	Tu be	Aliran Gas	=	85.10	°C
	She ll	CWS	=	25.00	°C
Suh u kelu ar	Tu be	Aliran Gas	=	40.00	°C
	She ll	CWR	=	45.00	°C
Ketentuan		Rd	>	0.00	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10.00	psi
		ΔP Gas	<	1.00	psi
Shell		ID	=	1.50	m
		Baffle	=	0.58	m
		Passes	=	1.00	
		ΔP	=	1.95	psi
Tube		OD	=	0.02	m
		ID	=	0.02	m
		BWG	=	14.00	
		Pitch	=	0.02	m triangular
		Panjang	=	4.88	m
		Jumlah	=	3,323	tube

	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.98	psi
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	930.0802044			m ² per unit
Jumlah	3			bah
Keterangan	3 Parallel			bah

Harga Alat : Rp. 2,298,499,549.03

2. Condensate Cooler

Tabel V.31.Spesifikasi Condensate Cooler

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-126			
Fungsi		Menurunkan suhu kondensat			
Ketentuan		1-1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Condensate	=	99.26	°F
	Shell	CWS	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	Condensate	=	86.97	°F
	Shell	CWR	=	89.57	°F
Ketentuan	Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	

	ΔP Liquid	<	10	psi
	ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	12.09	in
	OD	=	12.75	in
	Baffle	=	11.75	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.52	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	240.00	in
	Jumlah	=	122	tube
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.77	psi
Rd	0.001		$(hr)(ft^2)(^{\circ}F)/(btu)$	
Luas area	473.1		ft ² per unit	
Jumlah	1		buah	
Keterangan	-		buah	

Harga Alat : Rp. 352,124,130.20

3. Rich/Lean Amine Heat Exchanger

Tabel V.32.Rich/Lean Amine Heat Exchanger

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-126			
Fungsi		Menukar panas aliran dari reboiler dengan aliran umpan kolom			
Ketentuan		1-1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Rich Amine	=	155.30	°F
	Shell	Lean Amine	=	260.17	°F
Suhu keluar	Tube	Rich Amine	=	214.96	°F
	Shell	Lean Amine	=	188.22	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell		ID	=	80.00	in
		OD	=	81.00	in

	Baffle	=	23.25	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	3.61	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	240.00	in
	Jumlah	=	6,181	tube
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.69	psi
Rd	0.001		(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	23577.4		ft ² per unit	
Jumlah	10		buah	
Keterangan	5 Parallel 2 Seri		buah	

Harga Alat : Rp. 3,576,489,011.67

4. Regen Gas Heater

Tabel V.33.Spesifikasi Regen Gas Heater

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-222

Fungsi		Memanaskan gas untuk regenerasi molecular sieve			
Ketentuan		1-1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Steam	=	572.0 0	°F
	Shell	Gas Regen	=	118.1 0	°F
Suhu keluar	Tube	Steam	=	485.6 0	°F
	Shell	Gas Regen	=	500.0 0	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell		ID	=	100.0 0	in
		OD	=	101.8 8	in
		Baffle	=	16.00	in
		Passes	=	1	
		ΔP	=	0.72	psi

Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	200.0 0	in
	Jumlah	=	9,677	tube
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.98	psi
Rd	0.001		$(hr)(ft^2)(^{\circ}F)/(btu)$	
Luas area	30342		ft ² per unit	
Jumlah	7		buah	
Keterangan	7 Parallel		buah	

Harga Alat : Rp. 2,964,171,826.79

5. Regen Gas Cooler

Tabel V.34.Spesifikasi Regen Gas Cooler

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-223
Fungsi	Mendinginkan gas hasil regenerasi molecular sieve
Ketentuan	1-1 Exchanger

Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Gas Regen	=	495.8 2	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	Gas Regen	=	95.04	°F
	Shell	CW	=	113.0 0	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell		ID	=	65.00	in
		OD	=	66.00	in
		Baffle	=	23.00	in
		Passes	=	1	
		ΔP	=	8.26	psi
Tube		OD	=	0.75	in
		ID	=	0.67	in
		Pitch	=	0.94	in triangular

	Panjang	=	240.0 0	in
	Jumlah	=	3,934	tube
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.42	psi
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	14933.8			ft ² per unit
Jumlah	3			bah
Keterangan	3 Parallel			bah

Harga Alat : Rp. 2,393,603,540.88

6. Light Condensate Cooler

Tabel V.35.Spesifikasi Light Condensate Cooler

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	E-256			
Fungsi	Mendinginkan kondensat produk dari De-Butanizer			
Ketentuan	1 - 6 Exchanger			
Bahan	Carbon steel			
Tub e	Condensate	=	317.8 4	°F

Suhu masuk	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	Condensate	=	94.97	°F
	Shell	CW	=	100.39	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell		ID	=	25.59	in
		OD	=	26.38	in
		Baffle	=	12.01	in
		Passes	=	1	
		ΔP	=	5.88	psi
Tube		OD	=	0.75	in
		ID	=	0.67	in
		Pitch	=	0.94	in triangular
		Panjang	=	77.17	in
		Jumlah	=	478	tube
		Passes	=	6	

	ΔP	=	4.48	psi
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	1358			ft ² per unit
Jumlah	1			bah
Keterangan	-			bah

Harga Alat : Rp. 464,804,408.52

7. LP Mixed Refrigerant Cooler

Tabel V.36.Spesifikasi LP Mixed Refrigerant Cooler

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-262			
Fungsi		Mendinginkan refrigeran MR			
Ketentuan		1 - 1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	MR	=	41.35	°C
	Shell	CW	=	25.00	°C
Suhu keluar	Tube	MR	=	37.78	°C
	Shell	CW	=	37.99	°C
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi

	ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	53.00	in
	OD	=	54.00	in
	Baffle	=	12.50	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.48	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	106.00	in
	Jumlah	=	2,754	tube
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1.00	psi
Rd	0.001		$(hr)(ft^2)(^{\circ}F)/(btu)$	
Luas area	4511.9		ft ² per unit	
Jumlah	9		buah	
Keterangan	9 Parallel		buah	

Harga Alat : Rp. 3,284,246,718.88

8. MP Mixed Refrigerant Cooler

Tabel V.37.Spesifikasi MP Mixed Refrigerant Cooler

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-264			
Fungsi		Mendinginkan refrigeran MR			
Ketentuan		1 - 1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	MR	=	200.37	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	MR	=	100.00	°F
	Shell	CW	=	104.00	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell		ID	=	90.00	in
		OD	=	91.00	in
		Baffle	=	21.25	in
		Passes	=	1	
		ΔP	=	9.11	psi
Tube		OD	=	0.75	in
		ID	=	0.67	in

	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	216.00	in
	Jumlah	=	7,546	tube
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.98	psi
Rd	0.001		$(hr)(ft^2)(^{\circ}F)/(btu)$	
Luas area	25018.3		ft ² per unit	
Jumlah	3		buah	
Keterangan	3 Parallel		buah	

Harga Alat : Rp. 4,035,726,900.32

9. HP Mixed Refrigerant Cooler

Tabel V.38.Spesifikasi HPMixed Refrigerant Cooler

Spesifikasi	Keterangan				
No. kode	E-266				
Fungsi	Mendinginkan refrigeran MR				
Ketentuan	1 - 1 Exchanger				
Bahan	Carbon steel				
Suhu masuk	Tube	MR	=	214.06	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F

Suhu keluar	Tube	MR	=	100.00	°F
	Shell	CW	=	104.00	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell		ID	=	56.00	in
		OD	=	57.00	in
		Baffle	=	22.00	in
		Passes	=	1	
		ΔP	=	6.52	psi
Tube		OD	=	0.75	in
		ID	=	0.67	in
		Pitch	=	0.94	in triangular
		Panjang	=	240.00	in
		Jumlah	=	2,743	tube
		Passes	=	1	
		ΔP	=	0.54	psi
Rd		0.001		(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area		10210.7		ft ² per unit	
Jumlah		8		buah	
Keterangan		8 Parallel		buah	

Harga Alat : Rp. 4,620,211,485.89

10. Lean Amine Cooler

Tabel V.39.Spesifikasi Lean Amine Cooler

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-2111			
Fungsi		Mendinginkan lean amine sebelum masuk kolom			
Ketentuan		1 - 1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	CW	=	77.00	°F
	Shell	Lean Amine	=	188.6 7	°F
Suhu keluar	Tube	CW	=	98.58	°F
	Shell	Lean Amine	=	94.99	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi

	ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	74.00	in
	OD	=	75.50	in
	Baffle	=	23.25	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	5.63	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	240.0 0	in
	Jumlah	=	5,277	tube
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1.29	psi
Rd	0.001		(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	20129.1		ft ² per unit	
Jumlah	3		buah	
Keterangan	3 Parallel		buah	

Harga Alat : Rp. 61,788,370,473.91

11. HP Propane Cooler

Tabel V.40.Spesifikasi HP Propane Cooler

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-2310			
Fungsi		Mendinginkan refrigeran propana hasil dari kompresi			
Ketentuan		1 - 1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Propana	=	133.88	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	Propana	=	100.00	°F
	Shell	CW	=	102.20	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell		ID	=	100.00	in
		OD	=	101.00	in

	Baffle	=	10.00	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	16.42	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	240.00	in
	Jumlah	=	9,637	tube
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.34	psi
Rd	0.001		(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	36050.7		ft ² per unit	
Jumlah	30		buah	
Keterangan	10 Parallel 3 Seri		buah	

Harga Alat : Rp. 6,304,083,744.30

12. HP Propane Heat Exchanger

Tabel V.41.Spesifikasi HP Propane Heat Exchanger

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-230

Fungsi		Mendinginkan gas alam sebelum masuk kolom destilasi			
Ketentuan		3 Stream Wound Coil Heat Exchanger			
Bahan		Alloy Nickel dan Aluminium			
Aliran 1	Natural Gas	in	=	118.10	°F
	Hot Stream	out	=	74.59	°F
Aliran 2	MR Refrigerant	in	=	100.00	°F
	Hot Stream	out	=	74.59	°F
Aliran 3	Propana	in	=	48.47	°F
	Cold Stream	out	=	47.77	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	10	psi
Aliran 1		Luas area	=	24,867	ft ²
		ΔP	=	6.71	psi

Aliran 2	Luas area	=	32,945	ft ²
	ΔP	=	7.12	psi
Aliran 3	Luas area	=	36,427	ft ²
	ΔP	=	0.67	psi
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah	1			buah
Keterangan	-			buah

Harga Alat : Rp. 66,519,912,357.04

13. MP Propane Heat Exchanger

Tabel V.42.Spesifikasi MP Propane Heat Exchanger

Spesifikasi	Keterangan				
No. kode	E-231				
Fungsi	Mendinginkan gas alam sebelum masuk kolom destilasi				
Ketentuan	3 Stream Wound Coil Heat Exchanger				
Bahan	Alloy Nickel dan Aluminium				
Aliran 1	Natural Gas	in	=	74.59	°F

	Hot Stream	out	=	32.33	°F
Aliran 2	MR Refrigerant	in	=	74.59	°F
	Hot Stream	out	=	32.07	°F
Aliran 3	Propana	in	=	4.73	°F
	Cold Stream	out	=	3.47	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	10	psi
Aliran 1		Luas area	=	16,137	ft ²
		ΔP	=	6.72	psi
Aliran 2		Luas area	=	33,408	ft ²
		ΔP	=	7.09	psi
Aliran 3		Luas area	=	23,665	ft ²
		ΔP	=	3.88	psi

Rd	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah	1	buah
Keterangan	-	buah

Harga Alat : Rp. 55,665,198,625.14

14. LP Propane Heat Exchanger

Tabel V.43.Spesifikasi LP Propane Heat Exchanger

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-232			
Fungsi		Mendinginkan gas alam sebelum masuk kolom destilasi			
Ketentuan		3 Stream Wound Coil Heat Exchanger			
Bahan		Alloy Nickel dan Aluminium			
Aliran 1	Natural Gas	in	=	32.33	°F
	Hot Stream	out	=	-24.53	°F
Aliran 2	MR Refrigerant	in	=	32.07	°F
	Hot Stream	out	=	16.49	°F
	Propana	in	=	-33.09	°F

Aliran 3	Cold Stream	out	=	-35.41	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	10	psi
Aliran 1		Luas area	=	50,646	ft ²
		ΔP	=	7.17	psi
Aliran 2		Luas area	=	27,621	ft ²
		ΔP	=	7.20	psi
Aliran 3		Luas area	=	60,885	ft ²
		ΔP	=	3.77	psi
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah	1			buah	
Keterangan	-			buah	

Harga Alat : Rp. 89,064,317,800.23

15. Main Cryogenic Heat Exchanger

Tabel V.44.Spesifikasi Main Cryogenic Heat Exchanger

Spesifikasi	Keterangan				
No. kode	E-260				
Fungsi	Mendinginkan gas alam hingga menjadi LNG				
Ketentuan	4 Stream dan 3 Stream Wound Coil Heat Exchanger				
Bahan	Alloy Nickel (Shell) dan Aluminium (Coil)				
A. WCHE 4 Stream					
Aliran 1	LNG	in	=	-26.82	°F
	Hot Stream	out	=	-43.00	°F
Aliran 2	MR Refrigerant	in	=	-96.00	°F
	Cold Stream	out	=	-10.00	°F
Aliran 3	MR Refrigerant	in	=	16.42	°F
	Hot Stream	out	=	-42.46	°F
Aliran 4	MR Refrigerant	in	=	16.42	°F

	Hot Stream	out	=	-43.00	°F
Ketentuan	Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
	ΔP Liquid	<	10	psi	
	ΔP Gas	<	10	psi	
Aliran 1	Luas area	=	2,998	ft ²	
	ΔP	=	6.68	psi	
Aliran 2	Luas area	=	210,841	ft ²	
	ΔP	=	7.17	psi	
Aliran 3	Luas area	=	96,065	ft ²	
	ΔP	=	6.82	psi	
Aliran 4	Luas area	=	21,737	ft ²	
	ΔP	=	4.66	psi	
Rd	0.001		(hr)(ft ²)(°F)/(btu)		
Jumlah	1		buah		
Keterangan	-		buah		
B. WCHE 3 Stream					

Aliran 1	LNG	in	=	-43.00	°F
	Hot Stream	out	=	-261.08	°F
Aliran 2	MR Refrigerant	in	=	-42.46	°F
	Hot Stream	out	=	-263.37	°F
Aliran 3	MR Refrigerant	in	=	-264.00	°F
	Cold Stream	out	=	-91.30	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Aliran 1		Luas area	=	442,221	ft ²
		ΔP	=	5.57	psi
Aliran 2		Luas area	=	643,933	ft ²
		ΔP	=	6.92	psi

Aliran 3	Luas area	=	1,268,91 1	ft ²
	ΔP	=	7.18	psi
Rd	0.001		(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah	1		buah	
Keterangan	-		buah	

Harga Alat : Rp. 2,030,388,119,852.06

16. De-Butanizer Condenser

Tabel V.45.Spesifikasi De-Butanizer Condenser

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-253			
Ketentuan		1 - 2 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Overhead	=	107.78	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	Overhead	=	92.83	°F
	Shell	CW	=	87.78	°F
Ketentuan	Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
	ΔP Liquid	<	10	psi	
	ΔP Gas	<	1	psi	

Shell	ID	=	28.00	in
	OD	=	28.75	in
	Baffle	=	23.50	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2.88	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	240.00	in
	Jumlah	=	659	tube
	Passes	=	2	
	ΔP	=	1.58	psi
Rd	0.001		$(hr)(ft^2)(^{\circ}F)/(btu)$	
Luas area	2548.8		ft ² per unit	
Jumlah	1		buah	
Keterangan	-		buah	

Harga Alat : Rp. 647,372,343.71

17. Amine Regeneration Condenser

Tabel V.46.Spesifikasi Amine Regeneration Condenser

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-215			
Ketentuan		1 - 1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Overhead	=	230.00	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	Overhead	=	119.99	°F
	Shell	CW	=	113.00	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell		ID	=	58.00	in
		OD	=	59.00	in
		Baffle	=	23.00	in
		Passes	=	1	
		ΔP	=	9.03	psi
Tube		OD	=	0.75	in
		ID	=	0.67	in
		Pitch	=	0.94	in triangular

	Panjang	=	168.00	in
	Jumlah	=	2,998	tube
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.99	psi
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	7971.4			ft ² per unit
Jumlah	2			bah
Keterangan	-			bah

Harga Alat : Rp. 1,600,374,460.47

18. De-Butanizer Reboiler

Tabel V.47.Spesifikasi De-Butanizer Reboiler

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-252			
Ketentuan		1 - 2 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Steam	=	320.00	°F
	Shell	Bottom	=	301.93	°F
Suhu keluar	Tube	Steam	=	319.21	°F
	Shell	Bottom	=	315.26	°F
Ketentuan	Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	

	ΔP Liquid	<	10	psi
	ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	59.00	in
	OD	=	60.00	in
	Baffle	=	-	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1.79	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	240.00	in
	Jumlah	=	1,667	U tube
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0.18	psi
Rd	0.001		(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	13928		ft ² per unit	
Jumlah	1		buah	
Keterangan	1 Parallel		buah	

Harga Alat : Rp. 12,218,511,098.22

19. De-Ethanizer Reboiler

Tabel V.48.Spesifikasi De-Ethanizer Reboiler

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-242			
Ketentuan		1 - 2 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Steam	=	302.00	°F
	Shell	Bottom	=	216.52	°F
Suhu keluar	Tube	Steam	=	301.81	°F
	Shell	Bottom	=	292.81	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell		ID	=	63.00	in
		OD	=	64.13	in
		Baffle	=	-	in
		Passes	=	1	
		ΔP	=	1.66	psi
Tube		OD	=	0.75	in
		ID	=	0.67	in
		Pitch	=	0.94	in triangular

	Panjang	=	240.00	in
	Jumlah	=	1,903	U tube
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0.20	psi
Rd	0.001		$(hr)(ft^2)(^{\circ}F)/(btu)$	
Luas area	15904		ft ² per unit	
Jumlah	1		buah	
Keterangan	1 Parallel		buah	

Harga Alat : Rp. 11,870,603,606.81

20. Amine Regenerator Reboiler

Tabel V.49.Amine Regenerator Reboiler

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-218			
Ketentuan		1 - 6 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Steam	=	320.00	°F
	Shell	Bottom	=	259.66	°F
Suhu keluar	Tube	Steam	=	319.21	°F
	Shell	Bottom	=	261.56	°F

Ketentuan	Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Liquid	<	10	psi
	ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	60.00	in
	OD	=	61.00	in
	Baffle	=	-	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	7.34	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	216.00	in
	Jumlah	=	1,652	U tube
	Passes	=	6	
	ΔP	=	0.42	psi
Rd	0.001		(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	12531		ft ² per unit	
Jumlah	9		buah	
Keterangan	9 Parallel		buah	

Harga Alat : Rp. 74,591,366,157.69

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain POT (*Pay Out Time*), NPV (*Net Present Value*), dan BEP (*Break Even Point*).

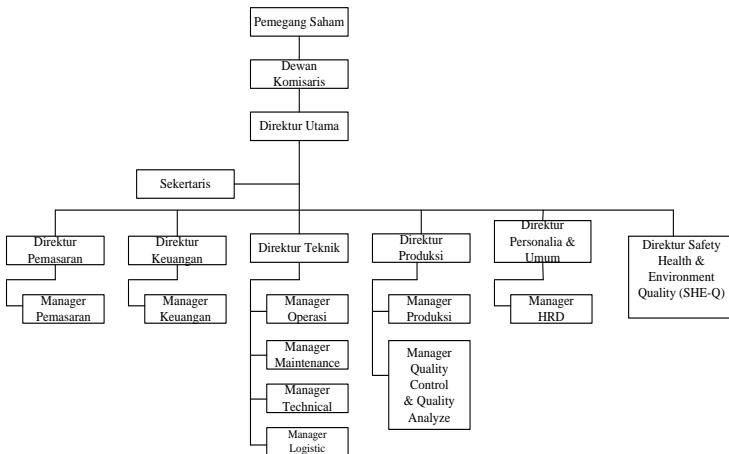
VI.1. Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1. Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik LNG ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

VI.1.2. Sistem Organisasi Perusahaan



Gambar VI.1. Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham pula yang merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung dan terbatas sesuai dengan besarnya saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi milik pemegang saham tidak dipertanggung-jawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan modal paling sedikit 1 tahun. Kekuasaan tertinggi terletak ditangan pemegang saham, dan mereka yang memilih dan menentukan direktur.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham yang memiliki saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris :

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

3. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas direktur adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
- Menentukan kebijakan keuangan

4. Direktur *Safety Health & Environment Quality*

Department ini bertanggung jawab terhadap perencanaan, pelaksanaan, pengawasan dan pemeliharaan keselamatan peralatan kilang dan karyawan serta pencegahan kebakaran dan lindungan lingkungan. Department ini terdiri dari 3 (tiga) Section yaitu :

1. *Safety Section*

Tanggung Jawab Seksi Keselamatan Kerja :

- Meneliti dan mengkaji setiap kecelakaan dan kondisi-kondisi yang dapat mengakibatkan terjadinya kegagalan operasi kilang LNG/LPG, serta menilai setiap masalah yang dapat mengakibatkan tingkat keparahan dari suatu kecelakaan.
- Mengembangkan program pencegahan kecelakaan dan kegagalan operasi kilang LNG/LPG. Prosedur penanggulangan kerugian, metoda kerja aman, serta tindak lanjut untuk peningkatan program tersebut di atas.
- Menyampaikan berita tentang kecelakaan dan kegagalan pencegahan kerugian kepada instansi yang berwenang/terkait secepatnya.
- Mengukur dan mengevaluasi ulang setiap kecelakaan serta sistem penanggulangan kerugian agar dapat terus ditingkatkan upaya-upaya pengembangannya.
- Mengukur dan mengevaluasi ulang setiap kecelakaan serta sistem penanggulangan kerugian agar dapat terus ditingkatkan upaya-upaya pengembangannya.

Selain itu tugas seksi keselamatan kerja meliputi penyidikan kecelakaan, inspeksi keselamatan kerja, pendidikan keselamatan kerja, rekayasa keselamatan kerja, rangkuman statistik & analisa kecelakaan

kerja, alat pelindung diri perorangan, panitia pembina keselamatan dan kesehatan kerja, pengelolaan program keselamatan kerja, pengelolaan program untuk keselamatan kerja.

2. *Safety Engineering and Environment Control Section*
Seksi ini bertanggung jawab terhadap hal-hal berikut :

- Pelaksanaan dan pengkajian konsep/revisi *conceptual study* dan pemantauan pada projek baru atau modifikasi pada peralatan kilang dan fasilitas lainnya khususnya dari sudut pencegahan dan penanggulangan kebakaran, keselamatan kerja dan rekayasa lindungan lingkungan.
- Merencanakan, mengidentifikasi, mengorganisasi, menginvestigasi dan evaluasi kemungkinan adanya sumber pencemaran lingkungan di daerah kerja, *process train, utilities, storage and loading, pipeline, plant support facilities* dan *community*, melaksanakan pemeriksaan dan pengawasaan langsung terhadap implementasi program pengelolaan dan pemantauan lingkungan pabrik.
- Merencanakan, mengorganisasi, melaksanakan dan memantau program pelatihan KKLL untuk karyawan pabrik, kontraktor, keluarga, dan pihak ketiga yang terkait sesuai dengan kebijakan pabrik dan peraturan perundangan.
- Mengidentifikasi, menganalisa, mengembangkan dan menetapkan pelatihan KKLL untuk mengoptimasi kesadaran karyawan pabrik, kontraktor dan keluarga serta pihak ketiga yang terkait terhadap pencegahan dan penanggulangan kebakaran, keselamatan kerja dan pelindungan lingkungan.

3. *Fire Protection Section*

Tanggung jawab *Fire Protection Section* adalah :

- Mengadakan pemeliharaan, pengujian dan inspeksi terhadap peralatan pemadam kebakaran dan fasilitas-fasilitas yang memonitor bahaya secara periodik.
- Mencegah dan memperkecil kerugian-kerugian akibat kebakaran (kehilangan nyawa manusia dan kerugian harta benda) dengan mengendalikan kebocoran LNG/LPG dan kejadian kebakaran.
- Mengendalikan dan menyiapkan petugas yang memadai dan peralatan-peralatan untuk pekerjaan beresiko bahaya tinggi.
- Melatih semua anggota *auxiliary emergency team* dalam hal teknik dan keterampilan pemadaman kebakaran.

5. Direktur Pemasaran

Direktur pemasaran yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh manager pemasaran yang membawahi staf-staf bagian pemasaran.

Tugas Direktur Pemasaran:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (manager pemasaran) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Pemasaran :

- Bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian pemasaran.
- Bagian ini meliputi pemasaran dan iklan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Pemasaran.

6. Direktur Produksi

Direktur produksi yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan *quality* dari bahan baku dan produk yang dihasilkan. Dalam hal ini Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi dan Manager *Quality* yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Produksi:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan *quality* dari bahan baku serta produk yang dihasilkann
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Produksi :

- Bagian produksi bertugas mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin..
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian produksi yang terdiri dari supervisor, mandor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas Manager *Quality Control* (QC) dan *Quality Analyze* (QA):

- Bagian QC dan QA bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian *quality*.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

7. Direktur Teknik

Direktur teknik yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, *maintenance* peralatan, *plant technical* dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Teknik dibantu oleh

Manager Operasi, Manager *Maintenance*, Manager *Plant Technical* dan Manager Logistik yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Teknik:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, *maintenance* peralatan, *plant technical* dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik
- Menentukan kebijakan *engineering* pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian *engineering*.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Operasi :

- Bagian operasi bertugas mengendalikan jalannya proses produksi pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian operasi.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas Manager *Maintenance* :

- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian *maintenance*.

- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur *Engineering*.

Tugas Manager *Plant Technical* :

- Bagian *Plant Technical* bertugas memberikan bantuan teknik kepada bagian *maintenance* dan bagian operasi yang berkaitan dengan kelancaran dan efisiensi peralatan pabrik.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur *Engineering*

Tugas Manager Logistik :

- Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian
 - Tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur *Engineering*

8. Direktur Keuangan

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan dan Manager Pembukuan yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Keuangan:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Keuangan :

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian keuangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan.

9. Direktur Personalia dan Umum

Direktur Personalia dan Umum yang bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan personalia dan umum. Dalam hal ini direktur Personalia dan Umum dibantu oleh manager Personalia dan Umum yang membawahi staf bagian Personalia dan Umum.

Tugas Direktur Personalia dan Umum:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian personalia dan umum
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (manager personalia dan umum) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Personalia dan Umum :

- Bagian ini bertugas bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Personalia dan Umum.

VI.1.3. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi LNG diuraikan sebagai berikut :

Tabel VI.1.Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik LNG

No	Jabatan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	4
2	Direktur Utama	1
3	Direktur Pemasaran	1
4	Direktur Keuangan	1
5	Direktur Teknik	1

6	Direktur Produksi		1
7	Direktur Personalia dan Umum		1
8	Direktur <i>Safety</i>		1
7	Manager		8
8	Manager		
	a.	Produksi	1
	b.	<i>Quality Control</i>	1
	c.	Pemasaran	1
	d.	Keuangan	1
	e.	Operasi	1
	f.	<i>Maintenance</i>	1
	g.	<i>Technical</i>	1
	h.	Logistik	1
	i.	HRD	1
10	Dokter		2
11	Perawat		4
12	<i>Supervisor</i>		
	a.	Proses	12
	b.	<i>Quality Control</i>	12
13	Karyawan		
	a.	Promosi	12

	b.	Penjualan	12
	c.	Pembukuan	8
	d.	Pengelolaan Dana	8
	e.	Utilitas	10
	f.	<i>Maintenance</i>	10
	g.	Kepegawaian	8
14		Sopir	10
15		Operator	225
16		Karyawan Tidak Tetap	15
Total			376

Waktu kerja untuk pabrik LNG dibagi dalam 3 *shift* dengan 4 grup (A, B, C, D) yaitu *shift* pagi, siang dan malam, yang diperuntukkan bagi pegawai di bagian keamanan dan karyawan produksi (*supervisor*, mandor dan *operator*), dimana produksi berjalan selama 24 jam. Dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

Tabel VI.2.Pembagian Jam Kerja Karyawan

<i>Shift</i>	Jam Kerja
<i>Shift</i> pagi	06.00 – 14.00
<i>Shift</i> siang	14.00 – 22.00
<i>Shift</i> malam	22.00 – 06.00
<i>Non-shift</i>	08.00 – 16.00

VI.2. Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik LNG ini meliputi :

1. Air

Berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk *feed boiler*.

2. Steam

Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas.

3. Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.

4. Bahan bakar

Berfungsi untuk bahan bakar untuk *boiler, generator* dan *furnace*.

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik diatas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

VI.2.1. Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air laut, dimana sebelum digunakan air sungai perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik LNG ini digunakan untuk kepentingan :

1. Air sanitasi, meliputi air untuk laboratorium dan karyawan.

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk

konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

- a. Syarat fisik :
 - Suhu di bawah suhu udara
 - Warna jernih
 - Tidak berasa
 - Tidak berbau
 - Kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 mg/liter
 - b. Syarat kimia :
 - $\text{pH} = 6,5 - 8,5$
 - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO_4 , Hg, Cu dan sebagainya
 - c. Syarat bakteriologi :
 - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri *E. coli* kurang dari 1/ 100 ml
2. Air proses, meliputi : air proses, air pendingin dan air umpan *boiler*

Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : pompa air *boiler*, bak pendingin, kation-anion *exchanger*.

VI.2.2. Unit Penyediaan Steam

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari *boiler*. Kebutuhan *steam* digunakan sebagai penukar panas dan untuk keperluan proses. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit *steam* yaitu *boiler*.

VI.2.3. Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik LNG ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

1. Untuk proses produksi
2. Untuk penerangan pabrik dan kantor

VI.2.4. Unit Pendingin

Unit penyediaan air bertugas untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut :

1. Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
2. Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
3. Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
4. Mudah dikendalikan dan dikerjakan
5. Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

- a. hardness : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
- b. zat-zat organik : penyebab slime
- c. silika : penyebab kerak

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan dan mencegah kerak, zat organik, dan korosi.

VI.3. Analisa Ekonomi

VI.3.1. Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik LNG ini, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut :

- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan penolong, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 3 % setiap tahun;
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 10 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 90 % biaya investasi dengan bunga sebesar 9.83 % per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 48 bulan (4 tahun);
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara *straight line*.

VI.3.2. Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada pabrik LNG ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik LNG terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas/kinerja keuangan. Detail perhitungan dapat dilihat pada **Appendiks D**.

VI.3.3. Analisa Ekonomi

Ringkasan analisa ekonomi dari pabrik LNG dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel VI.3.Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik LNG

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	<i>Total Investment Cost</i>	Rp	Rp.59,980,163,115,327
2	<i>Interest</i>	% per thn	9.82%
3	IRR	%	31.575%
4	POT	tahun	3.13
5	BEP	%	46.5
6	<i>Selling Price LNG</i>	USD/mmbtu	19
7	<i>Selling Price LPG</i>	USD/mmbtu	23
8	<i>Selling Price Light Condensate</i>	USD/barrel	59
9	<i>Selling Price Heavy Condensate</i>	USD/barrel	65
10	<i>Project Life</i>	tahun	10
12	<i>Construction Periode</i>	tahun	4
13	<i>Operation Days/Year</i>	hari/tahun	330

BAB VII

KESIMPULAN

Dari hasil yang telah diuraikan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Perencanaan operasi : Kontinu, 24 jam/hari, selama 330 hari
2. Kapasitas produksi : 4,549,198 ton LNG/tahun
3. Bahan baku Gas Alam : 10,073,095.73 ton gas alam/tahun
Masa konstruksi : 4 tahun
4. Analisa ekonomi :

Tabel VII.1.Tabel Analisa Ekonomi

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	<i>Total Investment Cost</i>	Rp	Rp.59,980,163,115,327
2	<i>Interest</i>	% per thn	9.82%
3	IRR	%	31.575%
4	POT	tahun	3.13
5	BEP	%	46.5

Dari segi teknis dan hasil analisa ekonomi yang didapatkan, memperoleh hasil yang menunjukkan potensi besar dengan IRR yang cukup menjanjikan bagi para investor untuk mendirikan pabrik ini.

DAFTAR PUSTAKA

- Astar, Amalia Handini. 2017. *Integrated Evaluation of Masela Block Development Concepts*. Thesis, Stavanger: University of Stavanger.
- Badak LNG. 2007. *LNG & The World of Energy : Volume I Fossil Fuel*. Bontang: Badak LNG.
- BPPT. 2018. *Outlook Energi Indonesia*. Jakarta: BPPT.
- British Columbia Ministry of Environment. 2014. *2014 B.C. Best Practices Methodology for Quantifying Greenhouse Gas Emissions*. Victoria: British Columbia Ministry of Environment.
- Bronfenbrenner, James C., Mark Pillarella, dan Jim Solomon. 2009. “Review the Process Technology Option Available for the Liquefaction of Natural Gas.” *Selecting a Suitable Process*.
- Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi. 2018. *Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027*. Jakarta: Kementerian ESDM.
- GIIGNL. 2017. *GIIGNL Annual Report 2017*. Annual Report, Paris: GIIGNL.
- GPSA. 2014. *Engineering Data Book*. Tulsa: GPSA.
- Habibullah, Arif. 2017. *Acid Gas Removal – Open Art or Licensed Process?* Los Angeles: ResearchGate.
- Kaye, Steve. 2010. “Eastern Indonesia topography maps.” *Banda Arch Geophysics*. September. Diakses Oktober 16, 2019. <http://www.bandaarcgeophysics.co.uk/ei-topo.htm>.
- Kohl, Arthur, dan Richard Nielsen. 1997. *Gas Purification*. Houston: Gulf Publishing Company.

- Mokhatab, Saeid, William A Poe, dan John Y Mak. 2015.
Handbook of Natural Gas Transmission and Processing.
Waltham: Elsevier.
- Olijhoek, Joeri, dan Bastiaan Leeuw. 2015. “CAPEX and OPEX Considerations for Gas Dehydration Technologies.” *Gas Mexico Congress*. Villahermosa: FRAMES. 161-165.
- Wiratama, Hadi, Hezron Yerido, Gede Wibawa, dan Kuswandi. 2015. “Pra Desain Pabrik Floating Lng Di Blok Masela.” *Jurnal Teknik ITS* B99-B102.

APPENDIKS A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Tabel A.1 Komposisi Source Gas dalam Dry Basis

Komponen	% Mol	Fraksi Mol	BM
N ₂	0.933	0.00933	28.01
CO ₂	9.291	0.09291	44.01
CH ₄	81.488	0.81488	16.04
C ₂ H ₆	4.288	0.04288	30.07
C ₃ H ₈	1.512	0.01512	44.10
i-C ₄ H ₁₀	0.296	0.00296	58.12
n-C ₄ H ₁₀	0.143	0.00143	58.12
i-C ₅ H ₁₂	0.187	0.00187	72.15
n-C ₅ H ₁₂	0.157	0.00157	72.15
n-C ₆ H ₁₄	0.230	0.00230	86.18
C7+	1.474	0.01474	100.20
H ₂ S	0.001	0.00001	34.08
Total	100.000	1.00000	
BM Campuran			21.56

Kondisi Operasi Source Gas :

Suhu	:	228.9 °F	382.539 K
Tekanan	:	1259.8 psig	8787.372 kPa

Perhitungan Saturated Water Content dari Gas Alam

Basis perhitungan : C7+ hanya mengandung n-C₇H₁₆

Dari grafik : Suhu : 109.389 °C

Tekanan *Water Content*

8000 kPa 15400 mg water / Sm³ gas

10000 kPa 13000 mg water / Sm³ gas

Interpolasi : 8787.372 kPa 14455.2 mg water / Sm³ gas

Dari grafik : Suhu : 109.389 °C

BM Gas Alam *Cg (Correction for Gas Relative Density)*

20 0.99

25 0.97

Interpolasi : 21.56 0.9838

Saturated Water Content : 14220.5 mg water / Sm³ gas

Kondisi Standar Gas Ideal

Suhu : 15 °C 288.15 K

Tekanan : 101.325 kPa 101325 Pa

Volume Molar : 0.02364 m³/mol

Basis	:	100 mol <i>dry gas</i>
Vt	:	2.36444 Sm ³ gas
Saturated Water Content	:	33623.5 mg water
Sumber :		1.866 mol water GPSA Engineering Data Book

Tabel A.2 Komposisi Source Gas dalam Wet Basis

Komponen	Mol	Fraksi Mol	BM
N ₂	0.933	0.00916	28.01
CO ₂	9.291	0.09121	44.01
CH ₄	81.488	0.79997	16.04
C ₂ H ₆	4.288	0.04209	30.07
C ₃ H ₈	1.512	0.01484	44.10
i-C ₄ H ₁₀	0.296	0.00291	58.12
n-C ₄ H ₁₀	0.143	0.00140	58.12
i-C ₅ H ₁₂	0.187	0.00184	72.15
n-C ₅ H ₁₂	0.157	0.00154	72.15
n-C ₆ H ₁₄	0.230	0.00226	86.18
n-C ₇ H ₁₆	1.474	0.01447	100.20
H ₂ S	0.001	0.00001	34.08
H ₂ O	1.866	0.01830	18.02
Total	101.87	1.00000	

Kapasitas produksi

Source Gas :

700 MMSCFD

700000000 SCF/hari

824360.472 Sm³/jam

34864957.6 mol/jam

Basis perhitungan : 1 jam

Tabel A.3 Komposisi Source Gas

Komponen	Fraksi Mol	BM	Mol (kmol)	Massa (kg)
N ₂	0.00916	28.01	319.36	8946.47
CO ₂	0.09121	44.01	3180.03	139952.61
CH ₄	0.79997	16.04	27890.92	447447.34
C ₂ H ₆	0.04209	30.07	1467.47	44126.18
C ₃ H ₈	0.01484	44.10	517.40	22815.36
i-C ₄ H ₁₀	0.00291	58.12	101.46	5897.03
n-C ₄ H ₁₀	0.00140	58.12	48.81	2837.06
i-C ₅ H ₁₂	0.00184	72.15	64.15	4628.55
n-C ₅ H ₁₂	0.00154	72.15	53.69	3873.90
n-C ₆ H ₁₄	0.00226	86.18	78.79	6790.31

n-C ₇ H ₁₆	0.01447	100.20	504.50	50552.53
H ₂ S	0.00001	34.08	0.35	11.88
H ₂ O	0.01830	18.02	638.03	11494.27
Total	1.00000		34864.96	749373.47

Asumsi dasar yang digunakan :

- 1 Proses dalam keadaan *steady state* sehingga tidak ada akumulasi

Semua nilai yang tertulis berikut ini sudah termasuk hasil dari iterasi dengan fasilitas *goal seek* ataupun *solver* pada Ms.Excel

$$\text{Persamaan Antoine : } \ln P^{\text{sat}} = a + \frac{b}{(T+c)} + d \ln T + e T^f \quad \begin{array}{l} \text{dimana, } P = \text{kPa} \\ T = \text{K} \end{array}$$

Data Persamaan Antoine :

Tabel A.4 Parameter Antoine

Komponen	Parameter Antoine					
	a	b	c	d	e	f
N ₂	35.4113	-966.2	0.0	-4.318	0.00007932	2.0
CO ₂	133.6200	-4735.0	0.0	-21.267	0.04090800	1.0
CH ₄	31.3500	-1307.5	0.0	-3.261	0.00002942	2.0
C ₂ H ₆	44.0103	-2568.8	0.0	-4.976	0.00001464	2.0
C ₃ H ₈	52.3785	-3490.6	0.0	-6.109	0.00001119	2.0
i-C ₄ H ₁₀	58.7845	-4136.7	0.0	-7.017	0.00001037	2.0
n-C ₄ H ₁₀	66.9450	-4604.1	0.0	-8.255	0.00001157	2.0
i-C ₅ H ₁₂	66.7563	-5059.2	0.0	-8.089	0.00000925	2.0
n-C ₅ H ₁₂	63.3315	-5117.8	0.0	-7.483	0.00000777	2.0
n-C ₆ H ₁₄	70.4265	-6055.6	0.0	-8.379	0.00000662	2.0
n-C ₇ H ₁₆	78.3285	-6947.0	0.0	-9.449	0.00000647	2.0
H ₂ S	78.6762	-3839.9	0.0	-11.199	0.01884800	1.0
H ₂ O	65.9278	-7227.5	0.0	-7.177	0.00000403	2.0
MDEA	136.0250	-15003.2	0.0	-16.708	0.00000711	2.0
Piperazine	63.5952	-7914.5	0.0	-6.646	0.00000000	6.0

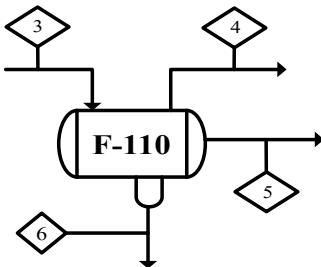
Sumber : Hysys

1). Inlet Separator (Separator 3 Fase)

Fungsi : Untuk memisahkan vapor, liquid 1 dan liquid 2 aliran yang keluar dari sumur gas alam (source gas)

Kondisi Operasi : Suhu 103.91 °F 313.101 K
Tekanan 220 psig 1618.200 kPa

Keterangan :



- 1) Arus 3 : Aliran gas keluar dari Inlet Gas Cooler
- 2) Arus 4 : Aliran gas menuju unit Acid Gas Removal
- 3) Arus 5 : Aliran liquid menuju unit Condensate Stabilizer
- 4) Arus 6 : Aliran liquid menuju aliran Waste Water

Perhitungan :

- 1) Menghitung fraksi mol tiap komponen (z_i) yang masuk Separator 3 Fase

Tabel A.5 Komponen Feed Separator 3 Fase

Komponen	Massa (kg)	Mol (kmol)	z_i
N ₂	8946.469	319.363	0.00916
CO ₂	139952.607	3180.033	0.09121
CH ₄	447447.337	27890.920	0.79997
C ₂ H ₆	44126.176	1467.466	0.04209
C ₃ H ₈	22815.362	517.396	0.01484
i-C ₄ H ₁₀	5897.027	101.457	0.00291
n-C ₄ H ₁₀	2837.058	48.811	0.00140
i-C ₅ H ₁₂	4628.550	64.152	0.00184
n-C ₅ H ₁₂	3873.895	53.692	0.00154
n-C ₆ H ₁₄	6790.312	78.795	0.00226
n-C ₇ H ₁₆	50552.531	504.496	0.01447
H ₂ S	11.883	0.349	0.00001
H ₂ O	11494.266	638.029	0.01830
Total	749373.474	34864.958	1.00000

- 2) Diperoleh data Ki dari simulasi Hysys :

Tabel A.6 Data Ki

Komponen	Ki (1)	Ki (2)	Ki (1) / Ki (2)
N ₂	40.7881	6054.332	0.006737018
CO ₂	5.8582	190.3325	0.030778915
CH ₄	13.1648	5001448	2.6322E-06
C ₂ H ₆	2.8199	1.9E+08	1.48622E-08
C ₃ H ₈	0.8946	1.95E+10	4.58879E-11
i-C ₄ H ₁₀	0.3891	5.68E+12	6.85264E-14
n-C ₄ H ₁₀	0.2857	3.5E+12	8.15081E-14
i-C ₅ H ₁₂	0.1246	1.38E+15	9.01031E-17
n-C ₅ H ₁₂	0.0966	1.22E+15	7.94818E-17
n-C ₆ H ₁₄	0.0339	6.29E+17	5.38914E-20
n-C ₇ H ₁₆	0.0124	5.13E+20	2.41243E-23

H ₂ S	2.2726	59.79617	0.038005879
H ₂ O	5.1151	0.004864	1051.603319

- 3) Menghitung nilai persamaan 3 fase untuk masing-masing komponen

$$\sum_i \frac{z_i(1 - K_i^{(1)})}{\xi(1 - \Psi) + (1 - \Psi)(1 - \xi)K_i^{(1)}/K_i^{(2)} + \Psi K_i^{(1)}} = 0$$

- 4) Trial nilai Ψ dan ξ dengan menggunakan menu *solver* didapatkan

Ψ	0.980280549	V = ΨF
ξ	0.313624914	$L^{(1)} = \xi(F - V)$
1 - Ψ	0.019719451	$L^{(2)} = F - V - L^{(1)}$
1 - ξ	0.686375086	

- 5) Menghitung y_i , x_i (1) dan x_i (2) masing-masing komponen dengan persamaan

$$y_i = \frac{z_i}{\xi(1 - \Psi)/K_i^{(1)} + (1 - \Psi)(1 - \xi)/K_i^{(2)} + \Psi}$$

$$K_i^{(1)} = y_i/x_i^{(1)}$$

$$K_i^{(2)} = y_i/x_i^{(2)}$$

diperoleh :

Tabel A.7 Data y_i , x_i (1) dan x_i (2) Komponen

Komponen	3-phase equation	zi	yi	xi (1)	xi (2)
N ₂	-0.009113741	0.0092	0.0093	0.00023	0.00000
CO ₂	-0.077073443	0.0912	0.0929	0.01586	0.00049
CH ₄	-0.753713032	0.8000	0.8157	0.06196	0.00000
C ₂ H ₆	-0.02764838	0.0421	0.0428	0.01519	0.00000
C ₃ H ₈	0.001771389	0.0148	0.0150	0.01680	0.00000
i-C ₄ H ₁₀	0.004585833	0.0029	0.0029	0.00751	0.00000
n-C ₄ H ₁₀	0.003493945	0.0014	0.0014	0.00489	0.00000
i-C ₅ H ₁₂	0.01255263	0.0018	0.0018	0.01434	0.00000
n-C ₅ H ₁₂	0.013792891	0.0015	0.0015	0.01527	0.00000
n-C ₆ H ₁₄	0.055385895	0.0023	0.0019	0.05733	0.00000
n-C ₇ H ₁₆	0.779882932	0.0145	0.0098	0.78966	0.00000
H ₂ S	-5.69529E-06	0.0000	0.0000	0.00000	0.00000
H ₂ O	-0.003911223	0.0183	0.0049	0.00095	0.99951
Total	0.00000	1.0000	1.0000	1.00000	1.00000

- 6) Menghitung komposisi vapor, liquid 1 dan liquid 2 masing-masing komponen :

Tabel A.8 Data Aliran Produk

Komponen	Vapor		Liquid 1		Liquid 2	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
N ₂	319.3	8945.1	0.0	1.4	0.0	0.0

CO ₂	3176.4	139791.9	3.4	150.5	0.2	10.1
CH ₄	27877.6	447233.0	13.4	214.3	0.0	0.0
C ₂ H ₆	1464.2	44027.7	3.3	98.5	0.0	0.0
C ₃ H ₈	513.8	22655.6	3.6	159.8	0.0	0.0
i-C ₄ H ₁₀	99.8	5802.9	1.6	94.1	0.0	0.0
n-C ₄ H ₁₀	47.8	2775.8	1.1	61.3	0.0	0.0
i-C ₅ H ₁₂	61.1	4405.5	3.1	223.1	0.0	0.0
n-C ₅ H ₁₂	50.4	3636.4	3.3	237.5	0.0	0.0
n-C ₆ H ₁₄	66.4	5725.0	12.4	1065.3	0.0	0.0
n-C ₇ H ₁₆	334.2	33490.9	170.3	17061.7	0.0	0.0
H ₂ S	0.3	11.8	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂ O	166.2	2993.4	0.2	3.7	471.7	8497.2
Total	34177.4	721495.0	215.6	19371.2	471.9	8507.3

7) Neraca massa separator 3 fase

Tabel A.9 Neraca Massa Separator 3 Fase

Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 3	kg	xi	1	Arus 4	kg	xi
	N ₂	8946.47	0.012		N ₂	8945.07	0.012
	CO ₂	139952.61	0.187		CO ₂	139791.92	0.194
	CH ₄	447447.34	0.597		CH ₄	447233.01	0.620
	C ₂ H ₆	44126.18	0.059		C ₂ H ₆	44027.67	0.061
	C ₃ H ₈	22815.36	0.030		C ₃ H ₈	22655.59	0.031
	i-C ₄ H ₁₀	5897.03	0.008		i-C ₄ H ₁₀	5802.94	0.008
	n-C ₄ H ₁₀	2837.06	0.004		n-C ₄ H ₁₀	2775.76	0.004
	i-C ₅ H ₁₂	4628.55	0.006		i-C ₅ H ₁₂	4405.47	0.006
	n-C ₅ H ₁₂	3873.90	0.005		n-C ₅ H ₁₂	3636.37	0.005
	n-C ₆ H ₁₄	6790.31	0.009		n-C ₆ H ₁₄	5725.03	0.008
	n-C ₇ H ₁₆	50552.53	0.067		n-C ₇ H ₁₆	33490.88	0.046
	H ₂ S	11.88	0.000		H ₂ S	11.85	0.000
	H ₂ O	11494.27	0.015		H ₂ O	2993.42	0.004
	TOTAL	749373.47	1.00		TOTAL	721494.98	1.00
				2	Arus 5	kg	xi
					N ₂	1.38	0.000
					CO ₂	150.55	0.008
					CH ₄	214.33	0.011
					C ₂ H ₆	98.50	0.005
					C ₃ H ₈	159.78	0.008
					i-C ₄ H ₁₀	94.08	0.005
					n-C ₄ H ₁₀	61.30	0.003
					i-C ₅ H ₁₂	223.08	0.012
					n-C ₅ H ₁₂	237.52	0.012
					n-C ₆ H ₁₄	1065.29	0.055

			n-C ₇ H ₁₆	17061.65	0.881
			H ₂ S	0.03	0.000
			H ₂ O	3.69	0.000
			TOTAL	19371.18	1.00
		3	Arus 6	kg	xi
			N ₂	0.02	0.000
			CO ₂	10.14	0.001
			CH ₄	0.00	0.000
			C ₂ H ₆	0.00	0.000
			C ₃ H ₈	0.00	0.000
			i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
			n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
			i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000
			n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000
			n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000
			n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000
			H ₂ S	0.00	0.000
			H ₂ O	8497.16	0.999
			TOTAL	8507.32	1.00
	TOTAL	749373.47		TOTAL	749373.47

2) Amine Contactor

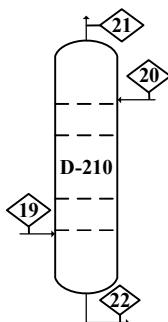
Fungsi : Untuk memisahkan CO₂ dan H₂S dari source gas

Kondisi Operasi :

Suhu Atas 35.00 °C 308.15 K

Suhu Bawah 41.18 °C 314.33 K

Tekanan 1618 kPa



Keterangan :

- 1) Arus 19 : Aliran gas keluar dari Inlet Gas Separator
- 2) Arus 21 : Aliran gas menuju unit Dehidrasi
- 3) Arus 20 : Aliran liquid keluar dari Lean Amine Cooler
- 4) Arus 22 : Aliran liquid menuju Rich Amine Flash Drum

Tabel A.10 Komposisi Massa Gas Masuk Absorber Column

Komponen	Massa (kg)	Mol (kmol)	zi
N ₂	8945.07	319.31	0.009
CO ₂	139791.92	3176.38	0.093

CH ₄	447233.01	27877.56	0.816
C ₂ H ₆	44027.67	1464.19	0.043
C ₃ H ₈	22655.59	513.77	0.015
i-C ₄ H ₁₀	5802.94	99.84	0.003
n-C ₄ H ₁₀	2775.76	47.76	0.001
i-C ₅ H ₁₂	4405.47	61.06	0.002
n-C ₅ H ₁₂	3636.37	50.40	0.001
n-C ₆ H ₁₄	5725.03	66.43	0.002
n-C ₇ H ₁₆	33490.88	334.23	0.010
H ₂ S	11.85	0.35	0.000
H ₂ O	2993.42	166.16	0.005
Total	721494.98	34177.44	1.000

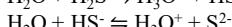
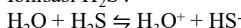
- 1) Spesifikasi pelarut yang digunakan dengan basis 1000 kg

Tabel A.11 Komposisi Pelarut (Amine)

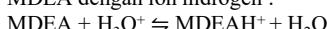
Komponen	BM (kg/kmol)	fraksi massa	massa (kg)	mol (kmol)	fraksi mol
MDEA	119.16	0.350	350.00	2.94	0.080
Piperazine	86.14	0.050	50.00	0.58	0.016
H ₂ O	18.02	0.600	600.00	33.31	0.904
TOTAL		1.000	1000.00	36.82	1.000

Menghitung Kebutuhan Amine untuk Menghilangkan Kandungan H₂S
 Reaksi MDEA dengan H₂S

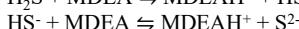
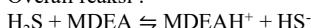
Ionisasi H₂S :



MDEA dengan ion hidrogen :



Overall reaksi :



Spesifikasi produk	=	0.0025 gram/SCF
	=	0.00612 fraksi mol
	=	0.61249 %
Mol H ₂ S masuk absorber	=	0.35 kmol
Fraksi mol H ₂ S masuk absorber	=	0.00102 %
Mol gas tanpa CO ₂ dan H ₂ S (Sweet Gas)	=	31000.7 kmol
Fraksi mol H ₂ S pada	=	1.1E-05 fraksi mol

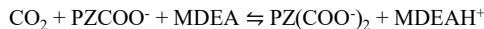
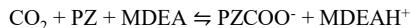
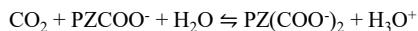
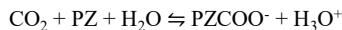
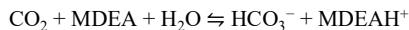
$$\text{Sweet Gas} = 0.00112 \%$$

Kandungan H₂S sudah memenuhi spesifikasi produk sehingga digunakan basis perhitungan berdasarkan jumlah CO₂

Menghitung Kebutuhan Amine untuk Menghilangkan Kandungan CO₂

Reaksi MDEA dan Piperazine dengan CO₂

Overall reaksi :



Spesifikasi produk	=	50 ppm
	=	0.00005 fraksi mol
	=	0.005 %
Mol CO ₂ masuk absorber	=	3176.38 kmol
Mol gas tanpa CO ₂ dan H ₂ S (Sweet Gas)	=	31000.7 kmol
Target mol CO ₂ keluar	=	30.00 ppm
	=	0.93 kmol
Mol CO ₂ terserap	=	3175.45 kmol
	=	99.9707 %

Data yang didapat dari literatur

MDEA	=	35 %wt
Piperazine	=	5 %wt
Total Amine Strength	=	40 %wt
CO ₂ Loading	=	0.532 mol CO ₂ /mol Amine
Mol CO ₂ keluar	=	30.00 ppm

Sumber : CO₂ Removal from Syngas Using Piperazine-Activated MDEA and Potassium Dimethyl Glycinate

Kebutuhan Amine	=	CO ₂ loading / mol CO ₂ terserap
	=	5968.9 kmol
Kebutuhan MDEA	=	4983.9 kmol
	=	593902 kg
Kebutuhan Piperazine	=	985.0 kmol

	=	84843 kg
Kebutuhan H ₂ O	=	56514.1 kmol
	=	1018118 kg
Total Lean Amine	=	1696863 kg

2) Dari hasil trial menggunakan simulasi Hysys

MDEA	=	35 %wt
Piperazine	=	5 %wt
Total Amine Strength	=	40 %wt
Mol CO ₂ keluar	=	31.97 ppm
Total Lean Amine	=	1993920 kg
Kebutuhan MDEA	=	5856.4 kmol
	=	697872 kg
Kebutuhan Piperazine	=	1157.4 kmol
	=	99696 kg
Kebutuhan H ₂ O	=	66323.2 kmol
	=	1194830 kg
Gas lain yang terlarut sisa	=	1522 kg
dari Regenerator		
Mol CO ₂ terserap	=	3175.39 kmol
Mol H ₂ S terserap	=	0.35 kmol
Mol Acid terserap	=	mol H ₂ S terserap + mol CO ₂ terserap
	=	3175.74 kmol
Acid Loading	=	0.453 mol Acid/mol Amine

3) Neraca massa amine contactor dari simulasi Hysys

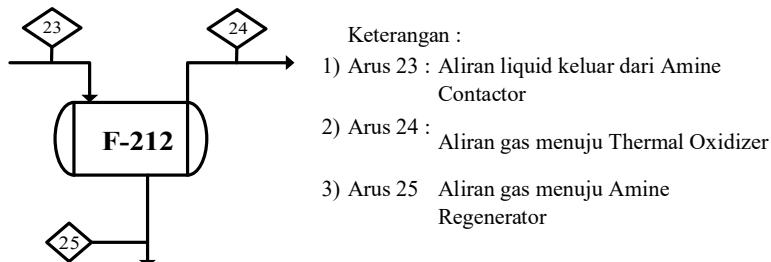
Tabel A.12 Neraca Massa Amine Contactor

Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 19	kg	xi	1	Arus 21	kg	xi
	N ₂	8945.07	0.012		N ₂	8941.93	0.015
	CO ₂	139791.92	0.194		CO ₂	43.49	0.000
	CH ₄	447233.01	0.620		CH ₄	446807.61	0.770
	C ₂ H ₆	44027.67	0.061		C ₂ H ₆	43953.43	0.076
	C ₃ H ₈	22655.59	0.031		C ₃ H ₈	22618.82	0.039
	i-C ₄ H ₁₀	5802.94	0.008		i-C ₄ H ₁₀	5789.04	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	2775.76	0.004		n-C ₄ H ₁₀	2771.24	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	4405.47	0.006		i-C ₅ H ₁₂	4296.40	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	3636.37	0.005		n-C ₅ H ₁₂	3630.41	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	5725.03	0.008		n-C ₆ H ₁₄	5715.40	0.010
	n-C ₇ H ₁₆	33490.88	0.046		n-C ₇ H ₁₆	33428.55	0.058
	H ₂ S	11.85	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	2993.42	0.004		H ₂ O	1898.88	0.003

TOTAL	721494.98	1.00	
2 Arus 20	kg	xi	
N ₂	0.00	0.000	
CO ₂	1521.86	0.001	
CH ₄	0.00	0.000	
C ₂ H ₆	0.00	0.000	
C ₃ H ₈	0.00	0.000	
i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000	
n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000	
i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000	
n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000	
n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000	
n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000	
H ₂ S	0.01	0.000	
H ₂ O	1194830.13	0.599	
MDEA	697872.00	0.350	
Piperazine	99696.00	0.050	
TOTAL	1993920.00	1.00	
TOTAL	2715415.0		
2 Arus 22	kg	xi	
N ₂	3.13	0.000	
CO ₂	141270.29	0.066	
CH ₄	425.40	0.000	
C ₂ H ₆	74.24	0.000	
C ₃ H ₈	36.76	0.000	
i-C ₄ H ₁₀	13.90	0.000	
n-C ₄ H ₁₀	4.52	0.000	
i-C ₅ H ₁₂	109.08	0.000	
n-C ₅ H ₁₂	5.97	0.000	
n-C ₆ H ₁₄	9.62	0.000	
n-C ₇ H ₁₆	62.34	0.000	
H ₂ S	11.86	0.000	
H ₂ O	1195924.68	0.560	
MDEA	697871.74	0.327	
Piperazine	99695.67	0.047	
TOTAL	2135519.18	1.00	
TOTAL	2715415.0		

3) Rich Amine Flash Drum

Fungsi : Untuk memisangkan gas yang teriarut dalam peiarut (amine)
 Kondisi Operasi : Suhu 68.50 °C 293.428 K
 Tekanan 308.168 kPa



Perhitungan :

- 1) Menghitung fraksi mol tiap komponen (zi) yang masuk Rich Amine Flash Drum

Tabel A.13 Komponen Feed Rich Amine Flash Drum

Komponen	Massa (kg)	Mol (kmol)	zi
N ₂	3.13	0.112	0.000
CO ₂	141270.29	3209.973	0.042
CH ₄	425.40	26.517	0.000

C ₂ H ₆	74.24	2.469	0.000
C ₃ H ₈	36.76	0.834	0.000
i-C ₄ H ₁₀	13.90	0.239	0.000
n-C ₄ H ₁₀	4.52	0.078	0.000
i-C ₅ H ₁₂	109.08	1.512	0.000
n-C ₅ H ₁₂	5.97	0.083	0.000
n-C ₆ H ₁₄	9.62	0.112	0.000
n-C ₇ H ₁₆	62.34	0.622	0.000
H ₂ S	11.86	0.348	0.000
H ₂ O	1195924.68	66383.907	0.866
MDEA	697871.74	5856.409	0.076
Piperazine	99695.67	1157.410	0.015
Total	2135519.18	76640.624	1.000

- 2) Diperoleh data Ki dari simulasi Hysys :

Tabel A.14 Data Ki

Komponen	Ki
N ₂	11456.3503
CO ₂	6.1240
CH ₄	14755.2938
C ₂ H ₆	10712.2735
C ₃ H ₈	11574.2421
i-C ₄ H ₁₀	9175.2598
n-C ₄ H ₁₀	11427.2622
i-C ₅ H ₁₂	124.9928
n-C ₅ H ₁₂	14529.4222
n-C ₆ H ₁₄	18743.2061
n-C ₇ H ₁₆	22405.7373
H ₂ S	5.3612
H ₂ O	0.0989
MDEA	0.0001
Piperazine	0.0000

- 3) Menghitung yi masing-masing komponen dengan persamaan

$$\sum_i yi = \sum_i \frac{ziKi}{1 + V(Ki - 1)} = 1$$

- 4) Trial nilai V dengan menggunakan menu Goal seek didapatkan

fraksi V =	0.001	fraksi L =	0.999
V =	41.97 kmol	L =	76598.65 kmol

- 5) Menghitung xi masing-masing komponen dengan persamaan

$$xi = \frac{yi}{Ki}$$

diperoleh :

Tabel A.15 Data Ki, yi, xi Komponen

Komponen	yi	xi
N ₂	0.0023	0.000
CO ₂	0.2558	0.042
CH ₄	0.5622	0.000
C ₂ H ₆	0.0503	0.000
C ₃ H ₈	0.0172	0.000
i-C ₄ H ₁₀	0.0048	0.000
n-C ₄ H ₁₀	0.0016	0.000
i-C ₅ H ₁₂	0.0023	0.000
n-C ₅ H ₁₂	0.0018	0.000
n-C ₆ H ₁₄	0.0024	0.000
n-C ₇ H ₁₆	0.0137	0.000
H ₂ S	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0857	0.867
MDEA	0.0000	0.076
Piperazine	0.0000	0.015
Total	1.0000	1.000

- 6) Menghitung komposisi top dan bottom produk masing-masing komponen :

Tabel A.16 Data Top Produk dan Bottom Produk

Komponen	Top Produk		Bottom Produk	
	kmol	kg	kmol	kg
N ₂	0.10	2.70	0.02	0.4
CO ₂	10.74	472.47	3199.24	140797.8
CH ₄	23.60	378.58	2.92	46.8
C ₂ H ₆	2.11	63.44	0.36	10.8
C ₃ H ₈	0.72	31.76	0.11	5.0
i-C ₄ H ₁₀	0.20	11.59	0.04	2.3
n-C ₄ H ₁₀	0.07	3.90	0.01	0.6
i-C ₅ H ₁₂	0.10	6.99	1.41	102.1
n-C ₅ H ₁₂	0.07	5.30	0.01	0.7
n-C ₆ H ₁₄	0.10	8.77	0.01	0.9
n-C ₇ H ₁₆	0.58	57.64	0.05	4.7
H ₂ S	0.00	0.03	0.35	11.8
H ₂ O	3.60	64.81	66380.31	1195859.9
MDEA	0.00	0.03	5856.41	697871.7
Piperazine	0.00	0.00	1157.41	99695.7
Total	41.97	1108.01	76598.65	140972.1

7) Neraca massa Rich Amine Flash Drum

Tabel A.17 Neraca Massa Rich Amine Flash Drum

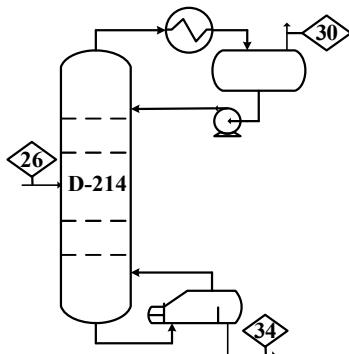
Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 23	kg	xi	1	Arus 24	kg	xi
	N ₂	3.13	0.000		N ₂	2.70	0.002
	CO ₂	141270.29	0.066		CO ₂	472.47	0.426
	CH ₄	425.40	0.000		CH ₄	378.58	0.342
	C ₂ H ₆	74.24	0.000		C ₂ H ₆	63.44	0.057
	C ₃ H ₈	36.76	0.000		C ₃ H ₈	31.76	0.029
	i-C ₄ H ₁₀	13.90	0.000		i-C ₄ H ₁₀	11.59	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	4.52	0.000		n-C ₄ H ₁₀	3.90	0.004
	i-C ₅ H ₁₂	109.08	0.000		i-C ₅ H ₁₂	6.99	0.006
	n-C ₅ H ₁₂	5.97	0.000		n-C ₅ H ₁₂	5.30	0.005
	n-C ₆ H ₁₄	9.62	0.000		n-C ₆ H ₁₄	8.77	0.008
	n-C ₇ H ₁₆	62.34	0.000		n-C ₇ H ₁₆	57.64	0.052
	H ₂ S	11.86	0.000		H ₂ S	0.03	0.000
	H ₂ O	1195924.68	0.560		H ₂ O	64.81	0.058
	MDEA	697871.74	0.327		MDEA	0.03	0.000
	Piperazine	99695.67	0.047		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	2135519.18	0.63		TOTAL	1108.01	1.00
				2	Arus 25	kg	xi
					N ₂	0.43	0.000
					CO ₂	140797.81	0.066
					CH ₄	46.82	0.000
					C ₂ H ₆	10.81	0.000
					C ₃ H ₈	5.01	0.000
					i-C ₄ H ₁₀	2.31	0.000
					n-C ₄ H ₁₀	0.62	0.000
					i-C ₅ H ₁₂	102.08	0.000
					n-C ₅ H ₁₂	0.67	0.000
					n-C ₆ H ₁₄	0.85	0.000
					n-C ₇ H ₁₆	4.70	0.000
					H ₂ S	11.82	0.000
					H ₂ O	1195859.87	0.560
					MDEA	697871.71	0.327
					Piperazine	99695.67	0.047
	TOTAL	2134411.17			TOTAL	2135519.2	
	TOTAL	2135519.2			TOTAL	2135519.2	

4) Amine Regenerator

Fungsi : Meregenerasi pelarut (amine), memisahkan sebagian besar CO₂ dan H₂S dari pelarut (amine)

Kondisi Operasi : Suhu 98.89 °C 372.04 K

Tekanan 239.22 kPa



Keterangan :

- 1) Arus 26 : Aliran liquid keluar dari Rich/Lean Amine Heat Exchanger
- 2) Arus 30 : Aliran gas CO₂ dan H₂S menuju Thermal Oxidizer
- 3) Arus 34 : Aliran liquid menuju Rich/Lean Amine Heat Exchanger

Neraca massa Amine Regenerator dari simulasi Hysys

Tabel A.18 Neraca Massa Amine Regenerator

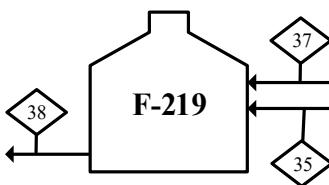
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 26	kg	xi	1	Arus 30	kg	xi
	N ₂	0.43	0.000		N ₂	0.43	0.000
	CO ₂	140797.81	0.066		CO ₂	139118.84	0.977
	CH ₄	46.82	0.000		CH ₄	46.82	0.000
	C ₂ H ₆	10.81	0.000		C ₂ H ₆	10.81	0.000
	C ₃ H ₈	5.01	0.000		C ₃ H ₈	5.01	0.000
	i-C ₄ H ₁₀	2.31	0.000		i-C ₄ H ₁₀	2.31	0.000
	n-C ₄ H ₁₀	0.62	0.000		n-C ₄ H ₁₀	0.62	0.000
	i-C ₅ H ₁₂	102.08	0.000		i-C ₅ H ₁₂	102.08	0.001
	n-C ₅ H ₁₂	0.67	0.000		n-C ₅ H ₁₂	0.67	0.000
	n-C ₆ H ₁₄	0.85	0.000		n-C ₆ H ₁₄	0.85	0.000
	n-C ₇ H ₁₆	4.70	0.000		n-C ₇ H ₁₆	4.70	0.000
	H ₂ S	11.82	0.000		H ₂ S	11.81	0.000
	H ₂ O	1195859.87	0.560		H ₂ O	3085.17	0.022
	MDEA	697871.71	0.327		MDEA	0.00	0.000
	Piperazine	99695.67	0.047		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	2134411.17	1.00		TOTAL	142390.11	1.00
				2	Arus 34	kg	xi
					N ₂	0.00	0.000
					CO ₂	1678.97	0.001
					CH ₄	0.00	0.000
					C ₂ H ₆	0.00	0.000
					C ₃ H ₈	0.00	0.000
					i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
					n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
					i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000

TOTAL	2134411.2		
TOTAL	2134411.2		

5) Amine Surge Tank

Fungsi : Menambahkan H_2O , MDEA dan Piperazine ke dalam aliran pelarut (amine)

Kondisi Operasi : Suhu $86.80\text{ }^{\circ}\text{C}$ 359.95 K
Tekanan 163.41 kPa



Keterangan :

- 1) Arus 37 : Aliran make up H_2O , MDEA dan Piperazine
- 2) Arus 35 : Aliran liquid keluar dari Rich/Lean Amine Heat Exchanger
- 3) Arus 38 : Aliran liquid menuju Lean Amine Cooler

Neraca massa Amine Surge Tank

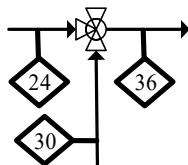
Tabel A.19 Neraca Massa Lean Amine Surge Tank

1	Arus 35	Masuk (Kg)		Keluar (Kg)			
		kg	xi	1	Arus 38	kg	
	N_2	0.00	0.000		N_2	0.00	0.000
	CO_2	1678.97	0.001		CO_2	1678.97	0.001
	CH_4	0.00	0.000		CH_4	0.00	0.000
	C_2H_6	0.00	0.000		C_2H_6	0.00	0.000
	C_3H_8	0.00	0.000		C_3H_8	0.00	0.000
	$i-C_4H_{10}$	0.00	0.000		$i-C_4H_{10}$	0.00	0.000
	$n-C_4H_{10}$	0.00	0.000		$n-C_4H_{10}$	0.00	0.000
	$i-C_5H_{12}$	0.00	0.000		$i-C_5H_{12}$	0.00	0.000
	$n-C_5H_{12}$	0.00	0.000		$n-C_5H_{12}$	0.00	0.000
	$n-C_6H_{14}$	0.00	0.000		$n-C_6H_{14}$	0.00	0.000
	$n-C_7H_{16}$	0.00	0.000		$n-C_7H_{16}$	0.00	0.000
	H_2S	0.01	0.000		H_2S	0.01	0.000
	H_2O	1192774.70	0.599		H_2O	1194673.01	0.599
	MDEA	697871.71	0.350		MDEA	697872.00	0.350

	Piperazine	99695.67	0.050		Piperazine	99696.00	0.050
	TOTAL	1992021.06	1.00		TOTAL	1993920.00	1.00
2	Arus 37	kg	xi				
	H ₂ O	1898.312137	1.000				
	MDEA	0.29212993	0.000				
	Piperazine	0.334113578	0.000				
	TOTAL	1898.94	1.00				
	TOTAL	1993920.0			TOTAL	1993920.0	

6) Mixing Point to Thermal Oxidizer

Fungsi : Untuk menyatukan aliran Acid Gas menuju Thermal Oxidizer



Keterangan :

- 1) Arus 24 : Aliran gas keluar dari Rich Amine Flash Drum
- 2) Arus 30 : Aliran gas keluar dari Amine Regenerator
- 3) Arus 36 : Aliran gas menuju Thermal Oxidizer

Neraca massa Mixing Point to Thermal Oxidizer

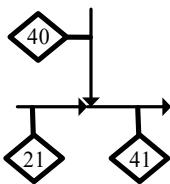
Tabel A.20 Neraca Massa Mixing Point to Thermal Oxidizer

Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 24	kg	xi	1	Arus 36	kg	xi
	N ₂	2.70	0.002		N ₂	3.13	0.000
	CO ₂	472.47	0.426		CO ₂	139591.31	0.973
	CH ₄	378.58	0.342		CH ₄	425.40	0.003
	C ₂ H ₆	63.44	0.057		C ₂ H ₆	74.24	0.001
	C ₃ H ₈	31.76	0.029		C ₃ H ₈	36.76	0.000
	i-C ₄ H ₁₀	11.59	0.010		i-C ₄ H ₁₀	13.90	0.000
	n-C ₄ H ₁₀	3.90	0.004		n-C ₄ H ₁₀	4.52	0.000
	i-C ₅ H ₁₂	6.99	0.006		i-C ₅ H ₁₂	109.08	0.001
	n-C ₅ H ₁₂	5.30	0.005		n-C ₅ H ₁₂	5.97	0.000
	n-C ₆ H ₁₄	8.77	0.008		n-C ₆ H ₁₄	9.62	0.000
	n-C ₇ H ₁₆	57.64	0.052		n-C ₇ H ₁₆	62.34	0.000
	H ₂ S	0.03	0.000		H ₂ S	11.84	0.000
	H ₂ O	64.81	0.058		H ₂ O	3149.97	0.022
	MDEA	0.03	0.000		MDEA	0.03	0.000
	Piperazine	0.00	0.000		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	1108.01	1.00		TOTAL	143498.12	1.00
2	Arus 30	kg	xi				
	N ₂	0.43	0.000				

CO ₂	139118.84	0.977			
CH ₄	46.82	0.000			
C ₂ H ₆	10.81	0.000			
C ₃ H ₈	5.01	0.000			
i-C ₄ H ₁₀	2.31	0.000			
n-C ₄ H ₁₀	0.62	0.000			
i-C ₅ H ₁₂	102.08	0.001			
n-C ₅ H ₁₂	0.67	0.000			
n-C ₆ H ₁₄	0.85	0.000			
n-C ₇ H ₁₆	4.70	0.000			
H ₂ S	11.81	0.000			
H ₂ O	3085.17	0.022			
MDEA	0.00	0.000			
Piperazine	0.00	0.000			
TOTAL	142390.11	1.00			
TOTAL	143498.1			TOTAL	143498.1

7) Mixing Point to Molecular Sieve Column

Fungsi : Untuk menggabungkan gas dari regenerasi Molecular Sieve Column



Keterangan :

- 1) Arus 21 : Aliran gas keluar dari Amine Contactor
- 2) Arus 40 : Aliran gas keluar dari regenerasi Molecular Sieve
- 3) Arus 41 : Aliran gas menuju Molecular Sieve Column

Neraca massa Mixing Point to Molecular Sieve Column

Tabel A.21 Neraca Massa Mixing Point to Molecular Sieve Column

1	Masuk (Kg)			Keluar (Kg)			
	Arus 21	kg	xi	1	Arus 41	kg	xi
	N ₂	8941.78	0.015		N ₂	15544.28	0.016
	CO ₂	43.49	0.000		CO ₂	75.59	0.000
	CH ₄	446811.51	0.770		CH ₄	776683.62	0.775
	C ₂ H ₆	43953.81	0.076		C ₂ H ₆	76377.09	0.076
	C ₃ H ₈	22619.07	0.039		C ₃ H ₈	39264.95	0.039
	i-C ₄ H ₁₀	5789.10	0.010		i-C ₄ H ₁₀	10029.82	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	2771.27	0.005		n-C ₄ H ₁₀	4795.23	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	4296.44	0.007		i-C ₅ H ₁₂	7388.75	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	3630.44	0.006		n-C ₅ H ₁₂	6223.62	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	5715.45	0.010		n-C ₆ H ₁₄	9558.86	0.010

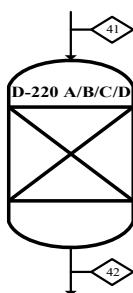
	n-C ₇ H ₁₆	33428.87	0.058		n-C ₇ H ₁₆	52879.61	0.053
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	1898.86	0.003		H ₂ O	2847.42	0.003
	MDEA	0.26	0.000		MDEA	0.27	0.000
	Piperazine	0.33	0.000		Piperazine	0.47	0.000
	TOTAL	579900.70	1.00		TOTAL	1001669.58	1.00
2	Arus 40	kg	xi				
	N ₂	6602.50	0.016				
	CO ₂	32.10	0.000				
	CH ₄	329872.11	0.782				
	C ₂ H ₆	32423.28	0.077				
	C ₃ H ₈	16645.88	0.039				
	i-C ₄ H ₁₀	4240.71	0.010				
	n-C ₄ H ₁₀	2023.96	0.005				
	i-C ₅ H ₁₂	3092.31	0.007				
	n-C ₅ H ₁₂	2593.18	0.006				
	n-C ₆ H ₁₄	3843.41	0.009				
	n-C ₇ H ₁₆	19450.74	0.046				
	H ₂ S	0.00	0.000				
	H ₂ O	948.56	0.002				
	MDEA	0.00	0.000				
	Piperazine	0.14	0.000				
	TOTAL	421768.88	1.00		TOTAL	1001669.6	
	TOTAL	1001669.6			TOTAL	1001669.6	

8) Molecular Sieve Column

Fungsi : Untuk menjerap H₂O pada feed gas

Kondisi Operasi : Suhu 45.06 °C 318.21 K

Tekanan 1618.17 kPa



Keterangan :

- 1) Arus 41 : Aliran gas keluar dari Acid Gas Removal
- 2) Arus 42 : Aliran gas menuju Splitter to Regeneration Molecular Sieve

Neraca massa Molecular Sieve Column

Tabel A.22 Neraca Massa Molecular Sieve

Masuk (Kg)	Keluar (Kg)
------------	-------------

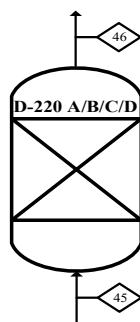
1	Arus 41	kg	xi	1	Arus 42	kg	xi
	N ₂	15544.28	0.016		N ₂	15544.28	0.016
	CO ₂	75.59	0.000		CO ₂	75.59	0.000
	CH ₄	776683.62	0.775		CH ₄	776683.62	0.778
	C ₂ H ₆	76377.09	0.076		C ₂ H ₆	76377.09	0.076
	C ₃ H ₈	39264.95	0.039		C ₃ H ₈	39264.95	0.039
	i-C ₄ H ₁₀	10029.82	0.010		i-C ₄ H ₁₀	10029.82	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	4795.23	0.005		n-C ₄ H ₁₀	4795.23	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	7388.75	0.007		i-C ₅ H ₁₂	7388.75	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	6223.62	0.006		n-C ₅ H ₁₂	6223.62	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	9558.86	0.010		n-C ₆ H ₁₄	9558.86	0.010
	n-C ₇ H ₁₆	52879.61	0.053		n-C ₇ H ₁₆	52879.61	0.053
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	2847.42	0.003		H ₂ O	0.00	0.000
	MDEA	0.27	0.000		MDEA	0.27	0.000
	Piperazine	0.47	0.000		Piperazine	0.47	0.000
	TOTAL	1001669.58	1.00		TOTAL	998822.16	1.00
				2	Akumulas	kg	xi
					H ₂ O	2847.42	1.000
					TOTAL	2847.42	1.00
	TOTAL	1001669.6			TOTAL	1001669.6	

9) Regenerasi Molecular Sieve

Fungsi : Untuk meregenerasi molecular sieve yang telah jenuh

Kondisi Operasi : Suhu 260 °C 533.15 K

Tekanan 1564.39 kPa



Keterangan :

- 1) Arus 45 : Aliran gas keluar dari Regen Gas Heater
- 2) Arus 46 : Aliran gas menuju Regen Gas Cooler

Regenerasi menggunakan sebagian aliran gas yang keluar dari kolom molecular sieve, yang sudah tidak mengandung H₂O.

Gas regenerasi di desain berdasarkan literatur GPSA (Appendiks C)
sebesar **426509.66 kg**

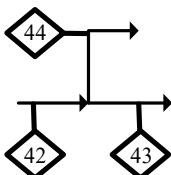
Neraca massa Regenerasi Molecular Sieve

Tabel A.23 Neraca Massa Regenerasi Molecular Sieve

Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 45	kg	xi	1	Arus 46	kg	xi
	N ₂	6637.61	0.007		N ₂	6637.61	0.016
	CO ₂	32.28	0.000		CO ₂	32.28	0.000
	CH ₄	331653.71	0.331		CH ₄	331653.71	0.776
	C ₂ H ₆	32613.98	0.033		C ₂ H ₆	32613.98	0.076
	C ₃ H ₈	16766.63	0.017		C ₃ H ₈	16766.63	0.039
	i-C ₄ H ₁₀	4282.86	0.004		i-C ₄ H ₁₀	4282.86	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	2047.62	0.002		n-C ₄ H ₁₀	2047.62	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	3155.09	0.003		i-C ₅ H ₁₂	3155.09	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	2657.57	0.003		n-C ₅ H ₁₂	2657.57	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	4081.76	0.004		n-C ₆ H ₁₄	4081.76	0.010
	n-C ₇ H ₁₆	22580.26	0.023		n-C ₇ H ₁₆	22580.26	0.053
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	0.00	0.000		H ₂ O	949.04	0.002
	MDEA	0.11	0.000		MDEA	0.11	0.000
	Piperazine	0.20	0.000		Piperazine	0.20	0.000
	TOTAL	426509.66	0.43		TOTAL	427458.71	1.00
2	Akumulasi	kg	xi				
	H ₂ O	949.04	1.000				
	TOTAL	949.04	1.00				
	TOTAL	427458.7			TOTAL	427458.7	

10) Splitter Regenerasi Molecular Sieve

Fungsi : Untuk memisahkan sebagian gas untuk regenerasi Molecular Sieve



Keterangan :

- 1) Arus 42 : Aliran gas keluar dari Molecular Sieve Column
- 2) Arus 44 : Aliran gas menuju Regen Gas Heater
- 3) Arus 43 : Aliran gas menuju De-Ethanizer Column

Neraca massa Splitter Regenerasi Molecular Sieve

Tabel A.24 Neraca Massa Splitter Regenerasi Molecular Sieve

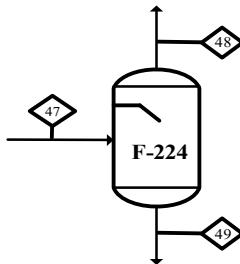
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 42	kg	xi	1	Arus 44	kg	xi
	N ₂	15544.28	0.016		N ₂	6637.61	0.016

	CO₂	75.59	0.000		CO₂	32.28	0.000
	CH₄	776683.62	0.778		CH₄	331653.71	0.778
	C₂H₆	76377.09	0.076		C₂H₆	32613.98	0.076
	C₃H₈	39264.95	0.039		C₃H₈	16766.63	0.039
	i-C₄H₁₀	10029.82	0.010		i-C₄H₁₀	4282.86	0.010
	n-C₄H₁₀	4795.23	0.005		n-C₄H₁₀	2047.62	0.005
	i-C₅H₁₂	7388.75	0.007		i-C₅H₁₂	3155.09	0.007
	n-C₅H₁₂	6223.62	0.006		n-C₅H₁₂	2657.57	0.006
	n-C₆H₁₄	9558.86	0.010		n-C₆H₁₄	4081.76	0.010
	n-C₇H₁₆	52879.61	0.053		n-C₇H₁₆	22580.26	0.053
	H₂S	0.00	0.000		H₂S	0.00	0.000
	H₂O	0.00	0.000		H₂O	0.00	0.000
	MDEA	0.27	0.000		MDEA	0.11	0.000
	Piperazine	0.47	0.000		Piperazine	0.20	0.000
	TOTAL	998822.16	1.00		TOTAL	426509.66	1.00
				2	Arus 43	kg	xi
					N₂	8906.68	0.016
					CO₂	43.31	0.000
					CH₄	445029.92	0.778
					C₂H₆	43763.11	0.076
					C₃H₈	22498.32	0.039
					i-C₄H₁₀	5746.96	0.010
					n-C₄H₁₀	2747.61	0.005
					i-C₅H₁₂	4233.66	0.007
					n-C₅H₁₂	3566.06	0.006
					n-C₆H₁₄	5477.11	0.010
					n-C₇H₁₆	30299.35	0.053
					H₂S	0.00	0.000
					H₂O	0.00	0.000
					MDEA	0.15	0.000
					Piperazine	0.27	0.000
	TOTAL	998822.2			TOTAL	572312.50	1.00
	TOTAL	998822.2			TOTAL	998822.2	

11) Regen Gas Separator

Fungsi : Untuk memisahkan gas regenerasi dari air hasil adsorpsi

Kondisi Operasi : Suhu 34.95 °C 308.10 K
Tekanan 1415.66 kPa



- Keterangan :
- 1) Arus 47 : Aliran keluar dari Regen Gas Cooler
 - 2) Arus 48 : Aliran gas menuju Regen Gas Compressor
 - 3) Arus 49 : Aliran liquid menuju Waste Water

Neraca massa Regen Gas Separator dari simulasi Hysys

Tabel A.25 Neraca Massa Regen Gas Separator

Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 47	kg	xi	1	Arus 48	kg	xi
	N ₂	6637.61	0.016		N ₂	6637.37	0.016
	CO ₂	32.28	0.000		CO ₂	32.27	0.000
	CH ₄	331653.71	0.776		CH ₄	331615.90	0.782
	C ₂ H ₆	32613.98	0.076		C ₂ H ₆	32595.67	0.077
	C ₃ H ₈	16766.63	0.039		C ₃ H ₈	16735.78	0.039
	i-C ₄ H ₁₀	4282.86	0.010		i-C ₄ H ₁₀	4264.26	0.010
	n-C ₄ H ₁₀	2047.62	0.005		n-C ₄ H ₁₀	2035.40	0.005
	i-C ₅ H ₁₂	3155.09	0.007		i-C ₅ H ₁₂	3111.04	0.007
	n-C ₅ H ₁₂	2657.57	0.006		n-C ₅ H ₁₂	2609.38	0.006
	n-C ₆ H ₁₄	4081.76	0.010		n-C ₆ H ₁₄	3870.43	0.009
	n-C ₇ H ₁₆	22580.26	0.053		n-C ₇ H ₁₆	19550.15	0.046
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	949.04	0.002		H ₂ O	948.76	0.002
	MDEA	0.11	0.000		MDEA	0.00	0.000
	Piperazine	0.20	0.000		Piperazine	0.14	0.000
	TOTAL	427458.71	1.00		TOTAL	424006.54	1.00
				2	Arus 49	kg	xi
					N ₂	0.24	0.000
					CO ₂	0.01	0.000
					CH ₄	37.80	0.011
					C ₂ H ₆	18.31	0.005
					C ₃ H ₈	30.85	0.009
					i-C ₄ H ₁₀	18.60	0.005
					n-C ₄ H ₁₀	12.23	0.004
					i-C ₅ H ₁₂	44.05	0.013
					n-C ₅ H ₁₂	48.19	0.014
					n-C ₆ H ₁₄	211.32	0.061
					n-C ₇ H ₁₆	3030.11	0.878
					H ₂ S	0.00	0.000
					H ₂ O	0.29	0.000

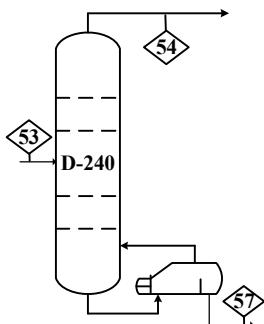
TOTAL	427458.7	

MDEA	0.11	0.000
Piperazine	0.07	0.000
TOTAL	3452.17	1.00
TOTAL	427458.7	

12). De-Ethanizer Column

Fungsi : Memisahkan etana dan fraksi yang lebih ringan dari campuran senyawa fraksi berat lain dengan distilasi

Kondisi Operasi : Suhu -32.78 °C 240.37 K
Tekanan 1380 kPa



Keterangan :

- 1) Arus 53 : Aliran gas keluar dari unit Dehidrasi
- 2) Arus 54 : Aliran gas menuju unit Refrigerasi
- 3) Arus 57 : Aliran liquid menuju De-Butanizer Column

Neraca massa De-Ethanizer dari simulasi Hysys

Tabel A.26 Neraca Massa De-Ethanizer Column

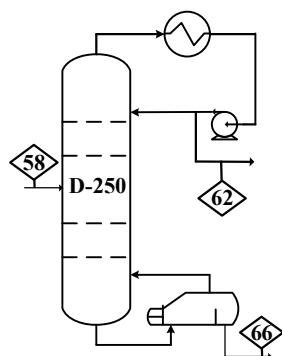
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 53	kg	xi	1	Arus 54	kg	xi
	N ₂	8906.68	0.016		N ₂	8906.68	0.017
	CO ₂	43.31	0.000		CO ₂	43.31	0.000
	CH ₄	445029.92	0.778		CH ₄	445029.92	0.847
	C ₂ H ₆	43763.11	0.076		C ₂ H ₆	43746.29	0.083
	C ₃ H ₈	22498.32	0.039		C ₃ H ₈	19731.51	0.038
	i-C ₄ H ₁₀	5746.96	0.010		i-C ₄ H ₁₀	3861.09	0.007
	n-C ₄ H ₁₀	2747.61	0.005		n-C ₄ H ₁₀	1530.18	0.003
	i-C ₅ H ₁₂	4233.66	0.007		i-C ₅ H ₁₂	1167.24	0.002
	n-C ₅ H ₁₂	3566.06	0.006		n-C ₅ H ₁₂	705.14	0.001
	n-C ₆ H ₁₄	5477.11	0.010		n-C ₆ H ₁₄	270.22	0.001
	n-C ₇ H ₁₆	30299.35	0.053		n-C ₇ H ₁₆	345.32	0.001
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	0.00	0.000		H ₂ O	0.00	0.000
	MDEA	0.15	0.000		MDEA	0.00	0.000
	Piperazine	0.27	0.000		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	572312.50	1.00		TOTAL	525336.90	1.00

			2	Arus 57	kg	xi
				N ₂	0.00	0.000
				CO ₂	0.00	0.000
				CH ₄	0.00	0.000
				C ₂ H ₆	16.81	0.000
				C ₃ H ₈	2766.81	0.059
				i-C ₄ H ₁₀	1885.87	0.040
				n-C ₄ H ₁₀	1217.42	0.026
				i-C ₅ H ₁₂	3066.42	0.065
				n-C ₅ H ₁₂	2860.92	0.061
				n-C ₆ H ₁₄	5206.89	0.111
				n-C ₇ H ₁₆	29954.03	0.638
				H ₂ S	0.00	0.000
				H ₂ O	0.00	0.000
				MDEA	0.15	0.000
				Piperazine	0.27	0.000
				TOTAL	46975.60	1.00
TOTAL	572312.5			TOTAL	572312.5	

13) De-Butanizer Column

Fungsi : Memisahkan propana dan butana, dari campuran senyawa fraksi berat lain dengan distilasi

Kondisi Operasi : Suhu 128.03 °C 401.180 K
Tekanan 751.30 kPa



Keterangan :

- 1) Arus 58 : Aliran keluar dari De-Ethanizer
- 2) Arus 62 : Aliran liquid produk LPG
- 3) Arus 66 : Aliran liquid produk kondensat

Perhitungan :

- 1) Menghitung fraksi mol tiap komponen (zi) yang masuk De-Butanizer

Tabel A.27 Komponen Feed De-Butanizer

Komponen	Massa (kg)	Mol (kmol)	zi
N ₂	0.00	0.00	0.000
CO ₂	0.00	0.00	0.000

CH ₄	0.00	0.00	0.000
C ₂ H ₆	16.78	0.56	0.001
C ₃ H ₈	2767.37	62.76	0.112
i-C ₄ H ₁₀	1886.35	32.45	0.058
n-C ₄ H ₁₀	1217.76	20.95	0.038
i-C ₅ H ₁₂	3067.54	42.52	0.076
n-C ₅ H ₁₂	2861.92	39.67	0.071
n-C ₆ H ₁₄	5208.85	60.44	0.108
n-C ₇ H ₁₆	29965.55	299.04	0.536
H ₂ S	0.00	0.00	0.000
H ₂ O	0.00	0.00	0.000
MDEA	0.16	0.00	0.000
Piperazine	0.27	0.00	0.000
Total	46992.55	558.39	1.000

- 2) Diperoleh data Ki dari simulasi Hysys :

Tabel A.28 Data Ki

Komponen	Ki
N ₂	59.25
CO ₂	19.22
CH ₄	28.95
C ₂ H ₆	11.13
C ₃ H ₈	5.39
i-C ₄ H ₁₀	3.15
n-C ₄ H ₁₀	2.62
i-C ₅ H ₁₂	1.52
n-C ₅ H ₁₂	1.33
n-C ₆ H ₁₄	0.69
n-C ₇ H ₁₆	0.36
H ₂ S	9.90
H ₂ O	-
MDEA	0.01
Piperazine	0.22

- 3) Menghitung aij dan log aij masing-masing komponen

$$\text{Light Key} = \text{n-C}_4\text{H}_{10}$$

$$\text{Heavy Key} = \text{i-C}_5\text{H}_{12}$$

$$a_{ij} = \frac{Ki}{Kj} \quad K_j = \text{Ki komponen heavy key}$$

Tabel A.29 Data Perhitungan aij dan log aij

Komponen	aij	log aij
----------	-----	---------

N ₂	39.093	1.592
CO ₂	12.684	1.103
CH ₄	19.104	1.281
C ₂ H ₆	7.343	0.866
C ₃ H ₈	3.558	0.551
i-C ₄ H ₁₀	2.075	0.317
n-C ₄ H ₁₀	1.730	0.238
i-C ₅ H ₁₂	1.000	0.000
n-C ₅ H ₁₂	0.876	-0.057
n-C ₆ H ₁₄	0.452	-0.344
n-C ₇ H ₁₆	0.240	-0.619
H ₂ S	6.531	0.815
H ₂ O	-	-
MDEA	0.009	-2.068
Piperazine	0.143	-0.845

- 4) Membuat grafik distribusi komponen dalam distilat

Asumsi distribusi produk distilat & bottom

$$n\text{-C}_4\text{H}_{10} \text{ di overhead} = 0.9763 \text{ feed}$$

$$i\text{-C}_5\text{H}_{12} \text{ di bottom} = 0.97277 \text{ feed}$$

Membuat grafik distribusi komponen light key dan heavy key

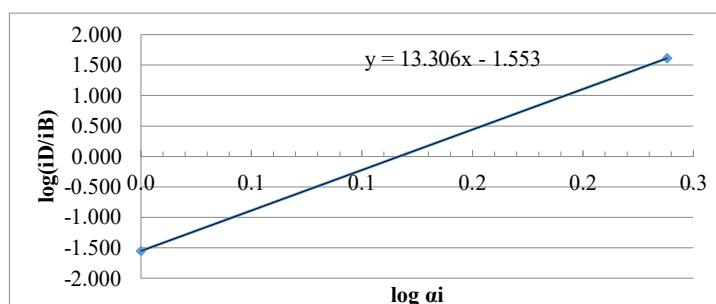
$$\log \left[\frac{iD}{iB} \right] = \log \left[\frac{\text{recovery } i \text{ di overhead}}{\text{recovery } i \text{ di bottom}} \right]$$

Dengan persamaan diatas didapatkan :

**Tabel A.30 Data Perhitungan α_i , $\log \alpha_i$, dan $\log(iD/iB)$
Komponen Light Key dan Heavy Key**

Komponen	α_{ij}	$\log \alpha_{ij}$	$\log(iD/iB)$
n-C ₄ H ₁₀	1.730	0.238	1.614
i-C ₅ H ₁₂	1.000	0.000	-1.553

Dari data di atas dibuat grafik Distribusi komponen distilat dan Bottom :



Diperoleh persamaan distribusi komponen distilat dan bottom: $y = 16.825x - 2.494$
Jumlah mol pada distilat diperoleh dari persamaan :

$$\begin{aligned} \log iD/iB &= m \log (\alpha_{ij}) + C \\ m &= 16.825 \\ C &= -2.494 \end{aligned}$$

5) Perhitungan Distilat dan Bottom

$$Di = \frac{\alpha_{ij} \times fi}{1 + \alpha_{ij} \left(\frac{Di}{Bi} \right)} \quad Bi = \frac{fi}{1 + \alpha_{ij} \left(\frac{Di}{Bi} \right)}$$

$$\text{kmol Bi} = \Sigma \text{ mol i} - \text{kmol Di}$$

Tabel A.31 Data Perhitungan Distilat dan Bottom

Komponen	log D/B	D/B	Distilat		Bottom	
			kmol D	x _D	kmol B	x _B
N ₂	24.293	1.96E+24	0.00	0.000	0.000	0.000
CO ₂	16.068	1.17E+16	0.00	0.000	0.000	0.000
CH ₄	19.061	1.15E+19	0.00	0.000	0.000	0.000
C ₂ H ₆	12.074	1.19E+12	0.56	0.005	0.000	0.000
C ₃ H ₈	6.779	6.01E+06	62.76	0.539	0.000	0.000
i-C ₄ H ₁₀	2.841	6.93E+02	32.43	0.278	0.023	0.000
n-C ₄ H ₁₀	1.511	3.24E+01	20.58	0.177	0.367	0.001
i-C ₅ H ₁₂	-2.494	3.21E-03	0.14	0.001	42.380	0.096
n-C ₅ H ₁₂	-3.461	3.46E-04	0.01	0.000	39.654	0.090
n-C ₆ H ₁₄	-8.290	5.13E-09	0.00	0.000	60.443	0.137
n-C ₇ H ₁₆	-12.914	1.22E-13	0.00	0.000	299.042	0.677
H ₂ S	11.218	1.65E+11	0.00	0.000	0.000	0.000
H ₂ O	-	-	0.00	0.000	0.000	0.000
MDEA	-37.296	5.06E-38	0.00	0.000	0.001	0.000
Piperazine	-16.713	1.94E-17	0.00	0.000	0.003	0.000
TOTAL			116.48	1.000	441.913	1.000

6) Perhitungan Jumlah Stage

$$\begin{aligned} P &= 751 \text{ kPa} \\ T \text{ dew distilat} &= 30.83^\circ\text{C} & 303.98 \text{ K} \\ T \text{ bubble bottom} &= 158.80^\circ\text{C} & 431.95 \text{ K} \end{aligned}$$

Tabel A.32 Data Ki Pada Dew dan Bubble Point

Komponen	Ki distilat	Ki bottom	α_i distilat
N ₂	67.140	0.000	375.454
CO ₂	10.961	23.866	61.2937
CH ₄	22.786	0.000	127.419

C ₂ H ₆	4.558	14.339	25.4877
C ₃ H ₈	1.376	7.417	7.69224
i-C ₄ H ₁₀	0.581	4.528	3.24729
n-C ₄ H ₁₀	0.422	3.847	2.35998
i-C ₅ H ₁₂	0.179	2.325	1
n-C ₅ H ₁₂	0.137	2.072	0.76767
n-C ₆ H ₁₄	0.047	1.135	0.26057
n-C ₇ H ₁₆	0.016	0.638	0.09213
H ₂ S	4.217	12.891	23.5822
H ₂ O	0.000	0.000	0
MDEA	0.000	0.035	0
Piperazine	0.000	0.411	0

Menentukan Jumlah Plate Minimum dengan Metode Fenske

$$N_m = \frac{\log[(x_{LK}/x_{HK})_D(x_{HK}/x_{LK})_B]}{\log[a_L]_{av}}$$

α_{top}	=	2.36
α_{bottom}	=	1.65
α_{avg}	=	1.98
N _m	=	14.34
N _m	=	15

Dengan kondisi Feed sama dengan kondisi operasi, diperoleh yi dengan perhitungan flash calculation

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

Fraksi V = 0.283

Maka, didapatkan nilai q = 0.717

Sehingga feed adalah campuran liquid dan vapor

Perhitungan Refluks Minimum

Tabel A.33 Perhitungan Underwood Equation

Komponen	y _{fi}	x _{fi}	x _{pi}	a _i	a _i ·x _{fi} /a _i ·θ	a _i ·x _{Di} /a _i ·θ
N ₂	0.000	0.000	0.000	39.093	0.000	0.000
CO ₂	0.000	0.000	0.000	12.684	0.000	0.000
CH ₄	0.000	0.000	0.000	19.104	0.000	0.000
C ₂ H ₆	0.003	0.000	0.005	7.343	0.000	0.005
C ₃ H ₈	0.270	0.050	0.539	3.558	0.093	0.686
i-C ₄ H ₁₀	0.114	0.036	0.278	2.075	0.177	0.567
n-C ₄ H ₁₀	0.067	0.026	0.177	1.730	0.569	0.589
i-C ₅ H ₁₂	0.101	0.066	0.001	1.000	-0.102	-0.002

n-C ₅ H ₁₂	0.086	0.065	0.000	0.876	-0.073	0.000
n-C ₆ H ₁₄	0.081	0.119	0.000	0.452	-0.045	0.000
n-C ₇ H ₁₆	0.238	0.653	0.000	0.240	-0.111	0.000
H ₂ S	0.000	0.000	0.000	6.531	0.000	0.000
H ₂ O	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
MDEA	0.000	0.000	0.000	0.009	0.000	0.000
Piperazine	0.000	0.000	0.000	0.143	0.000	0.000
Total	0.960	1.016	1.000		0.509	1.845

Menghitung refluks minimum menggunakan persamaan 11.7-19 dan 11.7-20

(Geankoplis, fourth edition)

$$\theta \text{ (trial)} = 1.652$$

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{if}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_{min} = 0.84$$

$$R = 1,5 \times R_m$$

$$= 1.27$$

$$R/R+1 = 0.559$$

$$R_{min}/R_{min}+1 = 0.458$$

Jumlah Plate Teoritis, dengan Metode Gillard (Van Winkel, pages 241-243)

dari Figure 11.7.3 Geankoplis, dengan harga

$$R/R+1 = 0.559$$

$$R_{min}/R_{min}+1 = 0.458$$

$$\text{diperoleh } N_{min}/N = 0.604$$

$$\text{Jumlah Stage Teoritis (N)} = 25$$

Penentuan Letak Feed Plate dengan Metode Kirkbride

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log \left[\left(\frac{x_{hf}}{x_{lf}} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2 \right] \quad \begin{array}{l} \text{Persamaan 11.7-21} \\ \text{Geankoplis 4th ed} \end{array}$$

dimana :

$$Ne = \text{jumlah plate teoritis bagian atas}$$

$$Ns = \text{jumlah plate teoritis bagian bawah}$$

$$\log (Ne/Ns) = 0.1434$$

$$(Ne/Ns) = 1.3911$$

$$Ne + Ns = N$$

sehingga,

$$\begin{array}{ll} \text{Ns} & = 10 \\ \text{Ne} & = 14 \end{array}$$

Feed masuk pada tray ke -14 dari atas

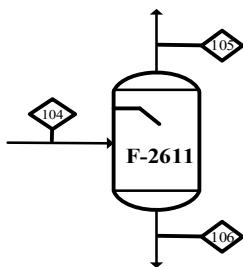
7) Perhitungan Neraca Massa De-Butanizer

Tabel A.34 Neraca Massa De-Butanizer

Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 58	kg	xi	1	Arus 62	kg	xi
	N ₂	0.00	0.000		N ₂	0.00	0.000
	CO ₂	0.00	0.000		CO ₂	0.00	0.000
	CH ₄	0.00	0.000		CH ₄	0.00	0.000
	C ₂ H ₆	16.78	0.000		C ₂ H ₆	16.78	0.003
	C ₃ H ₈	2767.37	0.059		C ₃ H ₈	2767.34	0.471
	i-C ₄ H ₁₀	1886.35	0.040		i-C ₄ H ₁₀	1885.02	0.321
	n-C ₄ H ₁₀	1217.76	0.026		n-C ₄ H ₁₀	1196.42	0.204
	i-C ₅ H ₁₂	3067.54	0.065		i-C ₅ H ₁₂	9.80	0.002
	n-C ₅ H ₁₂	2861.92	0.061		n-C ₅ H ₁₂	0.87	0.000
	n-C ₆ H ₁₄	5208.85	0.111		n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000
	n-C ₇ H ₁₆	29965.55	0.638		n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	0.00	0.000		H ₂ O	0.00	0.000
	MDEA	0.16	0.000		MDEA	0.00	0.000
	Piperazine	0.27	0.000		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	46992.55	1.00		TOTAL	5876.24	1.000
				2	Arus 66	kg	xi
					N ₂	0.00	0.000
					CO ₂	0.00	0.000
					CH ₄	0.00	0.000
					C ₂ H ₆	0.00	0.000
					C ₃ H ₈	0.03	0.000
					i-C ₄ H ₁₀	1.33	0.000
					n-C ₄ H ₁₀	21.34	0.001
					i-C ₅ H ₁₂	3057.74	0.074
					n-C ₅ H ₁₂	2861.05	0.070
					n-C ₆ H ₁₄	5208.85	0.127
					n-C ₇ H ₁₆	29965.55	0.729
					H ₂ S	0.00	0.000
					H ₂ O	0.00	0.000
					MDEA	0.16	0.000
					Piperazine	0.27	0.000
	TOTAL	46992.55			TOTAL	41116.31	1.00
	TOTAL	46992.55			TOTAL	46992.55	

14) LNG Flash Drum

Fungsi : Untuk memisahkan gas hasil ekspansi dari LNG Valve
 Kondisi Operasi : Suhu -163.95 °C 109.20 K
 Tekanan 101.325 kPa



Keterangan :

- 1) Arus 104 Aliran keluar dari unit Refrigerasi
- 2) Arus 105 Aliran gas untuk dijadikan Fuel Gas
- 3) Arus 106 Aliran liquid menuju LNG Storage Tank

Neraca massa LNG Flash Drum dari simulasi Hysys

Tabel A.35 Neraca Massa LNG Flash Drum

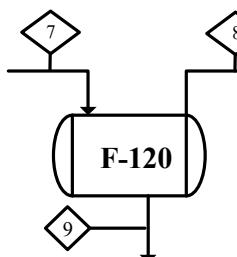
Masuk (Kg)				Keluar (Kg)			
1	Arus 104	kg	xi	1	Arus 105	kg	xi
	N ₂	8906.68	0.017		N ₂	1824.50	0.324
	CO ₂	43.31	0.000		CO ₂	0.00	0.000
	CH ₄	445029.92	0.847		CH ₄	3803.96	0.676
	C ₂ H ₆	43746.29	0.083		C ₂ H ₆	0.56	0.000
	C ₃ H ₈	19731.51	0.038		C ₃ H ₈	0.00	0.000
	i-C ₄ H ₁₀	3861.09	0.007		i-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
	n-C ₄ H ₁₀	1530.18	0.003		n-C ₄ H ₁₀	0.00	0.000
	i-C ₅ H ₁₂	1167.24	0.002		i-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000
	n-C ₅ H ₁₂	705.14	0.001		n-C ₅ H ₁₂	0.00	0.000
	n-C ₆ H ₁₄	270.22	0.001		n-C ₆ H ₁₄	0.00	0.000
	n-C ₇ H ₁₆	345.32	0.001		n-C ₇ H ₁₆	0.00	0.000
	H ₂ S	0.00	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	0.00	0.000		H ₂ O	0.00	0.000
	MDEA	0.00	0.000		MDEA	0.00	0.000
	Piperazine	0.00	0.000		Piperazine	0.00	0.000
	TOTAL	525336.90	1.00		TOTAL	5629.03	1.00
				2	Arus 106	kg	xi
					N ₂	7082.18	0.014
					CO ₂	43.31	0.000
					CH ₄	441225.96	0.849
					C ₂ H ₆	43745.73	0.084
					C ₃ H ₈	19731.51	0.038
					i-C ₄ H ₁₀	3861.09	0.007
					n-C ₄ H ₁₀	1530.18	0.003

TOTAL	525336.9	
i-C ₅ H ₁₂	1167.24	0.002
n-C ₅ H ₁₂	705.14	0.001
n-C ₆ H ₁₄	270.22	0.001
n-C ₇ H ₁₆	345.32	0.001
H ₂ S	0.00	0.000
H ₂ O	0.00	0.000
MDEA	0.00	0.000
Piperazine	0.00	0.000
TOTAL	519707.86	1.00
TOTAL	525336.9	

15) HP Separator

Fungsi : Untuk memisahkan hidrokarbon ringan pada kondensat

Kondisi Operasi : Suhu 38.94 °C 277.004 K
Tekanan 790.801 kPa



Keterangan :

- 1) Arus 7 : Aliran liquid keluar dari Inlet Separator
- 2) Arus 8 : Aliran gas menuju Mixing Point Condensate Vapor
- 3) Arus 9 : Aliran gas menuju MP Separator

Neraca massa HP Separator dari simulasi Hysys

Tabel A.36 Neraca Massa HP Separator

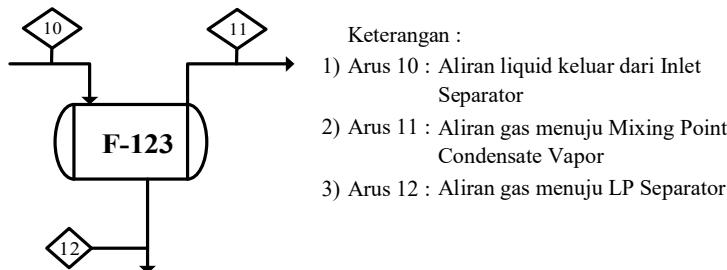
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 7	kg	xi	1	Arus 8	kg	xi
	N ₂	1.38	0.000		N ₂	1.12	0.005
	CO ₂	150.55	0.008		CO ₂	54.64	0.228
	CH ₄	214.33	0.011		CH ₄	121.63	0.508
	C ₂ H ₆	98.50	0.005		C ₂ H ₆	20.76	0.087
	C ₃ H ₈	159.78	0.008		C ₃ H ₈	12.02	0.050
	i-C ₄ H ₁₀	94.08	0.005		i-C ₄ H ₁₀	3.12	0.013
	n-C ₄ H ₁₀	61.30	0.003		n-C ₄ H ₁₀	1.49	0.006
	i-C ₅ H ₁₂	223.08	0.012		i-C ₅ H ₁₂	2.33	0.010
	n-C ₅ H ₁₂	237.52	0.012		n-C ₅ H ₁₂	1.91	0.008
	n-C ₆ H ₁₄	1065.29	0.055		n-C ₆ H ₁₄	2.91	0.012
	n-C ₇ H ₁₆	17061.81	0.881		n-C ₇ H ₁₆	16.39	0.068
	H ₂ S	0.03	0.000		H ₂ S	0.01	0.000
	H ₂ O	3.69	0.000		H ₂ O	1.23	0.005

TOTAL	19371.35	1.00	TOTAL	239.54	1.00
			2	kg	xi
			N ₂	0.27	0.000
			CO ₂	95.91	0.005
			CH ₄	92.70	0.005
			C ₂ H ₆	77.75	0.004
			C ₃ H ₈	147.76	0.008
			i-C ₄ H ₁₀	90.97	0.005
			n-C ₄ H ₁₀	59.81	0.003
			i-C ₅ H ₁₂	220.75	0.012
			n-C ₅ H ₁₂	235.61	0.012
			n-C ₆ H ₁₄	1062.39	0.056
			n-C ₇ H ₁₆	17045.41	0.891
			H ₂ S	0.03	0.000
			H ₂ O	2.46	0.000
TOTAL	19371.4		TOTAL	19131.82	1.00
TOTAL	19371.4		TOTAL	19371.4	

16) MP Separator

Fungsi : Untuk memisahkan hidrokarbon ringan pada kondensat

Kondisi Operasi : Suhu 37.83 °C 276.388 K
Tekanan 301.273 kPa



Neraca massa MP Separator dari simulasi Hysys

Tabel A.37 Neraca Massa MP Separator

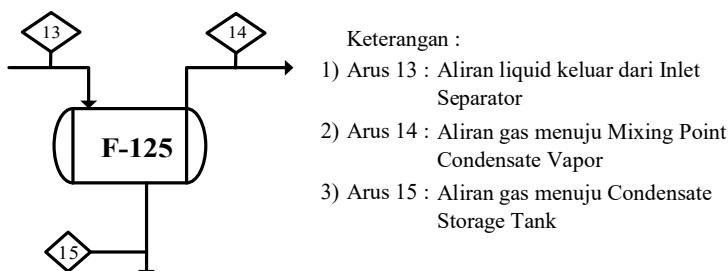
Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 10	kg	xi	1	Arus 11	kg	xi
	N ₂	0.27	0.000		N ₂	0.24	0.001
	CO ₂	95.91	0.005		CO ₂	48.67	0.240
	CH ₄	92.70	0.005		CH ₄	65.57	0.323
	C ₂ H ₆	77.75	0.004		C ₂ H ₆	25.02	0.123
	C ₃ H ₈	147.76	0.008		C ₃ H ₈	18.20	0.090
	i-C ₄ H ₁₀	90.97	0.005		i-C ₄ H ₁₀	4.98	0.025

n-C ₄ H ₁₀	59.81	0.003	n-C ₄ H ₁₀	2.40	0.012
i-C ₅ H ₁₂	220.75	0.012	i-C ₅ H ₁₂	3.76	0.019
n-C ₅ H ₁₂	235.61	0.012	n-C ₅ H ₁₂	3.08	0.015
n-C ₆ H ₁₄	1062.39	0.056	n-C ₆ H ₁₄	4.60	0.023
n-C ₇ H ₁₆	17045.41	0.891	n-C ₇ H ₁₆	25.36	0.125
H ₂ S	0.03	0.000	H ₂ S	0.01	0.000
H ₂ O	2.46	0.000	H ₂ O	1.17	0.006
TOTAL	19131.82	1.00	TOTAL	203.06	1.00
			2	Arus 12	kg xi
				N ₂	0.03 0.000
				CO ₂	47.24 0.002
				CH ₄	27.14 0.001
				C ₂ H ₆	52.73 0.003
				C ₃ H ₈	129.56 0.007
				i-C ₄ H ₁₀	85.98 0.005
				n-C ₄ H ₁₀	57.41 0.003
				i-C ₅ H ₁₂	217.00 0.011
				n-C ₅ H ₁₂	232.53 0.012
				n-C ₆ H ₁₄	1057.78 0.056
				n-C ₇ H ₁₆	17020.05 0.899
				H ₂ S	0.02 0.000
				H ₂ O	1.29 0.000
				TOTAL	18928.76 1.00
TOTAL	19131.8			TOTAL	19131.8

17) LP Separator

Fungsi : Untuk memisahkan hidrokarbon ringan pada kondensat

Kondisi Operasi : Suhu 37.37 °C 276.133 K
Tekanan 177.167 kPa



Neraca massa LP Separator dari simulasi Hysys

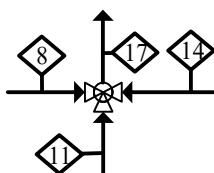
Tabel A.38 Neraca Massa LP Separator

Masuk (Kg)	Keluar (Kg)
------------	-------------

1	Arus 13	kg	xi	1	Arus 14	kg	xi
	N ₂	0.03	0.000		N ₂	0.02	0.000
	CO ₂	47.24	0.002		CO ₂	16.42	0.225
	CH ₄	27.14	0.001		CH ₄	15.11	0.208
	C ₂ H ₆	52.73	0.003		C ₂ H ₆	10.34	0.142
	C ₃ H ₈	129.56	0.007		C ₃ H ₈	8.66	0.119
	i-C ₄ H ₁₀	85.98	0.005		i-C ₄ H ₁₀	2.45	0.034
	n-C ₄ H ₁₀	57.41	0.003		n-C ₄ H ₁₀	1.19	0.016
	i-C ₅ H ₁₂	217.00	0.011		i-C ₅ H ₁₂	1.87	0.026
	n-C ₅ H ₁₂	232.53	0.012		n-C ₅ H ₁₂	1.53	0.021
	n-C ₆ H ₁₄	1057.78	0.056		n-C ₆ H ₁₄	2.29	0.031
	n-C ₇ H ₁₆	17020.05	0.899		n-C ₇ H ₁₆	12.50	0.172
	H ₂ S	0.02	0.000		H ₂ S	0.00	0.000
	H ₂ O	1.29	0.000		H ₂ O	0.41	0.006
	TOTAL	18928.76	1.00		TOTAL	72.81	1.00
				2	Arus 15	kg	xi
					N ₂	0.01	0.000
					CO ₂	30.82	0.002
					CH ₄	12.03	0.001
					C ₂ H ₆	42.39	0.002
					C ₃ H ₈	120.90	0.006
					i-C ₄ H ₁₀	83.53	0.004
					n-C ₄ H ₁₀	56.21	0.003
					i-C ₅ H ₁₂	215.12	0.011
					n-C ₅ H ₁₂	231.00	0.012
					n-C ₆ H ₁₄	1055.50	0.056
					n-C ₇ H ₁₆	17007.55	0.902
					H ₂ S	0.02	0.000
					H ₂ O	0.88	0.000
	TOTAL	18928.8			TOTAL	18928.8	

18) Mixing Point Condensate Vapor

Fungsi : Untuk menyatukan aliran hidrokarbon ringan untuk dijadikan Fuel Gas



Keterangan :

- 1) Arus 8 : Aliran gas keluar dari HP Separator
- 2) Arus 11 : Aliran gas keluar dari MP Separator
- 3) Arus 14 : Aliran gas keluar dari LP Separator
- 4) Arus 17 : Aliran menuju Fuel Gas

Neraca massa Mixing Point Condensate Vapor

Tabel A.39 Neraca Massa Mixing Point Condensate Vapor

Masuk (Kg)			Keluar (Kg)				
1	Arus 8	kg	xi	1	Arus 17	kg	xi
1	N ₂	1.12	0.005	1	N ₂	1.38	0.003
	CO ₂	54.64	0.228		CO ₂	119.73	0.232
	CH ₄	121.63	0.508		CH ₄	202.30	0.393
	C ₂ H ₆	20.76	0.087		C ₂ H ₆	56.12	0.109
	C ₃ H ₈	12.02	0.050		C ₃ H ₈	38.88	0.075
	i-C ₄ H ₁₀	3.12	0.013		i-C ₄ H ₁₀	10.55	0.020
	n-C ₄ H ₁₀	1.49	0.006		n-C ₄ H ₁₀	5.09	0.010
	i-C ₅ H ₁₂	2.33	0.010		i-C ₅ H ₁₂	7.96	0.015
	n-C ₅ H ₁₂	1.91	0.008		n-C ₅ H ₁₂	6.52	0.013
	n-C ₆ H ₁₄	2.91	0.012		n-C ₆ H ₁₄	9.80	0.019
	n-C ₇ H ₁₆	16.39	0.068		n-C ₇ H ₁₆	54.26	0.105
	H ₂ S	0.01	0.000		H ₂ S	0.02	0.000
	H ₂ O	1.23	0.005		H ₂ O	2.81	0.005
	TOTAL	239.54	1.00		TOTAL	515.41	1.00
2	Arus 11	kg	xi				
2	N ₂	0.24	0.001				
	CO ₂	48.67	0.240				
	CH ₄	65.57	0.323				
	C ₂ H ₆	25.02	0.123				
	C ₃ H ₈	18.20	0.090				
	i-C ₄ H ₁₀	4.98	0.025				
	n-C ₄ H ₁₀	2.40	0.012				
	i-C ₅ H ₁₂	3.76	0.019				
	n-C ₅ H ₁₂	3.08	0.015				
	n-C ₆ H ₁₄	4.60	0.023				
	n-C ₇ H ₁₆	25.36	0.125				
	H ₂ S	0.01	0.000				
	H ₂ O	1.17	0.006				
	TOTAL	203.06	1.00				
3	Arus 14	kg	xi				
3	N ₂	0.02	0.000				
	CO ₂	16.42	0.225				
	CH ₄	15.11	0.208				
	C ₂ H ₆	10.34	0.142				
	C ₃ H ₈	8.66	0.119				
	i-C ₄ H ₁₀	2.45	0.034				
	n-C ₄ H ₁₀	1.19	0.016				
	i-C ₅ H ₁₂	1.87	0.026				

n-C ₅ H ₁₂	1.53	0.021			
n-C ₆ H ₁₄	2.29	0.031			
n-C ₇ H ₁₆	12.50	0.172			
H ₂ S	0.00	0.000			
H ₂ O	0.41	0.006			
TOTAL	72.81	1.00			
TOTAL	515.4			TOTAL	515.4

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Feed gas alam = 700 mmscfd
 = 749378 kg/jam
 = 34865 kmol/jam

Ditetapkan = 1 tahun = 330 hari
 = 1 hari = 24 jam

Basis Perhitungan = 1 jam operasi

Referensi: P = 1 atm 1.013 bar
 T = 25 °C 298.15 K
 R = 8.31447 kJ/kmol-K
 Metode = Peng-Robinson

Basis Perhitungan Manual Entalpi

H_o^{ig} Hysys

ΔH^{ig} Hysys

H^R Kyle, B.G.: *Chemical and Process Thermodynamics*, 3rd Ed., Prentice Hall PTR, 1999. p. 118-123

Perhitungan neraca energi didasarkan pada :

$$\text{overall mechanical energy balance} \quad \frac{1}{2}(v_{out}^2 - v_{in}^2) + g(z_{out} - z_{in}) + \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\text{dan Overall energy balance} \quad \Delta H_{in} + \frac{1}{2}v_{in}^2 + g.z_{in} + Q = \Delta H_{out} + \frac{1}{2}v_{out}^2 + g.z_{out} + W_s$$

dengan asumsi :

1. Perubahan ketinggian antara *suction* dan discharge diabaikan ($\Delta z=0$)
2. Perubahan kecepatan kecil sehingga diabaikan ($\Delta v=0$)
3. Nilai $\sum F$ sangat kecil, sehingga diabaikan ($\sum F=0$)

Parameter Perhitungan Entalpi Ideal (kJ/kg) dari Hysys

Komponen	A	B	C	D	E	F
N ₂	2.888634	0.982747	9.7E-05	-4E-10	-3.6555E-12	4.05013E-16
CO ₂	1.25255E-09	0.618139	0.00048	-1E-07	2.2905E-11	-1.37045E-15
CH ₄	-12.98	2.36459	-0.0021	5.7E-06	-3.7248E-09	8.60896E-13
C ₂ H ₆	-1.7675	1.1429	-0.0003	4.2E-06	-3.3932E-09	8.82096E-13
C ₃ H ₈	39.4889	0.395	0.00211	4E-07	-6.6718E-10	1.67936E-13
i-C ₄ H ₁₀	30.903	0.1533	0.00263	7.3E-08	-7.279E-10	2.36736E-13
n-C ₄ H ₁₀	67.721	0.008541	0.00328	-1E-06	1.7665E-10	-6.39926E-15
i-C ₅ H ₁₂	64.25	-0.1318	0.00354	-1E-06	2.5145E-10	-1.29576E-14

n-C ₅ H ₁₂	63.198	-0.0117	0.00332	-1E-06	1.9964E-10	-8.66485E-15
n-C ₆ H ₁₄	74.513	-0.0967	0.00348	-1E-06	2.5237E-10	-1.34666E-14
n-C ₇ H ₁₆	71.41	-0.09689	0.00347	-1E-06	2.5577E-10	-1.37726E-14
H ₂ S	-1.435	0.9985	-0.0002	5.6E-07	-3.1771E-10	6.36625E-14
H ₂ O	-5.7296	1.9145	-0.0004	8.8E-07	-4.9506E-10	1.03846E-13
MDEA	0	0.41265	0.00235	-9E-07	2.3115E-10	0
Piperazine	0	-0.69259	0.00441	-2E-06	5.1138E-10	-2.07411E-14

Basis Perhitungan Manual Entropi

ΔS^{ig} Smith Van Ness

S^R Kyle, B.G.: *Chemical and Process Thermodynamics*, 3rd Ed., Prentice Hall PTR, 1999. p. 118-123

Parameter Perhitungan Cp Ideal dari Smith Van Ness

Komponen	A	B	C	D
N ₂	3.28	0.000593	0	4000
CO ₂	5.457	0.001045	0	-115700
CH ₄	1.702	0.009081	-2E-06	0
C ₂ H ₆	1.131	0.019225	-6E-06	0
C ₃ H ₈	1.213	0.028785	-9E-06	0
i-C ₄ H ₁₀	1.677	0.037853	-1E-05	0
n-C ₄ H ₁₀	1.935	0.036915	-1E-05	0
i-C ₅ H ₁₂	2.464	0.045351	-1E-05	0
n-C ₅ H ₁₂	2.464	0.045351	-1E-05	0
n-C ₆ H ₁₄	3.025	0.053722	-2E-05	0
n-C ₇ H ₁₆	3.57	0.062127	-2E-05	0
H ₂ S	3.931	0.00149	0	-23200
H ₂ O	3.47	0.00145	0	12100

Parameter Perhitungan Properti dari Hysys (Peng-Robinson)

Komponen	ω	H _f (KJ/Kmol)	T _c (K)	P _c (bar)
N ₂	0.039999802	0	126.194	33.9437012
CO ₂	0.238940001	-393790	304.1	73.7
CH ₄	0.0114984	-74900	190.699	46.4068018
C ₂ H ₆	0.0986	-84738	305.428	48.838501
C ₃ H ₈	0.152400002	-103890	369.898	42.5666016
i-C ₄ H ₁₀	0.18479	-134590	408.096	36.4762012
n-C ₄ H ₁₀	0.201000005	-126190	425.199	37.9662012
i-C ₅ H ₁₂	0.222240001	-154590	460.398	33.3359009
n-C ₅ H ₁₂	0.253890008	-146490	469.6	33.7512012
n-C ₆ H ₁₄	0.300700009	-167290	507.898	30.3162012
n-C ₇ H ₁₆	0.349790007	-187890	540.158	27.3678003
H ₂ S	0.081	-20179	373.6	90.0779004

H ₂ O	0.344000012	-241814	647.299	221.2
MDEA	0.996990025	-383460	677	37
Piperazine	0.413760006	22300	638	55.3

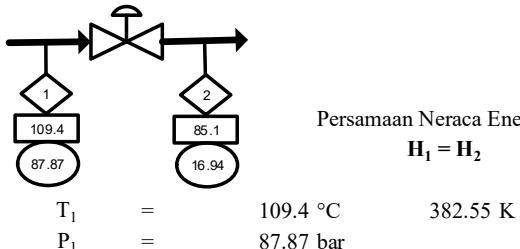
Parameter EOS untuk Peng-Robinson dari Smith Van Ness

Komponen	A	B	C
Water	8.712	0.00125	-0.00000018

Parameter EOS untuk Peng-Robinson dari Smith Van Ness

σ	ε	Ω	Ψ	Zc
2.41421356	-0.41421356	0.07779	0.45724	0.3074

1) Inlet Gas Valve (K-111)



Komposisi Stream 1

Komponen	Massa (kg)	xi	Mol (kmol)	zi
N ₂	8946.31619	0.011938	319.363	0.00916
CO ₂	139952.2911	0.186758	3180.03	0.09121
CH ₄	447451.2444	0.597097	27890.9	0.79997
C ₂ H ₆	44126.55854	0.058884	1467.47	0.04209
C ₃ H ₈	22815.61016	0.030446	517.396	0.01484
i-C ₄ H ₁₀	5897.088264	0.007869	101.457	0.00291
n-C ₄ H ₁₀	2837.087137	0.003786	48.8109	0.0014
i-C ₅ H ₁₂	4628.59652	0.006177	64.1515	0.00184
n-C ₅ H ₁₂	3873.934044	0.00517	53.692	0.00154
n-C ₆ H ₁₄	6790.370922	0.009061	78.7948	0.00226
n-C ₇ H ₁₆	50553.01618	0.06746	504.496	0.01447
H ₂ S	11.88229072	1.59E-05	0.34865	0.00001
H ₂ O	11494.15156	0.015338	638.029	0.0183
MDEA	0	0	0	0
Piperazine	0	0	0	0
Total	749378.1473	1	34865	1

Komponen	xi.A	xi.B	xi.C	xi.D	xi.E	xi.F
N ₂	0.034485437	0.011732	1.2E-06	-5E-12	-4.364E-14	4.83518E-18
CO ₂	2.33924E-10	0.115442	9E-05	-3E-08	4.2777E-12	-2.55942E-16
CH ₄	-7.75031561	1.411889	-0.0013	3.4E-06	-2.224E-09	5.14038E-13
C ₂ H ₆	-0.10407788	0.067299	-2E-05	2.5E-07	-1.998E-10	5.19415E-14
C ₃ H ₈	1.20228132	0.012026	6.4E-05	1.2E-08	-2.0313E-11	5.11299E-15
i-C ₄ H ₁₀	0.243185259	0.001206	2.1E-05	5.7E-10	-5.728E-12	1.86295E-15
n-C ₄ H ₁₀	0.256386417	3.23E-05	1.2E-05	-4E-09	6.6877E-13	-2.42271E-17
i-C ₅ H ₁₂	0.396845474	-0.00081	2.2E-05	-8E-09	1.5531E-12	-8.00337E-17
n-C ₅ H ₁₂	0.326704061	-6E-05	1.7E-05	-6E-09	1.032E-12	-4.47932E-17
n-C ₆ H ₁₄	0.675187701	-0.00088	3.2E-05	-1E-08	2.2868E-12	-1.22025E-16
n-C ₇ H ₁₆	4.817315395	-0.00654	0.00023	-9E-08	1.7254E-11	-9.29099E-16
H ₂ S	-2.2754E-05	1.58E-05	-3E-09	8.8E-12	-5.0376E-15	1.00945E-18
H ₂ O	-0.08788205	0.029365	-6E-06	1.3E-08	-7.5933E-12	1.59282E-15
MDEA	0	0	0	0	0	0
Piperazine	0	0	0	0	0	0
Total	0.010092762	1.640721	-0.0008	3.5E-06	-2.4305E-09	5.73098E-13

Dengan persamaan yang ada pada Hysys, diperoleh :

$$H_1^{ig} = 124546700.2 \text{ kJ/h}$$

Komponen	zi.Tc (K)	zi.Pc (bar)	zi.Hf	zi.o
N ₂	1.155937042	0.310924	0	0.00037
CO ₂	27.73696156	6.722177	-35918	0.02179
CH ₄	152.5534831	37.12405	-59918	0.0092
C ₂ H ₆	12.8554649	2.055613	-3566.6	0.00415
C ₃ H ₈	5.489286472	0.631688	-1541.7	0.00226
i-C ₄ H ₁₀	1.187559384	0.106146	-391.66	0.00054
n-C ₄ H ₁₀	0.595278607	0.053153	-176.67	0.00028
i-C ₅ H ₁₂	0.847132339	0.061338	-284.45	0.00041
n-C ₅ H ₁₂	0.723184009	0.051977	-225.59	0.00039
n-C ₆ H ₁₄	1.147849503	0.068515	-378.08	0.00068
n-C ₇ H ₁₆	7.81608655	0.396012	-2718.8	0.00506
H ₂ S	0.003736	0.000901	-0.2018	8.1E-07
H ₂ O	11.84557191	4.04796	-4425.2	0.0063
MDEA	0	0	0	0
Piperazine	0	0	0	0
Total	223.9575314	51.63045	-109544	0.05143

Mencari H^R menggunakan Peng-Robinson Equation :

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr}$$

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$

$$q = \frac{\psi}{\Omega(Tr^{1.5})}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right)$$

Z trial	0.899527
Error	-1.3E-05

Tr	Pr	β	q	Z	I	$\alpha(Tr)$
1.70813635	1.701902585	0.077506	2.63291	0.89954	0.07966231	0.741106117

$$h_{T,P} - h_{T,P}^{\text{ideal}} = RT_G \left[T_r(Z-1) - 2.078(1+\kappa)\sqrt{\alpha} \ln \left(\frac{Z+2.414B}{Z-0.414B} \right) \right]$$

Diperoleh :

$$H_1^R = -49173646.7 \text{ kJ/h}$$

$$\begin{aligned} H_1 &= H_{10}^{\text{ig}} + \Delta H_1^{\text{ig}} + H_1^R \\ &= -3743884098 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2 &= H_1 \\ &= -3743884098 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= 63.71^\circ\text{C} & 336.86 \text{ K (Hasil Trial Goal Seek)} \\ P_2 &= 16.94 \text{ bar} \end{aligned}$$

Komponen	xi.A	xi.B	xi.C	xi.D	xi.E	xi.F
N ₂	0.034485437	0.011732	1.2E-06	-5E-12	-4.364E-14	4.83518E-18
CO ₂	2.33924E-10	0.115442	9E-05	-3E-08	4.2777E-12	-2.55942E-16
CH ₄	-7.75031561	1.411889	-0.0013	3.4E-06	-2.224E-09	5.14038E-13
C ₂ H ₆	-0.10407788	0.067299	-2E-05	2.5E-07	-1.998E-10	5.19415E-14
C ₃ H ₈	1.20228132	0.012026	6.4E-05	1.2E-08	-2.0313E-11	5.11299E-15
i-C ₄ H ₁₀	0.243185259	0.001206	2.1E-05	5.7E-10	-5.728E-12	1.86295E-15
n-C ₄ H ₁₀	0.256386417	3.23E-05	1.2E-05	-4E-09	6.6877E-13	-2.42271E-17
i-C ₅ H ₁₂	0.396845474	-0.00081	2.2E-05	-8E-09	1.5531E-12	-8.00337E-17
n-C ₅ H ₁₂	0.326704061	-6E-05	1.7E-05	-6E-09	1.032E-12	-4.47932E-17
n-C ₆ H ₁₄	0.675187701	-0.00088	3.2E-05	-1E-08	2.2868E-12	-1.22025E-16
n-C ₇ H ₁₆	4.817315395	-0.00654	0.00023	-9E-08	1.7254E-11	-9.29099E-16
H ₂ S	-2.2754E-05	1.58E-05	-3E-09	8.8E-12	-5.0376E-15	1.00945E-18
H ₂ O	-0.08788205	0.029365	-6E-06	1.3E-08	-7.5933E-12	1.59282E-15
MDEA	0	0	0	0	0	0
Piperazine	0	0	0	0	0	0
Total	0.010092762	1.640721	-0.0008	3.5E-06	-2.4305E-09	5.73098E-13

Dengan persamaan yang ada pada Hysys, diperoleh :

$$H_2^{\text{ig}} = 55391898.2 \text{ kJ/h}$$

Komponen	zi.Tc (K)	zi.Pc (bar)	zi.Hf	zi.ω
N ₂	1.155937042	0.310924	0	0.00037
CO ₂	27.73696156	6.722177	-35918	0.02179
CH ₄	152.5534831	37.12405	-59918	0.0092
C ₂ H ₆	12.8554649	2.055613	-3566.6	0.00415
C ₃ H ₈	5.489286472	0.631688	-1541.7	0.00226
i-C ₄ H ₁₀	1.187559384	0.106146	-391.66	0.00054
n-C ₄ H ₁₀	0.595278607	0.053153	-176.67	0.00028
i-C ₅ H ₁₂	0.847132339	0.061338	-284.45	0.00041
n-C ₅ H ₁₂	0.723184009	0.051977	-225.59	0.00039
n-C ₆ H ₁₄	1.147849503	0.068515	-378.08	0.00068
n-C ₇ H ₁₆	7.81608655	0.396012	-2718.8	0.00506
H ₂ S	0.003736	0.000901	-0.2018	8.1E-07
H ₂ O	11.84557191	4.04796	-4425.2	0.0063
MDEA	0	0	0	0
Piperazine	0	0	0	0
Total	223.9575314	51.63045	-109544	0.05143

Mencari H^R menggunakan Peng-Robinson Equation :

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} \quad q = \frac{\psi}{\Omega(Tr^{1.5})}$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \quad I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

Z trial	0.96371
Error	-9.2E-07

Tr	Pr	β	q	Z	I	α(Tr)
1.50412277	0.328100942	0.016969	3.18636	0.96371	0.01730643	0.805281106

$$h_{T,P} - h_{T,P}^{\text{ideal}} = RT_G \left[T_r(Z-1) - 2.078(1 + \kappa)\sqrt{\alpha} \ln \left(\frac{Z + 2.414B}{Z - 0.414B} \right) \right]$$

Diperoleh :

$$H_2^R = -12156588.97 \text{ kJ/h}$$

$$H_2 = H_{2o}^{ig} + \Delta H_2^{ig} + H_2^R$$

$$= -3776021842 \text{ kJ}$$

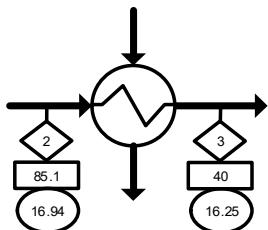
$$\text{Error} = 0.851100592 \%$$

$$T_2 (\text{Hysys}) = 63.71 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Error} = 0.000594 \text{ \%}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<1>	-3743012489	<2>	-3743012489
Total	-3743012489	Total	-3743012489

2 Inlet Gas Cooler (E-112)



Persamaan Neraca Energi :
 $H_2 = H_3 + Q_c$

Kondisi Operasi Feed :

$$\begin{aligned} T_2 &= 85.09763 \text{ } ^\circ\text{C} & 358.248 \text{ K} \\ P_2 &= 16.94014 \text{ bar} \\ H_2 &= -3743012489 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Kondisi Operasi Discharge :

$$\begin{aligned} T_3 &= 40.00 \text{ } ^\circ\text{C} & 313.15 \text{ K} \\ P_3 &= 16.25 \text{ bar} \\ H_3 &= H_{3o}^{ig} + \Delta H_3^{ig} + H_3^R + \Delta H_{lv3} \\ H_3 &= -3837998300 \text{ kJ/h} \\ Q_c &= H_2 - H_3 \\ &= 94985811 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

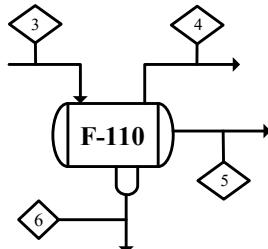
Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

$$\begin{aligned} T \text{ air masuk} &= 25.00 \text{ } ^\circ\text{C} & 298.15 \text{ K} \\ CP &= 75.40 \text{ kJ/kmol-K} \\ T \text{ air keluar} &= 45.00 \text{ } ^\circ\text{C} & 318.15 \text{ K} \\ CP &= 75.59 \text{ kJ/kmol-K} \\ CP_{av} &= 75.49605 \text{ kJ/kmol-K} \\ m \text{ air} &= 62907.8 \text{ kmol/h} \\ &= 1133290 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<2>	-3743012489	<3>	-3837998300
		Qc	94985811.23

Total	-3743012489	Total	-3743012489
-------	-------------	-------	-------------

3 Inlet Separator (F-110)



Persamaan Neraca Energi :

$$H_3 = H_4 + H_5 + H_6$$

Kondisi Operasi Feed :

$$\begin{aligned} T_3 &= 40.00 \text{ } ^\circ\text{C} & 313.15 \text{ K} \\ P_3 &= 16.25 \text{ bar} \\ H_3 &= -3837998300 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Kondisi Operasi Discharge :

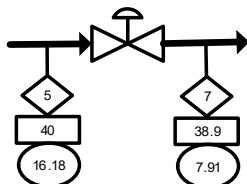
$$\begin{aligned} T_4 &= 39.95 \text{ } ^\circ\text{C} & 313.10 \text{ K} \\ P_4 &= 16.18 \text{ bar} \\ H_4 &= H_{30}^{\text{ig}} + \Delta H_3^{\text{ig}} + H_3^R + \Delta Hv_3 \\ &= -3658785138 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_5 &= 39.95 \text{ } ^\circ\text{C} & 313.10 \text{ K} \\ P_5 &= 16.18 \text{ bar} \\ H_5 &= \Delta Hv_3 \text{ dengan komposisi di stream ini} \\ &= -44681960.4 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_6 &= 39.95 \text{ } ^\circ\text{C} & 313.10 \text{ K} \\ P_6 &= 16.18 \text{ bar} \\ H_6 &= \Delta Hv_3 \text{ dengan komposisi di stream ini} \\ &= -134531201.3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<3>	-3837998300	<4>	-3658785138
		<5>	-44681960.4
		<6>	-134531201.3
Total	-3837998300	Total	-3837998300

4 HP Separator Valve (K-121)



Persamaan Neraca Energi :

$$H_5 = H_7$$

Kondisi Operasi Feed :

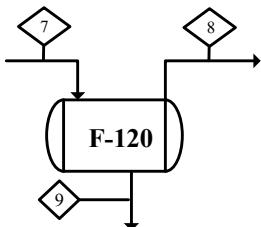
$$\begin{aligned} T_5 &= 39.95 \text{ } ^\circ\text{C} & 313.10 \text{ K} \\ P_5 &= 16.18 \text{ bar} \\ H_5 &= -44681960.4 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Kondisi Operasi Discharge :

$$\begin{aligned} T_7 &= 38.94 \text{ } ^\circ\text{C} & 312.09 \text{ K} \\ P_7 &= 7.91 \text{ bar} \\ H_7 &= -44681960.4 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

		Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
<5>	-44681960.4	<7>	-44681960.4	
Total	-44681960.4	Total	-44681960.4	

5 HP Separator (F-120)



Persamaan Neraca Energi :

$$H_7 = H_8 + H_9$$

Kondisi Operasi Feed :

$$\begin{aligned} T_7 &= 38.94 \text{ } ^\circ\text{C} & 312.09 \text{ K} \\ P_7 &= 7.91 \text{ bar} \\ H_7 &= -44681960.4 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Kondisi Operasi Discharge :

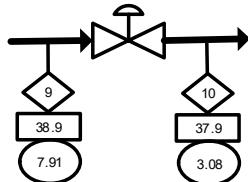
$$\begin{aligned} T_8 &= 38.93728 \text{ } ^\circ\text{C} & 312.087 \text{ K} \\ P_8 &= 7.908009 \text{ bar} \\ H_8 &= H_{70}^{\text{ig}} + \Delta H_7^{\text{ig}} + H_7^R \\ &= -1211878.165 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$T_9 = 38.94 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 312.09 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 P_9 &= 7.91 \text{ bar} \\
 H_9 &= \Delta Hv_7 \\
 &= -43470082.23 \text{ kJ/h}
 \end{aligned}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<7>	-44681960.4	<8>	-1211878.165
		<9>	-43470082.23
Total	-44681960.4	Total	-44681960.4

6 MP Separator Valve (K-122)



Persamaan Neraca Energi :
 $H_9 = H_{10}$

Kondisi Operasi Feed :

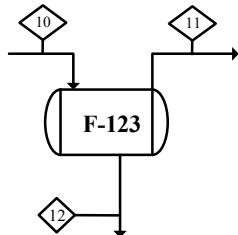
$$\begin{aligned}
 T_9 &= 38.94 \text{ }^{\circ}\text{C} & 312.09 \text{ K} \\
 P_9 &= 7.91 \text{ bar} \\
 H_9 &= -43470082.23 \text{ kJ/h}
 \end{aligned}$$

Kondisi Operasi Discharge :

$$\begin{aligned}
 T_{10} &= 37.86 \text{ }^{\circ}\text{C} & 311.01 \text{ K} \\
 P_{10} &= 3.08 \text{ bar} \\
 H_{10} &= -43470082.23 \text{ kJ/h}
 \end{aligned}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<9>	-43470082.23	<10>	-43470082.23
Total	-43470082.23	Total	-43470082.23

7 MP Separator (F-123)



Persamaan Neraca Energi :
 $H_{10} = H_{11} + H_{12}$

Kondisi Operasi Feed :

$$T_{10} = 37.86 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 311.01 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} P_{10} &= 3.08 \text{ bar} \\ H_{10} &= -43470082.23 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Kondisi Operasi *Discharge* :

$$T_{11} = 37.83 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 310.98 \text{ K}$$

$$P_{11} = 3.01 \text{ bar}$$

$$H_{11} = -954656.9866 \text{ kJ/h}$$

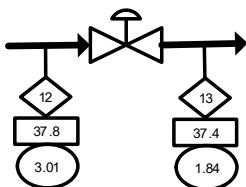
$$T_{12} = 37.82791 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 310.978 \text{ K}$$

$$P_{12} = 3.01273 \text{ bar}$$

$$H_{12} = -42515425.25 \text{ kJ/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<10>	-43470082.23	<11>	-954656.9866
		<12>	-42515425.25
Total	-43470082.23	Total	-43470082.23

8 LP Separator Valve (K-124)



Persamaan Neraca Energi :

$$H_{12} = H_{13}$$

Kondisi Operasi Feed :

$$T_{12} = 37.83 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 310.98 \text{ K}$$

$$P_{12} = 3.01 \text{ bar}$$

$$H_{12} = -42515425.25 \text{ kJ/h}$$

Kondisi Operasi *Discharge* :

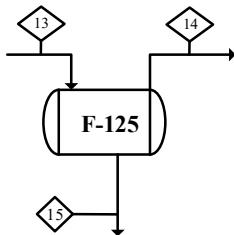
$$T_{13} = 37.41 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 310.56 \text{ K}$$

$$P_{13} = 1.84 \text{ bar}$$

$$H_{13} = -42515425.25 \text{ kJ/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<12>	-42515425.25	<13>	-42515425.25
Total	-42515425.25	Total	-42515425.25

9 LP Separator (F-125)



Persamaan Neraca Energi :
 $H_{13} = H_{14} + H_{15}$

Kondisi Operasi Feed :

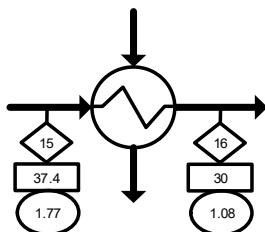
$$\begin{aligned} T_{13} &= 37.41 \text{ } ^\circ\text{C} & 310.56 \text{ K} \\ P_{13} &= 1.84 \text{ bar} \\ H_{13} &= -42515425.25 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Kondisi Operasi Discharge :

$$\begin{aligned} T_{14} &= 37.37 \text{ } ^\circ\text{C} & 310.52 \text{ K} \\ P_{14} &= 1.77 \text{ bar} \\ H_{14} &= -314539.02 \text{ kJ/h} \\ \\ T_{15} &= 37.37 \text{ } ^\circ\text{C} & 310.52 \text{ K} \\ P_{15} &= 1.77 \text{ bar} \\ H_{125} &= -42200886.23 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<13>	-42515425.25	<14>	-314539.0161
		<15>	-42200886.23
Total	-42515425.25	Total	-42515425.25

10 Condensate Cooler (E-126)



Persamaan Neraca Energi :
 $H_{15} = H_{16} + Q_c$

Kondisi Operasi Feed :

$$\begin{aligned} T_{15} &= 37.36898 \text{ } ^\circ\text{C} & 310.519 \text{ K} \\ P_{15} &= 1.771673 \text{ bar} \\ H_{15} &= -42200886.23 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Kondisi Operasi *Discharge* :

$$\begin{aligned} T_{16} &= 30.00 \text{ } ^\circ\text{C} & 303.15 \text{ K} \\ P_{16} &= 1.08 \text{ bar} \\ H_{16} &= -42492410.67 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$Q_c = 291524.4 \text{ kJ/h}$$

Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

$$T \text{ air masuk} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298.15 \text{ K}$$

$$CP = 75.40134151 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$T \text{ air keluar} = 32 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 305.15 \text{ K}$$

$$CP = 75.46777283 \text{ kJ/kmol-K}$$

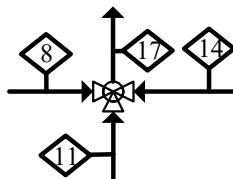
$$CP_{av} = 75.434 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$m \text{ air} = 552.09 \text{ kmol/h}$$

$$= 9945.95 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<15>	-42200886.23	<16>	-42492410.67
		Qc	291524.4387
Total	-42200886.23	Total	-42200886.23

11 Mixing Point to Fuel Gas FPSO



Kondisi Operasi Feed :

$$T_{14} = 37.37 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 310.52 \text{ K}$$

$$P_{14} = 1.77 \text{ bar}$$

$$H_{14} = -314539.02 \text{ kJ/h}$$

$$T_{11} = 37.83 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 310.98 \text{ K}$$

$$P_{11} = 3.01 \text{ bar}$$

$$H_{11} = -954656.99 \text{ kJ/h}$$

$$T_8 = 38.94 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 312.09 \text{ K}$$

$$P_8 = 7.91 \text{ bar}$$

$$H_8 = -1211878.17 \text{ kJ/h}$$

Kondisi Operasi Discharge :

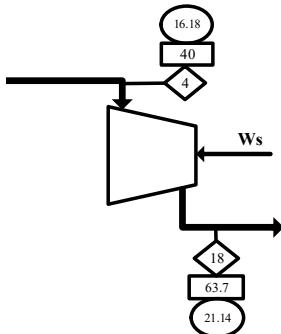
$$T_{17} = 36.08^\circ\text{C} \quad 309.23 \text{ K}$$

$$P_{17} = 1.77 \text{ bar}$$

$$H_{17} = -2481074.17 \text{ kJ/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<8>	-1211878.165	<17>	-2481074.168
<11>	-954656.987		
<14>	-314539.016		
Total	-2481074.168	Total	-2481074.168

12) Inlet Gas Compressor (G-113)



Persamaan Neraca Energi :

$$H_4 + W_s = H_{18}$$

Pada alat ini, natural gas umpan dari Inlet Gas Separator dinaikkan tekanannya untuk dapat melewati pipa penghubung FPSO dan Onshore Plant.

$$P_4 = 1618.17 \text{ kPa} \quad 16.18 \text{ bar}$$

$$T_4 = 39.95^\circ\text{C} \quad 313.10 \text{ K}$$

$$H_4 = -3658785141 \text{ kJ/h}$$

Komposisi Aliran

Komponen	Massa	xi	Mol	zi
N ₂	8944.912234	0.012398	319.313	0.00934
CO ₂	139791.6041	0.193751	3176.38	0.09294
CH ₄	447236.916	0.619871	27877.6	0.81567
C ₂ H ₆	44028.05441	0.061023	1464.19	0.04284
C ₃ H ₈	22655.83348	0.031401	513.773	0.01503
i-C ₄ H ₁₀	5803.00404	0.008043	99.8383	0.00292
n-C ₄ H ₁₀	2775.785853	0.003847	47.7563	0.0014
i-C ₅ H ₁₂	4405.516357	0.006106	61.0597	0.00179

n-C ₅ H ₁₂	3636.410883	0.00504	50.4	0.00147
n-C ₆ H ₁₄	5725.076458	0.007935	66.4332	0.00194
n-C ₇ H ₁₆	33491.2082	0.046419	334.227	0.00978
H ₂ S	11.84666808	1.64E-05	0.3476	1E-05
H ₂ O	2993.38946	0.004149	166.16	0.00486
MDEA	0	0	0	0
Piperazine	0	0	0	0
Total	721499.5581	1	34177.4	1

Komponen	xi.A	xi.B	xi.C	xi.D	xi.E	xi.F
N ₂	0.035812326	0.012184	1.2E-06	-5E-12	-4.5319E-14	5.02122E-18
CO ₂	2.42683E-10	0.119765	9.4E-05	-3E-08	4.4379E-12	-2.65527E-16
CH ₄	-8.04593032	1.465742	-0.0013	3.5E-06	-2.3089E-09	5.33645E-13
C ₂ H ₆	-0.10785812	0.069743	-2E-05	2.6E-07	-2.0706E-10	5.38281E-14
C ₃ H ₈	1.239992364	0.012403	6.6E-05	1.2E-08	-2.095E-11	5.27336E-15
i-C ₄ H ₁₀	0.248552105	0.001233	2.1E-05	5.8E-10	-5.8545E-12	1.90406E-15
n-C ₄ H ₁₀	0.260539305	3.29E-05	1.3E-05	-4E-09	6.796E-13	-2.46195E-17
i-C ₅ H ₁₂	0.392314067	-0.0008	2.2E-05	-8E-09	1.5353E-12	-7.91198E-17
n-C ₅ H ₁₂	0.318522572	-5.9E-05	1.7E-05	-6E-09	1.0062E-12	-4.36715E-17
n-C ₆ H ₁₄	0.591258328	-0.00077	2.8E-05	-1E-08	2.0025E-12	-1.06857E-16
n-C ₇ H ₁₆	3.314772893	-0.0045	0.00016	-6E-08	1.1872E-11	-6.39309E-16
H ₂ S	-2.3562E-05	1.64E-05	-3E-09	9.1E-12	-5.2166E-15	1.04531E-18
H ₂ O	-0.02377122	0.007943	-2E-06	3.6E-09	-2.0539E-12	4.30841E-16
MDEA	0	0	0	0	0	0
Piperazine	0	0	0	0	0	0
Total	-1.77581926	1.682934	-0.0009	3.7E-06	-2.5233E-09	5.93928E-13

Dengan persamaan yang ada pada Hysys, diperoleh :

$$CP_8 = 37.28785594 \text{ kJ/h}$$

Setelah itu dicari besaran kerja yang dilakukan kompressor

$$\begin{aligned} \gamma &= CP / (CP - R) \\ &= 1.286969 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (Ws)_s &= [\gamma RT_1/(\gamma-1)][(P_2/P_1)^{(\gamma-1)/\gamma} - 1] \\ (Ws)_s &= 716.8429 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Efisiensi

$$\eta = 0.75$$

$$\eta = \frac{(Ws)s}{Ws}$$

$$\begin{aligned} W_s &= 955.7906 \text{ kJ/kmol} \\ &= 32666475 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{18} &= H_4 + W_s \\ H_{18} &= -3626118666 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$P_{18} = 2113.91 \text{ kPa} \quad 21.14 \text{ bar}$$

$$T_{18} = 65.41 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 338.56 \text{ K (Hasil Trial Goal Seek)}$$

Komposisi Aliran

Komponen	Massa	xi	Mol	zi
N ₂	8944.912234	0.012398	319.313	0.00934
CO ₂	139791.6041	0.193751	3176.38	0.09294
CH ₄	447236.916	0.619871	27877.6	0.81567
C ₂ H ₆	44028.05441	0.061023	1464.19	0.04284
C ₃ H ₈	22655.83348	0.031401	513.773	0.01503
i-C ₄ H ₁₀	5803.00404	0.008043	99.8383	0.00292
n-C ₄ H ₁₀	2775.785853	0.003847	47.7563	0.0014
i-C ₅ H ₁₂	4405.516357	0.006106	61.0597	0.00179
n-C ₅ H ₁₂	3636.410883	0.00504	50.4	0.00147
n-C ₆ H ₁₄	5725.076458	0.007935	66.4332	0.00194
n-C ₇ H ₁₆	33491.2082	0.046419	334.227	0.00978
H ₂ S	11.84666808	1.64E-05	0.3476	1E-05
H ₂ O	2993.38946	0.004149	166.16	0.00486
MDEA	0	0	0	0
Piperazine	0	0	0	0
Total	721499.5581	1	34177.4	1

Komponen	xi.A	xi.B	xi.C	xi.D	xi.E	xi.F
N ₂	0.035812326	0.012184	1.2E-06	-5E-12	-4.5319E-14	5.02122E-18
CO ₂	2.42683E-10	0.119765	9.4E-05	-3E-08	4.4379E-12	-2.65527E-16
CH ₄	-8.04593032	1.465742	-0.0013	3.5E-06	-2.3089E-09	5.33645E-13
C ₂ H ₆	-0.10785812	0.069743	-2E-05	2.6E-07	-2.0706E-10	5.38281E-14
C ₃ H ₈	1.239992364	0.012403	6.6E-05	1.2E-08	-2.095E-11	5.27336E-15
i-C ₄ H ₁₀	0.248552105	0.001233	2.1E-05	5.8E-10	-5.8545E-12	1.90406E-15
n-C ₄ H ₁₀	0.260539305	3.29E-05	1.3E-05	-4E-09	6.796E-13	-2.46195E-17
i-C ₅ H ₁₂	0.392314067	-0.0008	2.2E-05	-8E-09	1.5353E-12	-7.91198E-17
n-C ₅ H ₁₂	0.318522572	-5.9E-05	1.7E-05	-6E-09	1.0062E-12	-4.36715E-17
n-C ₆ H ₁₄	0.591258328	-0.00077	2.8E-05	-1E-08	2.0025E-12	-1.06857E-16
n-C ₇ H ₁₆	3.314772893	-0.0045	0.00016	-6E-08	1.1872E-11	-6.39309E-16
H ₂ S	-2.3562E-05	1.64E-05	-3E-09	9.1E-12	-5.2166E-15	1.04531E-18
H ₂ O	-0.02377122	0.007943	-2E-06	3.6E-09	-2.0539E-12	4.30841E-16
MDEA	0	0	0	0	0	0
Piperazine	0	0	0	0	0	0

Total	-1.77581926	1.682934	-0.0009	3.7E-06	-2.5233E-09	5.93928E-13
-------	-------------	----------	---------	---------	-------------	-------------

Dengan persamaan yang ada pada Hysys, diperoleh :

$$H_{18}^{ig} = 54594954.48 \text{ kJ/h}$$

Komponen	zi.Tc (K)	zi.Pc (bar)	zi.Hf	zi.w
N ₂	1.179004966	0.317129	0	0.00037
CO ₂	28.26243482	6.849528	-36598	0.02221
CH ₄	155.5477255	37.8527	-61094	0.00938
C ₂ H ₆	13.08479241	2.092282	-3630.2	0.00422
C ₃ H ₈	5.560495141	0.639883	-1561.7	0.00229
i-C ₄ H ₁₀	1.192120603	0.106553	-393.16	0.00054
n-C ₄ H ₁₀	0.594132311	0.05305	-176.33	0.00028
i-C ₅ H ₁₂	0.8225236	0.059556	-276.18	0.0004
n-C ₅ H ₁₂	0.692499006	0.049771	-216.02	0.00037
n-C ₆ H ₁₄	0.987239121	0.058928	-325.17	0.00058
n-C ₇ H ₁₆	5.282295781	0.267634	-1837.4	0.00342
H ₂ S	0.003799728	0.000916	-0.2052	8.2E-07
H ₂ O	3.146965286	1.075405	-1175.6	0.00167
MDEA	0	0	0	0
Piperazine	0	0	0	0
Total	216.3560283	49.42334	-107284	0.04574

Mencari H^R menggunakan Peng Robinson Equation :

$$\begin{aligned} \beta &= \Omega \frac{Pr}{Tr} & Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} \\ T_r &= \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c} \end{aligned}$$

Z trial	0.958227
Error	-0.00062

Tr	Pr	β	q	Z	I	$\alpha(Tr)$
1.56483027	0.427713961	0.021262	3.00275	0.95885	0.02170051	0.789306687

$$h_{T,P} - h_{T,P}^{\text{ideal}} = RT_G \left[T_r(Z-1) - 2.078(1+\kappa)\sqrt{\alpha} \ln \left(\frac{Z+2.414B}{Z-0.414B} \right) \right]$$

Diperoleh :

$$H_{18}^R = -14024378.7 \text{ kJ/h}$$

$$\begin{aligned} H_{18} &= H_{180}^{ig} + \Delta H_{18}^{ig} + H_{18}^R \\ &= -3626118666 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{18} (\text{hysys}) &= -3627554053 \\ \text{Error (hysys)} &= -0.03958 \% \end{aligned}$$

$$\text{Error} = -1.66893\text{E-05}$$

Trial goal seek dengan suhu pada T_{18}

$$\begin{aligned} T_{18} (\text{Hysys}) &= 63.71 ^\circ\text{C} \\ \text{Error} &= -2.59968 \% \end{aligned}$$

Neraca energi G-113 :

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<8>	-3658785138	<18>	-3627554053
<W _S >	31231085.13		
Total	-3627554053	Total	-3627554053

13 Pipa 100 km

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{18} = H_{19} + Q_{\text{pipe}}$$

Untuk menghubungkan aliran fluida dari FPSO menuju daratan.

Kondisi Operasi Feed :

$$\begin{aligned} T_{18} &= 63.71 ^\circ\text{C} & 336.86 \text{ K} \\ P_{18} &= 21.14 \text{ bar} \\ H_{18} &= -3627554053 \quad \text{kJ/h} \end{aligned}$$

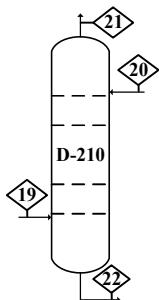
Kondisi Operasi Discharge :

$$\begin{aligned} T_{19} &= 49.66 ^\circ\text{C} & 322.81 \text{ K} \\ P_{19} &= 16.25 \text{ bar} \\ H_{19} &= -3644784934 \quad \text{kJ/h} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{pipa}} = 17230880.72 \quad \text{kJ/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<18>	-3627554053.277	<19>	-3644784934
		<Q pipa>	17230880.72
Total	-3627554053.277	Total	-3627554053.3

14 Amine Contactor (D-210)



Persamaan Neraca Energi :
 $H_{19} + H_{20} + Q_{reaksi} = H_{21} + H_{22}$

Kondisi Operasi Feed :

$$T_{19} = 49.66 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 322.81 \text{ K}$$

$$P_{19} = 16.25 \text{ bar}$$

$$H_{19} = -3644784938 \text{ kJ/h}$$

$$T_{20} = 49.66 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 322.81 \text{ K}$$

$$P_{20} = 16.25 \text{ bar}$$

$$H_{20} = -21716806188 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{Reaksi} = 361891 \text{ kJ/h}$$

Kondisi Operasi Discharge :

$$T_{21} = 49.66 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 322.81 \text{ K}$$

$$P_{21} = 16.25 \text{ bar}$$

$$H_{21} = -2390560386 \text{ kJ/h}$$

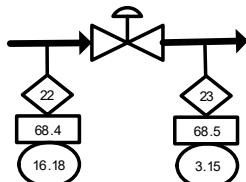
$$T_{22} = 49.66 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 322.81 \text{ K}$$

$$P_{22} = 16.25 \text{ bar}$$

$$H_{22} = -22970668849 \text{ kJ/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<19>	-3644784937.63	<21>	-2390560386
<20>	-21716806188.460	<22>	-22970668849
Q Reaksi	361890.906023502		
Total	-25361229235.182	Total	-25361229235.2

15 Amine contactor level control valve (K-211)

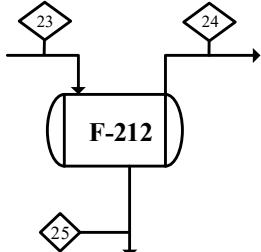


Persamaan Neraca Energi :

$$H_{22} = H_{23}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<22>	-22970916639.097	<23>	-22970916639.097
Total	-22970916639.097	Total	-22970916639.097

16 Rich Amine Flash Drum (F-212)

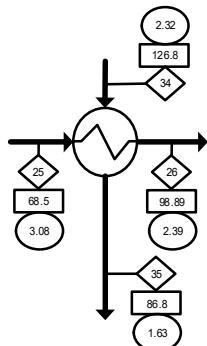


Persamaan Neraca Energi :

$$H_{23} = H_{24} + H_{25}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<23>	-22970916647.422	<24>	-7119462.011
		<25>	-22963797187
Total	-22970916647.422	Total	-22963797187.070

17 Rich/Lean Amine Heat Exchanger (E-213)

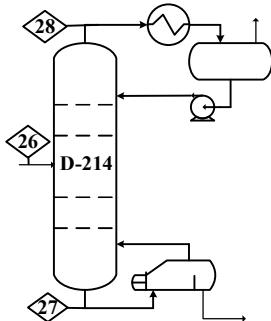


Persamaan Neraca Energi :

$$H_{25} + H_{34} = H_{26} + H_{35}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<25>	-22963797187.070	<26>	-22662881885
<34>	-21029633800.02	<35>	-21330549104
Total	-43993430987.087	Total	-43993430988.614

18 Amine Regenerator (D-214)



Persamaan Neraca Energi :
 $H_{26} + H_{32} + H_{33} + Q_{reaksi} = H_{28} + H_{27}$

Menghitung split fraksi tiap komponen (ξ_k) dan mol (Zi) sebagai overhead distillation column dengan menggunakan persamaan :

$$\xi_k = \alpha_{k/n} \xi_n / (1 + (\alpha_{k/n} - 1) \xi_n)$$

$$Zi = \frac{1}{\xi_k} \times Di$$

dimana ξ_k adalah split fraksi tiap komponen dan ξ_n adalah fraksi kunci.
 dan disini diambil fraksi kuncinya air

lalu dicari nilai total Z yang sesuai dengan jumlah mol yang keluar dari overhead dengan mengtrial ξ_n

Setelah itu dicari nilai Entalpi :

$$H_{28} = H_{28o}^{ig} + \Delta H_{28}^{ig} + H_{28}^R$$

Menghitung split fraksi tiap komponen (ξ_k) dan mol (Yi) sebagai aliran masuk reboiler dengan menggunakan persamaan :

$$\xi_k = \alpha_{k/n} \xi_n / (1 + (\alpha_{k/n} - 1) \xi_n)$$

$$Yi = \frac{1}{(1-\xi_k)} \times Bi$$

dimana ξ_k adalah split fraksi tiap komponen dan ξ_n adalah fraksi kunci.
 dan disini diambil fraksi kuncinya H_2

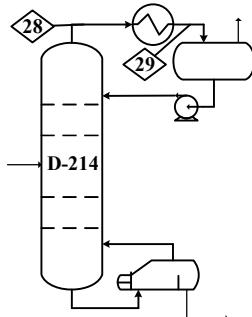
lalu dicari nilai total Z yang sesuai dengan jumlah mol yang keluar dari overhead dengan mengtrial ξ_n

Setelah itu dicari nilai Entalpi :

$$H_{27} = \Delta H_{27lv}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<26>	-22662677450.922	<28>	-2457405288
<32>	-1413360181.66	<27>	-25113200746
<33>	-3495078443.27		
Q reaksi	510042.33		
Total	-27570606033.527	Total	-27570606033.527

19 Amine Regeneration Condenser (E-215)



Persamaan Neraca Energi :
 $H_{28} = H_{29} + Q_c$

$$Q_c = 232504129.608 \text{ kJ/h}$$

Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

$$T_{\text{air masuk}} = 25^\circ\text{C} \quad 298.15 \text{ K}$$

$$CP = 75.40134151 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$T_{\text{air keluar}} = 45^\circ\text{C} \quad 318.15 \text{ K}$$

$$CP = 75.59075616 \text{ kJ/kmol-K}$$

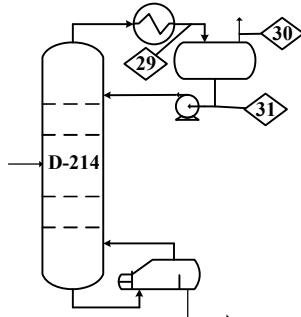
$$CP_{av} = 77.48619 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$m_{\text{air}} = 150029.4 \text{ kmol/h}$$

$$= 2702795 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<28>	-2457405287.622	<29>	-2689909417.231
		<Qc>	232504129.608
Total	-2457405287.622	Total	-2457405287.622

20 Amine Regeneration Reflux Drum (F-216)

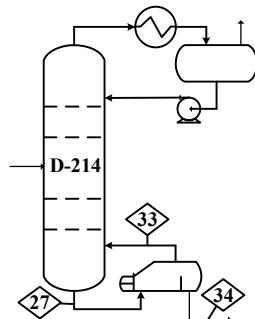


Persamaan Neraca Energi :

$$H_{29} = H_{30} + H_{31}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<29>	-2689909417.231	<30>	-1275780776
		<31>	-1414128641
Total	-2689909417.231	Total	-2689909417.231

21 Amine Regeneration Reboiler (E-218)



Persamaan Neraca Energi :

$$H_{27} + Q_r = H_{33} + H_{34}$$

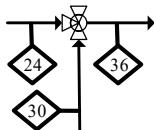
$$Q_c = 73678302.288 \text{ kJ/h}$$

Menggunakan Steam saturated pada $T = 160^\circ\text{C}$
 $\lambda = 2081.3 \text{ kJ/kg}$

$$m_{\text{steam}} = 35400.14 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<27>	-21910783402.621	<33>	-19054963042
Qr	73678302.288	<34>	-2782142058
Total	-21837105100.333	Total	-21837105100.333

22 Mixing Point to Thermal Oxidizer



Persamaan Neraca Energi :

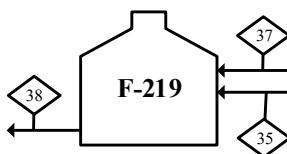
$$H_{24} + H_{30} = H_{36}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<24>	-7119462.011	<36>	-1282900238
<30>	-1275780776.22		
Total	-1282900238.235	Total	-1282900238.235

23 Amine Surge Tank (F-219)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{35} + H_{37} = H_{38}$$

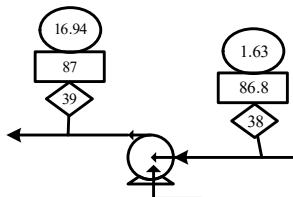


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<35>	-21330549103.726	<38>	-21355095544
<37>	-24546440.12		
Total	-21355095543.846	Total	-21355095543.846

24 Lean Amine Pump (L-2110)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{38} + Q_{pump} = H_{39}$$

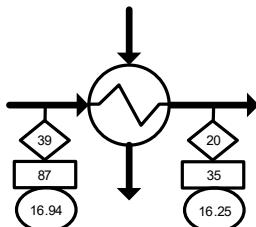


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<38>	-21355095543.846	<39>	-21351009527
<Qpump>	4086016.48		

Total	-21351009527.369	Total	-21351009527.369
-------	------------------	-------	------------------

25 Lean Amine Cooler (E-2111)

Persamaan Neraca Energi :
 $H_{39} = H_{20} + Q_c$



$$Q_c = 363292532.665 \text{ kJ/h}$$

Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

$$T_{\text{air masuk}} = 25^\circ\text{C} \quad 298.15 \text{ K}$$

$$C_P = 75.40134151 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$T_{\text{air keluar}} = 37^\circ\text{C} \quad 310.15 \text{ K}$$

$$C_P = 75.51513397 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$C_{P_{av}} = 75.45824 \text{ kJ/kmol-K}$$

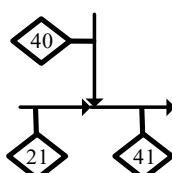
$$m_{\text{air}} = 401207.1 \text{ kmol/h}$$

$$= 7026846 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<39>	-21352760207.336	<20>	-21716052740.001
		Qc	363292532.665
Total	-21352760207.336	Total	-21352760207.336

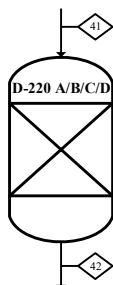
26 Mixing Point to Molecular Sieve Column

Persamaan Neraca Energi :
 $H_{21} + H_{40} = H_{41}$



Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<21>	-2390340319.855	<41>	-4131959632.211
<40>	-1741619312.36		
Total	-4131959632.211	Total	-4131959632.211

27 Molecular Sieve Column (D-220 A/B/C/D)



Persamaan Neraca Energi :

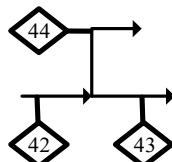
$$H_{41} = H_{42} + H_{\text{water}}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<41>	-4131959632.211	<42>	-4086677475.062
		water	-45282157.15
Total	-4131959632.211	Total	-4131959632.211

28 Separation point Molecular Sieve

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{42} = H_{43} + H_{44}$$

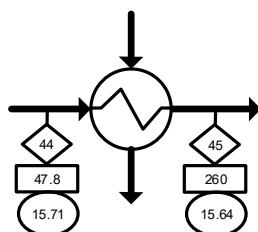


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<42>	-4086677475.062	<43>	-2342455448.649
		<44>	-1744222026
Total	-4086677475.062	Total	-4086677475.062

29 Regen Gas Heater (E-222)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{44} + Q_h = H_{45}$$



$$Q_c = 233144347.89 \text{ kJ/h}$$

Menggunakan Steam superheated pada $T_1 = 300^\circ\text{C}$ $T_2 = 252^\circ\text{C}$ dan $P = 613 \text{ kPa}$

$$\lambda = 97.14042 \text{ kJ/kg}$$

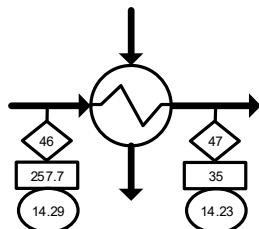
$$m_{\text{steam}} = 2400075 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<44>	-1744222026.413	<45>	-1511077678.521
Q _h	233144347.89		
Total	-1511077678.521	Total	-1511077678.521

30 Regen Gas Cooler (E-223)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{46} = H_{47} + Q_{\text{col}}$$



$$Q_c = 243720083.550 \text{ kJ/h}$$

Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

$$T_{\text{air masuk}} = 25^\circ\text{C} \quad 298.15 \text{ K}$$

$$C_P = 75.40134151 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$T_{\text{air keluar}} = 45^\circ\text{C} \quad 318.15 \text{ K}$$

$$C_P = 75.59075616 \text{ kJ/kmol-K}$$

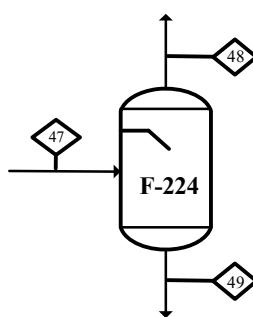
$$C_{P_{\text{av}}} = 75.49605 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$m_{\text{air}} = 161412.5 \text{ kmol/h}$$

$$= 2907862 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<46>	-1526170221.499	<47>	-1769890305.049
		Q col	243720083.5
Total	-1526170221.499	Total	-1526170221.499

31 Regen Gas Separator (F-224)



Persamaan Neraca Energi :

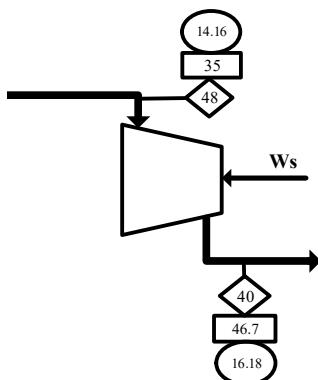
$$H_{47} = H_{48} + H_{49}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<47>	-1769890305.049	<48>	-1762088765.263
		<49>	-7801539.786
Total	-1769890305.049	Total	-1769890305.049

32 Regen Gas Compressor (G-225)

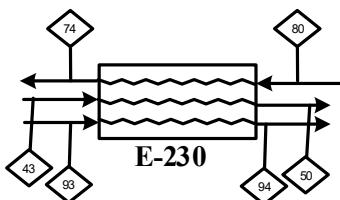
Persamaan Neraca Energi :

$$H_{48} + W_{\text{comp}} = H_{40}$$



Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<48>	-1762088765.263	<40>	-1751890617.959
<W comp>	10198147.30		
Total	-1751890617.959	Total	-1751890617.959

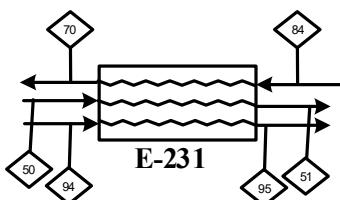
33 HP Propane Heat Exchanger (E-230)



Persamaan Neraca Energi :
 $H_{43} + H_{80} + H_{93} = H_{50} + H_{74} + H_{94}$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<43>	-2342455448.649	<50>	-2379997674
<80>	-1288789617.057	<74>	-1152870981
<93>	-8329020966.97	<94>	-8427397378
Total	-11960266032.674	Total	-11960266032.898

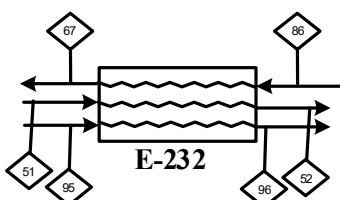
34 MP Propane Heat Exchanger (E-231)



Persamaan Neraca Energi :
 $H_{50} + H_{84} + H_{94} = H_{51} + H_{70} + H_{95}$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<50>	-2379997673.990	<51>	-2415055694
<84>	-2020125172.988	<70>	-1775177793
<94>	-8427397378.24	<95>	-8637286738
Total	-12827520225.220	Total	-12827520225.167

35 LP Propane Heat Exchanger (E-232)



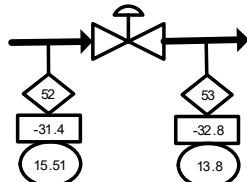
Persamaan Neraca Energi :
 $H_{51} + H_{86} + H_{95} = H_{52} + H_{67} + H_{96}$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<51>	-2415055694.235	<52>	-2459612648
<86>	-1815842035.474	<67>	-1578239767
<95>	-8637286737.64	<96>	-8830332052
Total	-12868184467.353	Total	-12868184467.349

36 Feed De-Ethanizer Valve (K-241)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{52} = H_{53}$$

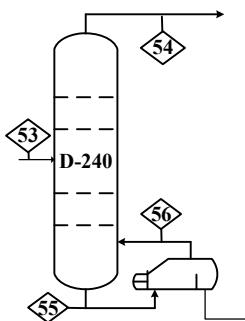


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
52>	-2459612647.837	<53>	-2459612648
Total	-2459612647.837	Total	-2459612647.837

37 De-Ethanizer (D-240)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{53} + H_{56} = H_{54} + H_{55}$$

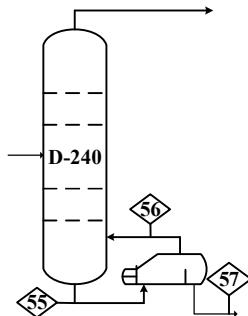


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<53>	-2459612647.837	<54>	-2343960245
<56>	-81577137.73	<55>	-197229502.5
Total	-2541189785.562	Total	-2541189747.749

38 De-Ethanizer Reboiler (E-242)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{55} + Q_r = H_{56} + H_{57}$$



$$Q_c = 20869126.12 \text{ kJ/h}$$

Menggunakan Steam saturated pada $T = 160^\circ\text{C}$

$$\lambda = 2088.583 \text{ kJ/kg}$$

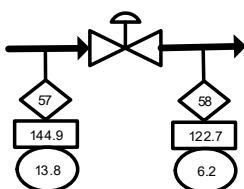
$$m_{\text{steam}} = 9992 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<55>	-197229502.524	<56>	-81577138
Q _r	20869126.12	<57>	-94783239
Total	-176360376.408	Total	-176360376.874

39 Feed De-Butanizer Valve (K-251)

Persamaan Neraca Energi :

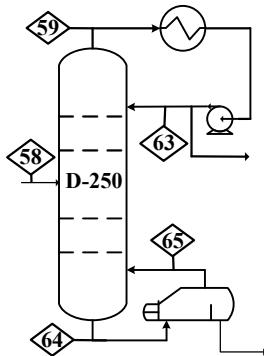
$$H_{57} = H_{58}$$



Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<57>	-94783239.148	<58>	-94783239
Total	-94783239.148	Total	-94783239.148

40 De-Butanizer (D-250)

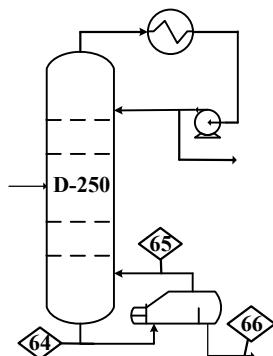
Persamaan Neraca Energi :
 $H_{58} + H_{68} + H_{65} = H_{59} + H_{64}$



Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<58>	-94783226.871	<59>	-61389441
<63>	-55085202.21	<64>	-137412428.1
<65>	-48934949.54		
Total	-198803378.617	Total	-198801869.399

41 De-Butanizer Reboiler (E-252)

Persamaan Neraca Energi :
 $H_{64} + Q_r = H_{65} + H_{66}$



$$Q_c = 7957960.889 \text{ kJ/h}$$

Menggunakan Steam saturated pada $T = 160^\circ\text{C}$
 $\lambda = 1831.521 \text{ kJ/kg}$

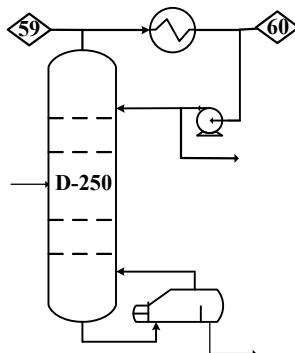
$$m_{\text{steam}} = 4345 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<64>	-137390256.602	<65>	-48930644.4
Q _r	7957960.89	<66>	-79383826
Total	-129432295.712	Total	-128314470.022

42 De-Butanizer Condenser (E-252)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{59} = H_{60} + Q_c$$



$$Q_c = 6391435.837 \text{ kJ/h}$$

Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

$$T_{\text{air masuk}} = 25^\circ\text{C} \quad 298.15 \text{ K}$$

$$C_P = 77.5 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$T_{\text{air keluar}} = 31^\circ\text{C} \quad 304.15 \text{ K}$$

$$C_P = 77.4 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$C_{P_{av}} = 77.44891 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$m_{\text{air}} = 13754.09 \text{ kmol/h}$$

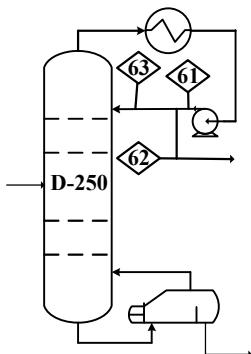
$$= 247573.6 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<59>	-61381918.878	<60>	-67773354.7149
		Q _c	6391435.8370
Total	-61381918.878	Total	-61381918.878

43 Separation point De-Butanizer

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{61} = H_{62} + H_{63}$$

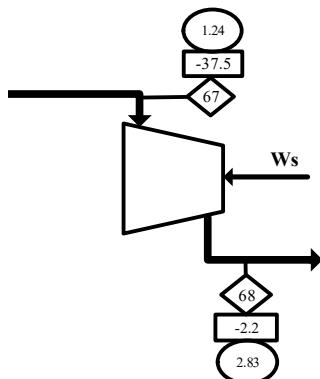


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<61>	-67773354.715	<62>	-15679013
		<63>	-55722719.3
Total	-67773354.715	Total	-71401732.339

44 LP Propane Compressor (G-233)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{67} + W_s = H_{68}$$

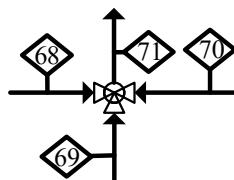


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<67>	-1578239767.425	<68>	-1546833642
Ws	31406125.26		
Total	-1546833642.164	Total	-1546833642.164

45 Mixing Point to MP Propane Compressor

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{68} + H_{69} + H_{70} = H_{71}$$

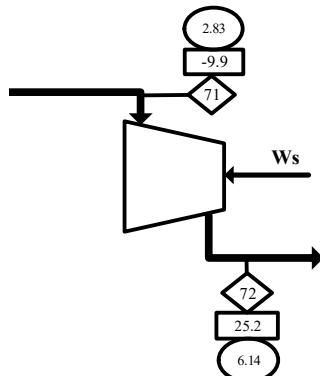


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<68>	-1546833642.164	<71>	-3608748662
<69>	-286737226.253		
<70>	-1775177793.29		
Total	-3608748661.705	Total	-3608748661.705

46 MP Propane Compressor (G-236)

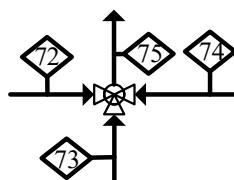
Persamaan Neraca Energi :

$$H_{71} = H_{72}$$



Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<71>	-3608748661.705	<72>	-3535535454
Ws	73213207.56		
Total	-3535535454.146	Total	-3535535454.146

47 Mixing Point to HP Propane Compressor



Persamaan Neraca Energi :

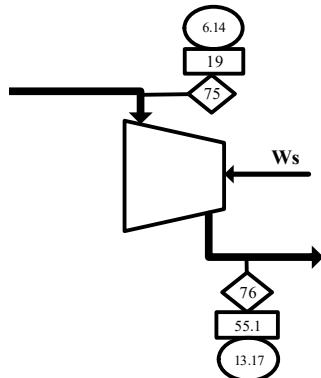
$$H_{72} + H_{73} + H_{74} = H_{75}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<72>	-3535535454.146	<75>	-5720860468
<73>	-1032454033.66		
<74>	-1152870980.666		
Total	-5720860468.472	Total	-5720860468.472

48 HP Propane Compressor (G-239)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{75} + W_s = H_{76}$$

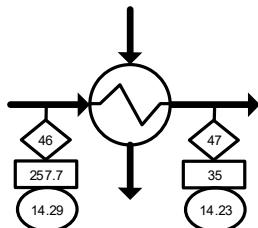


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<75>	-5720860468.472	<76>	-5608399592
W _s	112460876.73		
Total	-5608399591.741	Total	-5608399591.741

49 HP Propane Cooler (E-2310)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{75} = H_{76} + Q_c$$



$$Q_c = 835548493.545 \text{ kJ/h}$$

Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

$$T_{\text{air masuk}} = 25^\circ\text{C} \quad 298.15 \text{ K}$$

$$CP = 75.40134151 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$T_{\text{air keluar}} = 39^\circ\text{C} \quad 312.15 \text{ K}$$

$$CP = 75.53405748 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$CP_{av} = 75.4677 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$m_{\text{air}} = 790828.9 \text{ kmol/h}$$

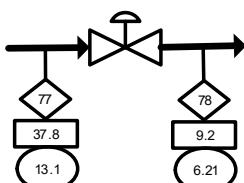
$$= 14246861 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<76>	-5608399591.741	<77>	-6443948085
		Qc	835548493.5
Total	-5608399591.741	Total	-5608399591.741

50 HP Propane JT Valve (K-2311)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{77} = H_{78}$$

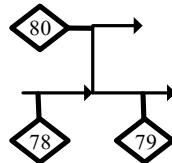


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<77>	-6443948085.283	<78>	-6443948085
Total	-6443948085.283	Total	-6443948085.283

51 Separation Point HP Propane

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{78} = H_{79} + H_{80}$$

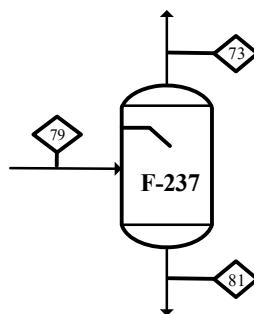


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<78>	-6443948085.283	<79>	-5155158468
		<80>	-1288789617
Total	-6443948085.283	Total	-6443948085.283

52 MP Propane Separator (F-237)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{79} = H_{73} + H_{81}$$

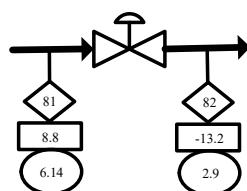


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<79>	-5155158468.226	<73>	-1032454034
		<81>	-4122704435
Total	-5155158468.226	Total	-5155158468.329

53 MP Propane JT Valve (K-238)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{81} = H_{82}$$

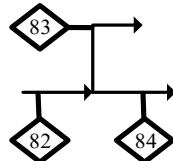


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<81>	-4122704434.670	<82>	-4122704435
Total	-4122704434.670	Total	-4122704434.670

54 Separation Point MP Propane

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{82} = H_{83} + H_{84}$$

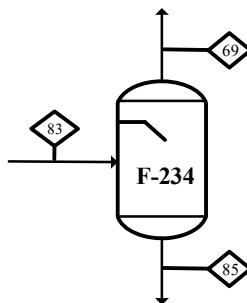


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<82>	-4122704434.670	<83>	-2102579262
		<84>	-2020125173
Total	-4122704434.670	Total	-4122704434.670

55 LP Propane Separator (F-234)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{83} = H_{69} + H_{85}$$

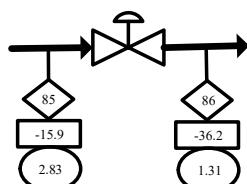


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<83>	-2102579261.682	<69>	-286737226
		<85>	-1815842035
Total	-2102579261.682	Total	-2102579261.727

56 LP Propane JT Valve (K-235)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{85} = H_{86}$$

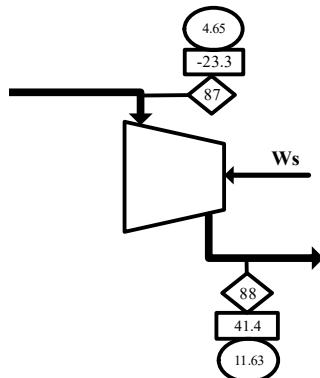


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<85>	-1815842035.474	<86>	-1815842035

Total	-1815842035.474	Total	-1815842035.474
-------	-----------------	-------	-----------------

57 LP Mixed Refrigerant Compressor (G-261)

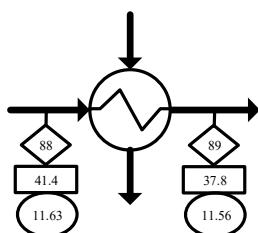
Persamaan Neraca Energi :
 $H_{87} + W_s = H_{88}$



Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<87>	-8440198479.548	<88>	-8138309819
W _s	301888660.43		
Total	-8138309819.114	Total	-8138309819.114

58 LP Mixed Refrigerant Cooler (E-262)

Persamaan Neraca Energi :
 $H_{88} = H_{89} + Q_c$



$$Q_c = 19250382.359 \text{ kJ/h}$$

Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

T air masuk	=	25 °C	298.15	K
CP	=	75.40134151	kJ/kmol-K	
T air keluar	=	45 °C	318.15	K
CP	=	75.59075616	kJ/kmol-K	

$$CP_{av} = 75.49605 \text{ kJ/kmol-K}$$

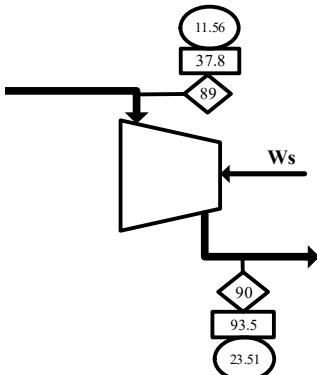
$$\begin{aligned} m \text{ air} &= 12749.26 \text{ kmol/h} \\ &= 229679.3 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<88>	-8138309819.114	<89>	-8157560201
		Qc	19250382.36
Total	-8138309819.114	Total	-8138309819.114

59 MP Mixed Refrigerant Compressor (G-263)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{89} + W_s = H_{90}$$

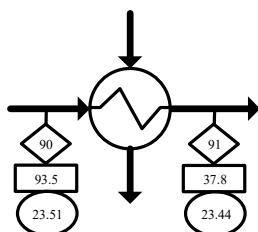


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<89>	-8157560201.473	<90>	-7877169094
W _s	280391107.19		
Total	-7877169094.288	Total	-7877169094.288

60 MP Mixed Refrigerant Cooler (E-264)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{90} = H_{91} + Q_c$$



$$Q_c = 328487731.199 \text{ kJ/h}$$

Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

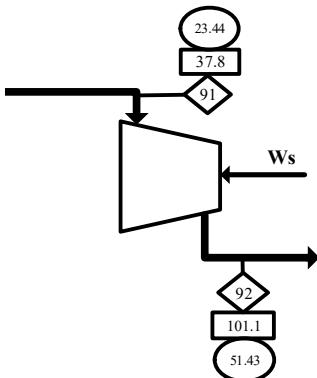
T air masuk	=	25 °C	298.15	K
CP	=	77.4	kJ/kmol-K	
T air keluar	=	40 °C	313.15	K
CP	=	77.7	kJ/kmol-K	
CP _{av}	=	77.5	kJ/kmol-K	
m air	=	282570.1	kmol/h	
	=	5090529	kg/h	

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<90>	-7877169094.288	<91>	-8205656825
		Qc	328487731.2
Total	-7877169094.288	Total	-7877169094.288

61 HP Mixed Refrigerant Compressor (G-265)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{89} + W_s = H_{90}$$

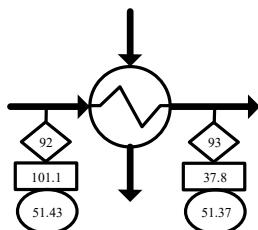


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<91>	-8205656825.487	<92>	-7910101597
Ws	29555228.29		
Total	-7910101597.194	Total	-7910101597.194

62 HP Mixed Refrigerant Cooler (E-265)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{92} = H_{93} + Q_c$$



$$Q_c = 418919369.775 \text{ kJ/h}$$

Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

$$T_{\text{air masuk}} = 25^\circ\text{C} \quad 298.15 \text{ K}$$

$$CP = 75.40134151 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$T_{\text{air keluar}} = 45^\circ\text{C} \quad 318.15 \text{ K}$$

$$CP = 75.59075616 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$CP_{av} = 75.49605 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$m_{\text{air}} = 277444.6 \text{ kmol/h}$$

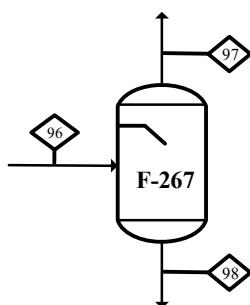
$$= 4998192 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<92>	-7910101597.194	<93>	-8329020967
		Qc	418919369.8
Total	-7910101597.194	Total	-7910101597.194

63 Mixed Refrigerant Flash Drum (F-267)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{96} = H_{97} + H_{98}$$



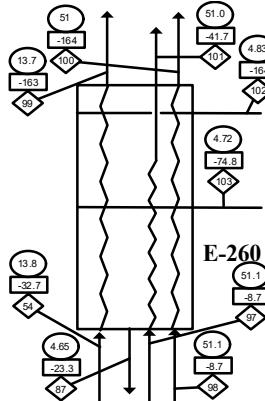
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<96>	-8830332052.087	<97>	-6248723688

		<98>	-2581608364
Total	-8830332052.087	Total	-8830332052.087

64 Main Cryogenic Heat Exchanger (E-260)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{54} + H_{97} + H_{98} + H_{102} + H_{103} = H_{87} + H_{99} + H_{100} + H_{101}$$

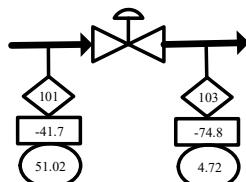


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<54>	-2343960245.225	<87>	-8440198480
<97>	-6248723688.216	<99>	-2734093818
<98>	-2581608363.872	<100>	-7512711423
<102>	-7512711423.365	<101>	-2667719881
<103>	-2667719880.65		
Total	-18687003720.676	Total	-21354723601.330

65 Liquid MCHE JT Valve (K-268)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{96} = H_{98}$$

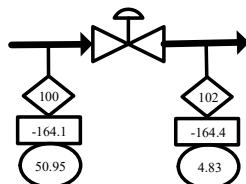


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<101>	-2667719880.654	<103>	-2667719881
Total	-2667719880.654	Total	-2667719880.654

66 Vapour MCHE JT Valve (K-269)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{100} = H_{102}$$

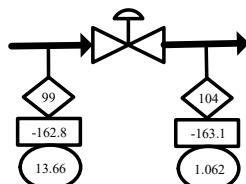


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<100>	-7512711423.365	<102>	-7512711423
Total	-7512711423.365	Total	-7512711423.365

67 LNG JT Valve (K-2610)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{99} = H_{104}$$

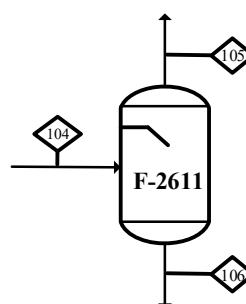


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<99>	-2734093817.763	<104>	-2734093818
Total	-2734093817.763	Total	-2734093817.763

68 LNG Flash Drum (F-2611)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{104} = H_{105} + H_{106}$$

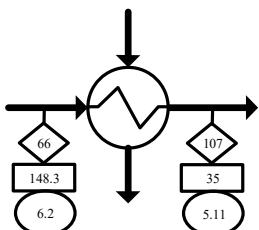


Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<104>	-2734093817.763	<105>	-22820118
		<106>	-2711273700
Total	-2734093817.763	Total	-2734093817.763

69 Light Condensate Cooler (E-256)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{66} = H_{107} + Q_c$$



$$Q_c = 13014796.616 \text{ kJ/h}$$

Mencari kebutuhan air Pendingin yang dibutuhkan dengan data sebagai berikut:

$$T_{\text{air masuk}} = 25^\circ\text{C} \quad 298.15 \text{ K}$$

$$CP = 77 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$T_{\text{air keluar}} = 38^\circ\text{C} \quad 311.15 \text{ K}$$

$$CP = 77.7 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$CP_{av} = 77.44 \text{ kJ/kmol-K}$$

$$m_{\text{air}} = 12927.92 \text{ kmol/h}$$

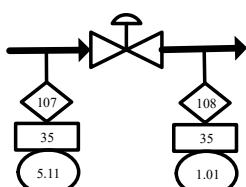
$$= 232897.8 \text{ kg/h}$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<66>	-79383321.773	<107>	-92398118
		Qc	13014796.616
Total	-79383321.773	Total	-79383321.773

70 Condensate Valve (K-257)

Persamaan Neraca Energi :

$$H_{107} = H_{108}$$



Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
<107>	-79383321.773	<108>	-79383321.773
Total	-79383321.773	Total	-79383321.773

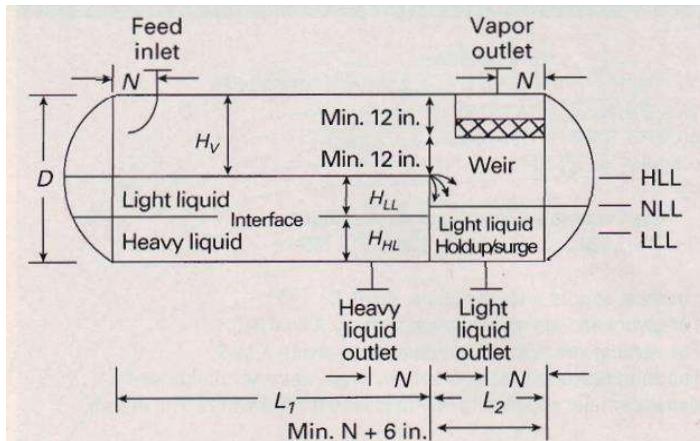
APPENDIKS C

SPESIFIKASI ALAT

C1. Spesifikasi Tangki

1 Inlet Separator (F-110)

Fungsi = Memisahkan air, condensate dan gas alam dari source gas



Data data yang didapatkan :

$$T = 313.15 \text{ K} \quad w_v = 1590618 \text{ lb/hr}$$

$$P = 221 \text{ psig} \quad \rho_v = 0.8548 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_v = 1860801 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$w_o = 42706 \text{ lb/hr} \quad w_w = 18755.1 \text{ lb/hr}$$

$$\rho_o = 40.7265 \text{ lb/ft}^3 \quad \rho_w = 62.2198 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_o = 1048.61 \text{ ft}^3/\text{hr} \quad Q_w = 301.432 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Separator menggunakan mist eliminator, dimana nilai K, seperti keterangan di bawah

$$K = 0.35 - 0.0001(P-100)$$

$$K = 0.3379$$

Setelah didapatkan nilai K maka dicari nilai kecepatan terminal, untuk mencari nilai kecepatan vapor

$$U_t = K((\rho_o - \rho_v)/\rho_v)^{0.5}$$

$$U_t = 2.30774 \text{ ft/s}$$

$$U_v = 0.75vt$$

$$U_v = 1.73081 \text{ ft/s}$$

karena fungsinya sebagai unit feed drum maka

$$Th = 10 \text{ min}$$

$$Ts = 5 \text{ min}$$

$$Vh = Th Qo$$

$$Vh = 174.768 \text{ ft}^3$$

$$Vs = Ts Qo$$

$$Vs = 87.3838 \text{ ft}^3$$

karena tekanan di separator antara $0 < P < 250$ mala $L/D = 1.5-3$

$$L/D = 1.5$$

$$D = (16(Vh+Vs)/(0.6\pi(L/D)))^{1/3}$$

$$D = 11.4049 \text{ ft}$$

$$\text{Distanandardkan } D = 11.5 \text{ ft} = 138 \text{ in}$$

tinggi vapor adalah sebagai berikut

$$Hv = 0.7D$$

$$Hv = 7.98346 \text{ ft}$$

tinggi weir adalah

$$Hw = D - Hv$$

$$Hw = 3.42148 \text{ ft}$$

Dan untuk mencari panjang separator yang digunakan

$$At = \pi D^2/4$$

$$At = 102.159 \text{ ft}^2$$

$$Hv/At = 0.7$$

$$Av/At = 0.74752$$

$$Av = 76.3657 \text{ ft}^2$$

$$L = (Qv/Av)(Hv/Uv)$$

$$L = 23.338 \text{ ft}$$

$$\text{Distanandardkan } L = 23.5 \text{ ft}$$

$$\text{maka dikoreksi nilai } L/D = 2.04$$

Dan jarak weir dari ujung tangki sebelah kanan

$$L2 = 1/L$$

$$L2 = 3.88966 \text{ ft}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$ha = 0.169 \times D$$

$$= 1.9435 \text{ ft}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$hb = 0.169 \times D$$

$$= 1.9435 \text{ ft}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{op}} \\ &= 243.100001 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$r_i = 0.5 \times D$$

$$= 5.70247 \text{ in}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$\begin{aligned} E &= 0.8 \\ C &= 0.0625 \text{ in} \end{aligned}$$

Shell material = SA 240 Grade A Tipe 410

$$f = 16250 \text{ psi}$$

$$t_{\text{shell}} = \frac{P_{\text{desain}} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{\text{desain}})} + C$$

$$= 1.3576 \text{ in}$$

Distandarkan t_{shell} = 1.38 in

$$ID = 138.00 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 \times t_{\text{shell}}$$

$$= 140.75 \text{ in}$$

$$OD \text{ standard} = 144 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.7, Brownell \& Young})$$

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$icr = 8 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$r = 132 \text{ in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Ditentukan tutup atas berbentuk standard dished head

$$\begin{aligned} t_{ha} &= (0.885 \times P_{\text{desain}} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{\text{desain}})) + C \\ &= 1.1568 \text{ in} \end{aligned}$$

Distandarkan tebal tutup atas = 1 1/4 in

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :

$$thb = 1.25 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	F-110		
Fungsi	Memisahkan air, condensate dan gas alam dari source gas		
Tipe	Three Phase Flash separator		
Kapasitas	749370.46 kg/jam		
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410		
Jumlah	1		
Spesifikasi :	Outside diameter	144.00	inch
	Inside Diameter	11.50	ft
	Tinggi Weir	3.42	inch
	Panjang Tangki	23.50	ft
	Jarak ke Weir	3.89	inch

Tebal shell	1.38	inch
Tebal tutup atas	1.25	inch
Tebal tutup bawah	1.25	inch
Tekanan operasi	16.25	bar
Tinggi tutup atas	1.94	ft
Tinggi tutup bawah	1.94	ft

2 HP Separator (F-120)

Fungsi : Untuk menstabilkan kondensat agar masuk spesifikasi produk

Data data yang didapatkan :

$$P = 100 \text{ psig}$$

$$T = 102.087 \text{ F}$$

$$= 38.937 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$V_v = 0.20538 \text{ MMSCFD}$$

$$V_o = 4280 \text{ bbl/day}$$

Dari figure 4A didapatkan size separator :

$$L = 7.5 \text{ ft} \quad 90 \text{ in}$$

$$D = 2.5 \text{ ft} \quad 30 \text{ in}$$

Dari tabel 4B pada size separator tersebut memiliki :

$$\text{settling volume (v)} = 3.54 \text{ bbl}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = 1 \text{ menit}$$

$$W = 1440 * v/t$$

$$W = 5097.6 \text{ bbl/day}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned} ha &= 0.169 \times D \\ &= 0.4225 \text{ ft} \end{aligned}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned} hb &= 0.169 \times D \\ &= 0.4225 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{op}} \\ &= 110.0000001 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r_i &= 0.5 \times D \\ &= 1.25 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$\begin{aligned} E &= 0.8 \\ C &= 0.0625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Shell material} &= \text{SA 240 Grade A Tipe 410} \\ f &= 16250 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{desain})} + C$$

$$= 0.1896 \text{ in}$$

Distandarkan t_{shell} = 0.19 in

$$\begin{aligned} ID &= 30.00 \text{ in} \\ OD &= ID + 2 \times t_{shell} \\ &= 30.38 \text{ in} \\ OD \text{ standard} &= 32 \text{ in} \end{aligned}$$

(tabel 5.7, Brownell & Young)

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$r = 30 \text{ in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Ditentukan tutup atas berbentuk standard dished head

$$\begin{aligned} t_{ha} &= (0.885 \times P_{desain} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{desain})) + C \\ &= 0.1749 \text{ in} \end{aligned}$$

Distandarkan tebal tutup atas = 0.19 in

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :

$$t_{hb} = 0.19 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-120	
Fungsi	Untuk menstabilkan kondensat agar masuk spesifikasi produk	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	19371.35	kg/jam
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410	
Jumlah	1	
Spesifikasi :		
Outside diameter	32.00	inch
Inside Diameter	30.00	inch
Panjang Tangki	7.50	ft
Tebal shell	0.1875	inch
Tebal tutup atas	0.19	inch
Tebal tutup bawah	0.1875	inch
Tekanan operasi	8.6	bar
Tinggi tutup atas	0.4225	ft
Tinggi tutup bawah	0.4225	ft

3 MP Separator (F-123)

Fungsi : Untuk menstabilkan kondensat agar masuk spesifikasi produk

Data data yang didapatkan :

$$\begin{aligned} P &= 29 \text{ psig} & T &= 100.09 \text{ F} \\ &&&= 37.828 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$V_v = 0.14134 \text{ MMSCFD} \quad V_o = 4211.55 \text{ bbl/day}$$

Dari figure 4A didapatkan size separator :

$$L = 7.5 \text{ ft} \quad 90 \text{ in}$$

$$D = 2.5 \text{ ft} \quad 30 \text{ in}$$

Dari tabel 4B pada size separator tersebut memiliki :
 settling volume (v) = 3.54 bbl

$$\text{waktu tinggal (t)} = 1 \text{ menit}$$

$$W = 1440 * v/t$$

$$W = 5097.6 \text{ bbl/day}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned} ha &= 0.169 \times D \\ &= 0.4225 \text{ ft} \end{aligned}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned} hb &= 0.169 \times D \\ &= 0.4225 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{op}} \\ &= 31.90000006 \text{ psig} \\ r_i &= 0.5 \times D \\ &= 1.25 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$\begin{aligned} E &= 0.8 \\ C &= 0.0625 \text{ in} \\ \text{Shell material} &= \text{SA 240 Grade A Tipe 410} \\ f &= 16250 \text{ psi} \\ t_{\text{shell}} &= \frac{P_{\text{desain}} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{\text{desain}})} + C \\ &= 0.0993 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Distanandard tshell} = 0.19 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 30.00 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \times t_{\text{shell}}$$

$$= 30.38 \text{ in}$$

$$\text{OD standard} = 32 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.7, Brownell \& Young})$$

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$r = 30 \text{ in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Ditetentukan tutup atas berbentuk standard dished head

$$\begin{aligned} t_{ha} &= (0.885 \times P_{\text{desain}} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{\text{desain}})) + C \\ &= 0.0951 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Distanandard tebal tutup atas} = 0.19 \text{ in}$$

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :

$$thb = 0.19 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-123	
Fungsi	Untuk menstabilkan kondensat agar masuk spesifikasi produk	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	19131.82	kg/jam
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410	
Jumlah	1	
Spesifikasi :		
Outside diameter	32.00	inch
Inside Diameter	30.00	inch
Panjang Tangki	7.50	ft
Tebal shell	0.1875	inch
Tebal tutup atas	0.19	inch
Tebal tutup bawah	0.1875	inch
Tekanan operasi	3.2	bar
Tinggi tutup atas	0.4225	ft
Tinggi tutup bawah	0.4225	ft

4 LP Separator (F-125)

Fungsi : Untuk menstabilkan kondensat agar masuk spesifikasi produk

Data data yang didapatkan :

$$\begin{array}{ll} P = 11 \text{ psig} & T = 99.2642 \text{ F} \\ & = 37.369 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ V_v = 0.04297 \text{ MMSCFD} & Vo = 4188.83 \text{ bbl/day} \end{array}$$

Dari figure 4A didapatkan size separator :

$$L = 7.5 \text{ ft} \quad 90 \text{ in}$$

$$D = 2.5 \text{ ft} \quad 30 \text{ in}$$

Dari tabel 4B pada size separator tersebut memiliki :

$$\text{settling volume (v)} = 3.54 \text{ bbl}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = 1 \text{ menit}$$

$$\begin{array}{ll} W = 1440 * v / t \\ W = 5097.6 \text{ bbl/day} \end{array}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{array}{ll} ha = 0.169 \times D \\ = 0.4225 \text{ ft} \end{array}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{array}{ll} hb = 0.169 \times D \\ = 0.4225 \text{ ft} \end{array}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$\begin{aligned} P_{desain} &= 1.1 \times P_{op} \\ &= 12.10 \text{ psig} \\ r_i &= 0.5 \times D \\ &= 1.25 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$\begin{aligned} E &= 0.8 \\ C &= 0.0625 \text{ in} \\ \text{Shell material} &= \text{SA 240 Grade A Tipe 410} \\ f &= 16250 \text{ psi} \\ t_{shell} &= \frac{P_{desain} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{desain})} + C \\ &= 0.0765 \text{ in} \end{aligned}$$

Distandarkan $t_{shell} = 0.19 \text{ in}$

$$\begin{aligned} ID &= 30.00 \text{ in} \\ OD &= ID + 2 \times t_{shell} \\ &= 30.38 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standard = 32 in (tabel 5.7, Brownell & Young)

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$r = 30 \text{ in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Ditentukan tutup atas berbentuk standard dished head

$$\begin{aligned} t_{ha} &= (0.885 \times P_{desain} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{desain})) + C \\ &= 0.0749 \text{ in} \end{aligned}$$

Distandarkan tebal tutup atas = 0.19 in

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :

$$thb = 0.19 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	F-125		
Fungsi	Untuk menstabilkan kondensat agar masuk spesifikasi produk		
Tipe	Flash separator		
Kapasitas	18928.76 kg/jam		
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410		
Jumlah	1		
Spesifikasi :	Outside diameter	32.00	inch
	Inside Diameter	30.00	inch
	Panjang Tangki	7.50	ft
	Tebal shell	0.1875	inch
	Tebal tutup atas	0.19	inch
	Tebal tutup bawah	0.1875	inch
	Tekanan operasi	1.8	bar
	Tinggi tutup atas	0.4225	ft
	Tinggi tutup bawah	0.4225	ft

5 Rich Amine Flash Drum (F-212)

Fungsi : Untuk memisahkan gas alam yang terikut solvent

Data data yang didapatkan :

$$\begin{array}{lll} P & = & 30 \text{ psig} \\ & & T = 99.2642 \text{ F} \\ V_v & = & 0.83603 \text{ MMSCFD} \\ & & = 37.369 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ & & V_o = 329270.198 \text{ bbl/day} \end{array}$$

Dari figure 4A didapatkan size separator :

$$L = 35 \text{ ft} \quad 420 \text{ in}$$

$$D = 10 \text{ ft} \quad 120 \text{ in}$$

$$\begin{array}{lll} \text{settling volume (v)} & = & 1/2\text{vol tangki}(0.178108) \\ & = & 244.7999682 \text{ bbl} \end{array}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = 1 \text{ menit}$$

$$W = 1440*v/t$$

$$W = 352511.9541 \text{ bbl/day}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{array}{ll} ha & = 0.169 \times D \\ & = 1.69 \text{ ft} \end{array}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{array}{ll} hb & = 0.169 \times D \\ & = 1.69 \text{ ft} \end{array}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$\begin{array}{lll} P_{\text{desain}} & = & 1.1 \times P_{\text{op}} \\ & = & 33.00 \text{ psig} \\ r_i & = & 0.5 \times D \\ & = & 5 \text{ in} \end{array}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$\begin{array}{ll} E & = 0.8 \\ C & = 0.0625 \text{ in} \\ \text{Shell material} & = \text{SA 240 Grade S Tipe 304} \\ f & = 18750 \text{ psi} \\ t_{\text{shell}} & = \frac{P_{\text{desain}} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{\text{desain}})} + C \\ & = 0.1946 \text{ in} \end{array}$$

Distandarkan $t_{\text{shell}} = 0.375 \text{ in}$

$$\begin{array}{ll} ID & = 120.00 \text{ in} \\ OD & = ID + 2 \times t_{\text{shell}} \end{array}$$

$$OD \text{ standard} = 126 \text{ in} \quad t_{ha} = 120.75 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.7, Brownell \& Young})$$

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$r = 120 \text{ in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Ditentukan tutup atas berbentuk standard dished head

$$t_{ha} = (0.885 \times P_{des} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{des})) + C$$

$$= 0.1793 \text{ in}$$

$$\text{Distanandard tebal tutup atas} = 0.19 \text{ in}$$

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :

$$thb = 0.19 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-212	
Fungsi	Untuk memisahkan gas alam yang terikut solvent	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	2134979.40 kg/jam	
Bahan	SA 240 Grade S Tipe 304	
Jumlah	1	
Spesifikasi :	Outside diameter	126.00 inch
	Inside Diameter	120.00 inch
	Panjang Tangki	35.00 ft
	Tebal shell	0.375 inch
	Tebal tutup atas	0.19 inch
	Tebal tutup bawah	0.1875 inch
	Tekanan operasi	3.3 bar
	Tinggi tutup atas	1.69 ft
	Tinggi tutup bawah	1.69 ft

6 Amine Regeneration Reflux Drum (F-216)

Fungsi : Untuk memisahkan air dengan CO₂ dan H₂S

Data data yang didapatkan :

$$P = 19.0041 \text{ psig} \quad T = 119.999 \text{ F}$$

$$Qv = 66.608 \text{ MMSCFD} \quad Qo = 13578.8845 \text{ bbl/day}$$

$$= 371.044 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho_v = 0.23359 \text{ lb/ft}^3 \quad \rho_l = 61.5938 \text{ lb/ft}^3$$

$$Kv = 0.3 \text{ (dengan mesh pad)}$$

$$v_v = k_v \left[\frac{\rho'_L - \rho'_V}{\rho'_V} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$v_v = 4.86224$$

$$A_v = Qv/vv \\ = 76.3112$$

$$D = 9.8571 \text{ ft} \\ = 10 \text{ ft} \quad 120 \text{ in}$$

$$L = 15 \text{ ft} \quad 180 \text{ in}$$

$$\text{settling volume (v)} = 1/2\text{vol tangki}(0.178108) \\ = 104.9142721 \text{ bbl}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = 1 \text{ menit}$$

$$W = 1440*v/t \\ W = 151076.5518 \text{ bbl/day}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$h_a = 0.169 \times D \\ = 1.69 \text{ ft}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$h_b = 0.169 \times D \\ = 1.69 \text{ ft}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times P_{\text{op}} \\ = 20.904 \text{ psig}$$

$$r_i = 0.5 \times D \\ = 5 \text{ in}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$E = 0.8$$

$$C = 0.0625 \text{ in}$$

$$\text{Shell material} = \text{SA 240 Grade S Tipe 304}$$

$$f = 17000 \text{ psi}$$

$$t_{\text{shell}} = \frac{P_{\text{desain}} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{\text{desain}})} + C \\ = 0.1548 \text{ in}$$

Distandarkan $t_{\text{shell}} = 0.38 \text{ in}$

$$ID = 120.00 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 \times t_{\text{shell}} \\ = 120.75 \text{ in}$$

OD standard = 126 in (tabel 5.7, Brownell & Young)

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$r = 120 \text{ in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Ditentukan tutup atas berbentuk standard dished head

$$t_{ha} = (0.885 \times P_{des} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{des})) + C$$

$$= 0.1441 \text{ in}$$

Distandarkan tebal tutup atas = 0.19 in

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :

$$thb = 0.19 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-216	
Fungsi	Untuk memisahkan air dengan CO ₂ dan H ₂ S	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	231274.63 kg/jam	
Bahan	SA 240 Grade S Tipe 304	
Jumlah	1	
Spesifikasi :	Outside diameter	126.00 inch
	Inside Diameter	120.00 inch
	Panjang Tangki	15.00 ft
	Tebal shell	0.375 inch
	Tebal tutup atas	0.19 inch
	Tebal tutup bawah	0.1875 inch
	Tekanan operasi	2.5 bar
	Tinggi tutup atas	1.69 ft
	Tinggi tutup bawah	1.69 ft

7 Regen Gas Separator (F-224)

Fungsi : Untuk memisahkan gas alam dari air yang diserap molecular sieve

Data data yang didapatkan :

$$P = 190.628 \text{ psig} \quad T = 95 \text{ F}$$

$$Qv = 458.685 \text{ MMSCFD} \quad Qo = 195584.7987 \text{ bbl/day}$$

$$= 389.082 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho_v = 0.66423 \text{ lb/ft}^3 \quad \rho_l = 40.8312 \text{ lb/ft}^3$$

$$K_v = 0.27 \text{ (dengan mesh pad)}$$

$$v_v = k_v \left[\frac{\rho'_L - \rho'_V}{\rho'_V} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$v_v = 2.09961$$

$$A_v = Qv/v_v$$

$$= 185.312$$

$$D = 15.3605 \text{ ft}$$

$$= \quad \quad \quad 15.5 \text{ ft} \quad \quad \quad 186 \text{ in}$$

$$L = \quad \quad 23.5 \text{ ft} \quad \quad \quad 282 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{settling volume (v)} &= 1/2 \text{vol tangki}(0.178108) \\ &= 394.8885772 \text{ bbl} \end{aligned}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = \quad \quad \quad 1 \text{ menit}$$

$$W = 1440 * v/t$$

$$W = 568639.5512 \text{ bbl/day}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned} ha &= 0.169 \times D \\ &= 2.6195 \text{ ft} \end{aligned}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned} hb &= 0.169 \times D \\ &= 2.6195 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1.1 \times P_{op} \\ &= 209.6906303 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r_i &= 0.5 \times D \\ &= 7.75 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$\begin{aligned} E &= 0.8 \\ C &= 0.0625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Shell material} &= \text{SA 240 Grade S Tipe 304} \\ f &= 18750 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{desain})} + C$$

$$= 1.3662 \text{ in}$$

$$\text{Distanarkan } t_{shell} = 1.375 \text{ in}$$

$$ID = 186.00 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 \times t_{shell} \\ &= 188.75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{OD standard} = 192 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.7, Brownell \& Young})$$

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$r = 170 \text{ in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Ditetunkan tutup atas berbentuk standard dished head

$$\begin{aligned} t_{ha} &= (0.885 \times P_{desain} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{desain})) + C \\ &= 1.1156 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Distanarkan tebal tutup atas} = 1.13 \text{ in}$$

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :
 thb = 1.13 in

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	F-224		
Fungsi	Untuk memisahkan gas alam dari air yang diserap molecular sieve		
Tipe	Flash separator		
Kapasitas	427465.89 kg/jam		
Bahan	SA 240 Grade S Tipe 304		
Jumlah	1		
Spesifikasi :	Outside diameter	192.00	inch
	Inside Diameter	186.00	inch
	Panjang Tangki	23.50	ft
	Tebal shell	1.375	inch
	Tebal tutup atas	1.13	inch
	Tebal tutup bawah	1.125	inch
	Tekanan operasi	15.5	bar
	Tinggi tutup atas	2.6195	ft
	Tinggi tutup bawah	2.6195	ft

8 MP Propane Separator (F-237)

Fungsi : Untuk memisahkan propane cair dan gas

Data data yang didapatkan :

$$P = 74.3041 \text{ psig}$$

$$T = 47.7683 \text{ F}$$

$$= 8.76019 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} Q_v &= 195.74 \text{ MMSCFD} & Q_o &= 444008.5671 \text{ bbl/day} \\ &= 318.203 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\rho_v = 0.82738 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_l = 32.2565 \text{ lb/ft}^3$$

$$K_v = 0.3 \text{ (dengan mesh pad)}$$

$$v_v = k_v \left[\frac{\rho'_L - \rho'_V}{\rho'_V} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$v_v = 1.84898$$

$$\begin{aligned} A_v &= Q_v/v_v \\ &= 172.096 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= 14.8027 \text{ ft} \\ &= 15 \text{ ft} \qquad \qquad \qquad 180 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L = 22.5 \text{ ft} \quad 270 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{settling volume (v)} &= 1/2\text{vol tangki}(0.178108) \\ &= 354.0856682 \text{ bbl}\end{aligned}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = 1 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned}W &= 1440*v/t \\ W &= 509883.3622 \text{ bbl/day}\end{aligned}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned}ha &= 0.169 \times D \\ &= 2.535 \text{ ft}\end{aligned}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned}hb &= 0.169 \times D \\ &= 2.535 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$\begin{aligned}P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{op}} \\ &= 81.7345 \text{ psig} \\ r_i &= 0.5 \times D \\ &= 7.5 \text{ in}\end{aligned}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$\begin{aligned}E &= 0.8 \\ C &= 0.0625 \text{ in} \\ \text{Shell material} &= \text{SA 240 Grade A Tipe 410} \\ f &= 16250 \text{ psi} \\ t_{\text{shell}} &= \frac{P_{\text{desain}} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{\text{desain}})} + C \\ &= 0.6291 \text{ in}\end{aligned}$$

Distandarkan t_{shell} = 0.625 in

$$ID = 180.00 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 \times t_{\text{shell}}$$

$$= 181.25 \text{ in}$$

$$OD \text{ standard} = 192 \text{ in} \quad (\text{tabel 5.7, Brownell \& Young})$$

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$r = 170 \text{ in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Ditentukan tutup atas berbentuk standard dished head

$$\begin{aligned}t_{ha} &= (0.885 \times P_{\text{desain}} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{\text{desain}})) + C \\ &= 0.5358 \text{ in}\end{aligned}$$

Distandarkan tebal tutup atas = 0.63 in

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :

$$thb = 0.625 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-237	
Fungsi	Untuk memisahkan propane cair dan gas	
Tipe	Flash separator	
Kapasitas	1920217.73	kg/jam
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410	
Jumlah	1	
Spesifikasi :	Outside diameter	192.00 inch
	Inside Diameter	180.00 inch
	Panjang Tangki	22.50 ft
	Tebal shell	0.625 inch
	Tebal tutup atas	0.63 inch
	Tebal tutup bawah	0.625 inch
	Tekanan operasi	6.6 bar
	Tinggi tutup atas	2.535 ft
	Tinggi tutup bawah	2.535 ft

9 LP Propane Separator (F-234)

Fungsi : Untuk memisahkan propane cair dan gas

Data data yang didapatkan :

$$P = 27.3041 \text{ psig} \quad T = 4.73021 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} Q_v &= 53.7048 \text{ MMSCFD} & Q_o &= 191302.1613 \text{ bbl/day} \\ &= 184.17 \text{ ft}^3/\text{s} & & \end{aligned}$$

$$\rho_v = 0.39222 \text{ lb/ft}^3 \quad \rho_l = 34.3121 \text{ lb/ft}^3$$

$$K_v = 0.3 \text{ (dengan mesh pad)}$$

$$v_v = k_v \left[\frac{\rho'_L - \rho'_V}{\rho'_V} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$v_v = 2.78988$$

$$\begin{aligned} A_v &= Q_v/v_v \\ &= 66.0137 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= 9.16794 \text{ ft} \\ &= 10 \text{ ft} \quad 120 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L = 20 \text{ ft} \quad 240 \text{ in}$$

$$\text{settling volume (v)} = 1/2 \text{vol tangki}(0.178108)$$

$$= 139.8856961 \text{ bbl}$$

waktu tinggal (t) = 1 menit

$$\begin{aligned} W &= 1440 * v/t \\ W &= 201435.4024 \text{ bbl/day} \end{aligned}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned} ha &= 0.169 \times D \\ &= 1.69 \text{ ft} \end{aligned}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned} hb &= 0.169 \times D \\ &= 1.69 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$\begin{aligned} P_{desain} &= 1.1 \times P_{op} \\ &= 30.03446061 \text{ psig} \\ r_i &= 0.5 \times D \\ &= 5 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$\begin{aligned} E &= 0.8 \\ C &= 0.0625 \text{ in} \\ \text{Shell material} &= \text{SA 240 Grade A Tipe 410} \\ f &= 16250 \text{ psi} \\ t_{shell} &= \frac{P_{desain} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{desain})} + C \\ &= 0.2012 \text{ in} \end{aligned}$$

Distandarkan $t_{shell} = 0.375 \text{ in}$

$$\begin{aligned} ID &= 120.00 \text{ in} \\ OD &= ID + 2 \times t_{shell} \\ &= 120.75 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standard = 126 in (tabel 5.7, Brownell & Young)

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$r = 120 \text{ in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Ditentukan tutup atas berbentuk standard dished head

$$\begin{aligned} t_{ha} &= (0.885 \times P_{desain} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{desain})) + C \\ &= 0.1852 \text{ in} \end{aligned}$$

Distandarkan tebal tutup atas = 0.19 in

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :

$$thb = 0.1875 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-234
Fungsi	Untuk memisahkan propane cair dan gas

Tipe	Flash separator	
Kapasitas	760055.85	kg/jam
Bahan	SA 240 Grade A Tipe 410	
Jumlah	1	
Spesifikasi k	Outside diameter	126.00 inch
	Inside Diameter	120.00 inch
	Panjang Pipa	20.00 ft
	Tebal shell	0.375 inch
	Tebal tutup atas	0.19 inch
	Tebal tutup bawah	0.1875 inch
	Tekanan operasi	3.1 bar
	Tinggi tutup atas	1.69 ft
	Tinggi tutup bawah	1.69 ft

10 Mixed Refrigerant Flash Drum (F-267)

Fungsi : Untuk memisahkan mixed refrigerant cair dan gas

Data data yang didapatkan :

$$P = 726.304 \text{ psig} \quad T = 16.4433 \text{ F}$$

$$Q_v = 1724.15 \text{ MMSCFD} \quad Q_o = 319286.4896 \text{ bbl/day}$$

$$= 240.689 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho_v = 5.30843 \text{ lb/ft}^3 \quad \rho_l = 23.2746 \text{ lb/ft}^3$$

$$K_v = 0.3 \text{ (dengan mesh pad)}$$

$$v_v = k_v \left[\frac{\rho_L^f - \rho_v^f}{\rho_v^f} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$v_v = 0.55191$$

$$A_v = Q_v/v_v$$

$$= 436.104$$

$$D = 23.5641 \text{ ft}$$

$$= 24 \text{ ft} \quad 288 \text{ in}$$

$$L = 36 \text{ ft} \quad 432 \text{ in}$$

$$\text{settling volume (v)} = 1/2 \text{ vol tangki}(0.178108)$$

$$= 1450.334897 \text{ bbl}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = 1 \text{ menit}$$

$$W = 1440 * v/t$$

$$W = 2088482.252 \text{ bbl/day}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$ha = 0.169 \times D$$

$$= 4.056 \text{ ft}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$hb = 0.169 \times D$$

$$= 4.056 \text{ ft}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$P_{desain} = 1.1 \times P_{op}$$

$$= 798.9344606 \text{ psig}$$

$$r_i = 0.5 \times D$$

$$= 12 \text{ in}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$E = 0.8$$

$$C = 0.0625 \text{ in}$$

$$\text{Shell material} = \text{SA 182 Grade F310 Type 310}$$

$$f = 23750 \text{ psi}$$

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{desain})} + C$$

$$= 6.1689 \text{ in}$$

Distandarkan $t_{shell} = 6 \frac{1}{4} \text{ in}$

$$ID = 288.00 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 \times t_{shell}$$

$$= 288.50 \text{ in}$$

OD standard = 300 in (tabel 5.7, Brownell & Young)

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$r = 180 \text{ in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Ditentukan tutup atas berbentuk standard dished head

$$t_{ha} = (0.885 \times P_{desain} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{desain})) + C$$

$$= 3.4259 \text{ in}$$

Distandarkan tebal tutup atas = 3 1/2 in

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :

$$thb = 3.5 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-267
Fungsi	Untuk memisahkan mixed refrigerant cair dan gas
Tipe	Flash separator
Kapasitas	1920217.73 kg/jam
Bahan	SA 182 Grade F310 Type 310
Jumlah	1

Spesifikasi :	Outside diameter	300.00	inch
	Inside Diameter	288.00	inch
	Panjang Tangki	36.00	ft
	Tebal shell	6.25	inch
	Tebal tutup atas	3.50	inch
	Tebal tutup bawah	3.5	inch
	Tekanan operasi	56.1	bar
	Tinggi tutup atas	4.056	ft
	Tinggi tutup bawah	4.056	ft

11 LNG Flash Drum (F-2611)

Fungsi : Untuk memisahkan LNG cair dan gas

Data data yang didapatkan :

$$P = 14.7 \text{ psia} \quad T = -261.33 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} Q_v &= 7.06006 \text{ MMSCFD} & Q_o &= 250045.1106 \text{ bbl/day} \\ &= 30.0976 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\rho_v = 0.13273 \text{ lb/ft}^3 \quad \rho_l = 28.3819 \text{ lb/ft}^3$$

$$K_v = 0.3 \text{ (dengan mesh pad)}$$

$$v_v = k_v \left[\frac{\rho_L' - \rho_v'}{\rho_v'} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$v_v = 4.37667$$

$$\begin{aligned} A_v &= Q_v/v_v \\ &= 6.87682 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= 2.95903 \text{ ft} \\ &= 12 \text{ ft} \quad 144 \text{ in} \end{aligned}$$

$$L = 18 \text{ ft} \quad 216 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{settling volume (v)} &= 1/2 \text{ vol tangki} (0.178108) \\ &= 181.2918621 \text{ bbl} \end{aligned}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = 1 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} W &= 1440 * v/t \\ W &= 261060.2815 \text{ bbl/day} \end{aligned}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned} ha &= 0.169 \times D \\ &= 2.028 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Ketinggian tutup bawah jika menggunakan standard dished head :

$$\begin{aligned} hb &= 0.169 \times D \\ &= 2.028 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Menentukan ketebalan shell :

$$\begin{aligned} P_{desain} &= 1.1 \times P_{op} \\ &= 16.17 \quad \text{psia} \\ r_i &= 0.5 \times D \\ &= 6 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan las double welded butt joint

$$\begin{aligned} E &= 0.8 \\ C &= 0.0625 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Shell material} &= \text{SA 182 Grade F310 Type 310} \\ f &= 23750 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

$$t_{shell} = \frac{P_{desain} \times D}{2(f \times E - 0.4P_{desain})} + C$$

$$= 0.0681 \quad \text{in}$$

$$\text{Distandarkan } t_{shell} = 0.4375 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 144.00 \quad \text{in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \times t_{shell}$$

$$= 144.88 \quad \text{in}$$

$$\text{OD standard} = 156 \quad \text{in} \quad (\text{tabel 5.7, Brownell \& Young})$$

Dari tabel 5.7 didapat data :

$$r = 132 \quad \text{in}$$

Penentuan penebalan tutup atas :

Diditentukan tutup atas berbentuk standard dished head

$$\begin{aligned} t_{ha} &= (0.885 \times P_{desain} \times r / 2 \times (fE - 0.1 P_{desain})) + C \\ &= 0.1122 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\text{Distandarkan tebal tutup atas} = 0.19 \quad \text{in}$$

Apabila digunakan jenis head yang sama maka :

$$thb = 0.1875 \quad \text{in}$$

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	F-2611		
Fungsi	Untuk memisahkan LNG cair dan gas		
Tipe	Flash separator		
Kapasitas	1920217.73 kg/jam		
Bahan	SA 182 Grade F310 Type 310		
Jumlah	1		
Spesifikasi :	Outside diameter	156.00	inch
	Inside Diameter	144.00	inch
	Panjang Tangki	18.00	ft
	Tebal shell	0.4375	inch

Tebal tutup atas	0.19	inch
Tebal tutup bawah	0.1875	inch
Tekanan operasi	2.1	bar
Tinggi tutup atas	2.028	ft
Tinggi tutup bawah	2.028	ft

12 Condensate Storage Tank FPSO (F-127)

Fungsi = Menyimpan Produk Condensate di FPSO untuk dijual

Kondisi operasi

$$P \text{ operasi} = 1.00 \text{ psig}$$

$$T \text{ operasi} = 86^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan :

$$\text{Feed Condensate} = 41570 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Kapasitas penyimpanan Condensate ditetapkan} = 3 \text{ hari}$$

$$\rho = 21 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume Condensate} = 139467 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 10% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$V = 1.1 \times 139466.8 \text{ ft}^3 \\ = 153413.498 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan bejana berbentuk silinder tegak dengan bagian atas Elliptical dishead head dan bawah datar dengan perbandingan $Ls/Di = 1.2$

$$\text{Volume total} = V1 + V2$$

$$V1 \text{ (volume shell)} = (\pi \cdot Di^2 \cdot Ls)/4 \\ = \pi \times 0.3 \times Di^3 \\ = 0.9420 \text{ Di}^3$$

Dengan menggunakan pers.5.11 Brownell and Young, dapat dihitung volume tutup:

$$V2 \text{ (volume tutup)} = 0.000049 \text{ Di}^3 \text{ (Pers. 5.11)}$$

$$\text{Volume Total} = 1.1775Di^3 + 0.000049Di^3$$

$$153413.50 = 0.942000 \text{ Di}^3$$

$$Di^3 = 162859.33$$

$$Di = 54.61 \text{ ft} \\ = 655.318052 \text{ in}$$

Ditetapkan:

$$Ls = 1.2 Di \\ = 65.5318 \text{ ft}$$

Sambungan ditetapkan dengan menggunakan double welded butt join (E=0.8)
(Brownell and young hal.254)

Dengan pers. (4-113) Ulrich, dapat dihitung tebal shell:

Penentuan tebal shell (t_s)

Bahan = Dinding bagian dalam dibuat dari baja dengan campuran 18% Cr dan 8 % Ni

dan dinding bagian luar dibuat dari baja carbon steel.

$$f = 18750.00 \text{ psi}$$

Sambungan las, dipilih tipe double welded butt joint

$$E = 0.8$$

(Brownell and Young, 254)

$$C = 0.0625 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1.0 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{(r \times g \times h)}{144} \\ &= \frac{21.5}{144} \times 32.2 \times 65.532 \\ &= 314.4743758 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perencanaan} &= \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik} \\ &= 315 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design} &= 1.1 \times \text{tekanan perencanaan} \\ &= 347 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times r_i}{0.9 f - 0.6} P + C \\ &= \frac{347}{0.9 f - 0.6} \times \frac{32.2}{P} + 0.0625 \\ &= 6.885 \text{ in} \end{aligned}$$

diambil = 7 in (Ukuran standart , Brownell tabel 5.7 hal. 91)

standarisasi OD

$$\begin{aligned} \text{OD} &= Di + 2ts \\ &= 669 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{diambil OD} = 672 \text{ in}$$

Di baru

$$\begin{aligned} &= \text{OD} - 2ts \\ &= 658 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 54.8 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ls &= 1.5 \text{ Di} \quad (\text{tinggi shell}) \\ &= 82.3 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup

Dipilih tutup : Elliptical Dished head

Dari pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas:

$$\begin{aligned} V &= \frac{2 + k^2}{6} \\ t_{\text{tutup}} &= \frac{P_{\text{desain}} diV}{(2fE - o,2P_{\text{desain}})} + C \\ &= 7.69 \text{ in} \\ &= 8.00 \text{ in (tebal standart, Brownell and young)} \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-127

Fungsi	Menyimpan Condensate untuk dijual	
Kapasitas	153413.498	ft ³
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-240 Grade A tipe 410	
Tipe sambungan	Double welded but joint	
Jenis tutup atas	Elliptical Dished head	
ID shell	658.000	inch
OD shell	672.000	inch
Tinggi shell	82.250	ft
Tebal shell	7.000	inch
Tebal tutup atas	8.000	inch
Jumlah	1 buah	

13 LPG Storage Tank (F-255)

Fungsi = Menyimpan Produk LPG

Kondisi operasi

$$P \text{ operasi} = 58.70 \text{ psig}$$

$$T \text{ operasi} = 90^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan :

$$\text{Feed Condensate} = 12938.80048 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Kapasitas penyimpanan Condensate ditetapkan} = 5 \text{ hari}$$

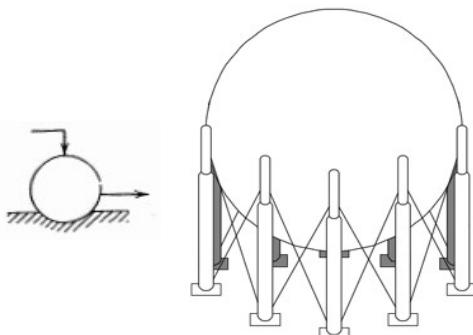
$$\rho = 33 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume Condensate} = 46915 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 20% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$\begin{aligned} V &= 1.2 \times 46915.3 \text{ ft}^3 \\ &= 56298.376 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan bejana berbentuk spherical untuk tekanan tinggi



$$\text{Volume total} = (4\pi r^3)/3$$

$$r^3 = 3V/4\pi$$

$$\text{radius} = 23.78 \text{ ft} = 285.31 \text{ in}$$

Sambungan ditetapkan dengan menggunakan double welded butt join ($E=0.8$)
 (Brownell and young hal.254)

Dengan pers. (4-115) Ulrich, dapat dihitung tebal dinding:

Penentuan tebal dinding (t_s)

Bahan = Dinding bagian dalam dibuat dari baja dengan campuran 18% Cr dan 8 % Ni
 dan dinding bagian luar dibuat dari baja carbon steel.

$$f = 18750.0 \text{ psi}$$

Sambungan las, dipilih tipe double welded butt joint

$$E = 0.8$$

(Brownell and Young, 254)

$$C = 0.0625 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 58.7 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{(r \times g \times h)}{144} \\ &= \frac{33.1}{144} \times 32.2 \times 47.552 \\ &= 351.90 \text{ psig} \\ \text{Tekanan perencanaan} &= \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik} \\ &= 411 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design} &= 1.1 \times \text{tekanan perencanaan} \\ &= 452 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times r_i}{1.8 f - 0.2 P} + C \\ &= \frac{452}{1.8 \times f - 0.2 \times P} \times 285.3 + 0.0625 \\ &= 3.881 \text{ in} \end{aligned}$$

dambil = 4 in (Ukuran standart , Brownell tabel 5.7 hal. 91)
 standarisasi OD

$$\text{OD} = \text{Di} + 2t_s = 579 \text{ in}$$

$$\text{diambil OD} = 588 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Di baru} &= \text{OD} - 2t_s = 580 \text{ in} \\ &= 48.3 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-255
Fungsi	Menyimpan LPG
Kapasitas	56298.376 ft ³
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-240 Grade A tipe 410
Tipe sambungan	Double welded but joint
Bentuk	Spherical
ID	580.0 inch

OD	588.0	inch
Jumlah	1 buah	

14 Condensate Storage Tank Onshore (F-256)

Fungsi = Menyimpan Produk Condensate untuk dijual

Kondisi operasi

$$P \text{ operasi} = 0.00 \text{ psig}$$

$$T \text{ operasi} = 95^{\circ}\text{F}$$

Perhitungan :

$$\text{Feed Condensate} = 90624.69112 \text{ lb/jam}$$

Kapasitas penyimpanan Condensate ditetapkan = 5 hari

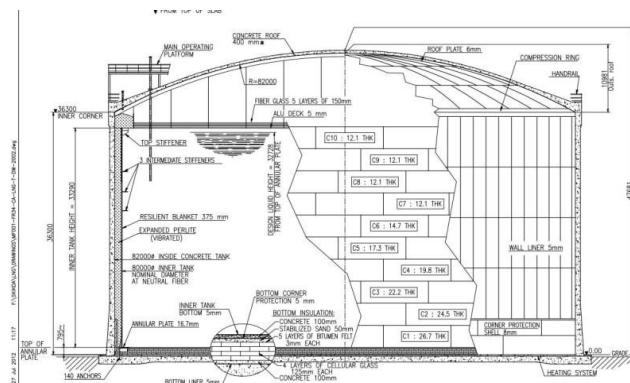
$$\rho = 41.0605 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume Condensate} = 264852 \text{ ft}^3$$

Ditetapkan ruang di atas liquid 10% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$V = 1.2 \times 264852.3 \text{ ft}^3 \\ = 317822.780 \text{ ft}^3$$

Atmospheric Pressure Vessel



$$\text{Ditetapkan } d = 2.8 \text{ H}$$

$$\text{Jika : } V = (\pi \cdot d^2 \cdot H)/4$$

$$\text{dengan volume} = 75475.53957 \text{ barrel}$$

$$H = 4.V/(\pi.d^2)$$

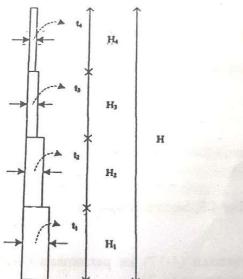
$$H = 23.05685637 \text{ ft}$$

$$d = 64.55919783 \text{ ft}$$

distanarisasi

$$V = 78340 \text{ barrel}$$

H	=	56	ft
d	=	100	ft
Ukuran Plate	=	96	inch
Jumlah Plate	=	7	



Gambar 4.2, Bagian silinder dengan 4 Courses

Perhitungan tebal tiap plate

$$t_1 = 0.0001456 (H-1) di + C$$

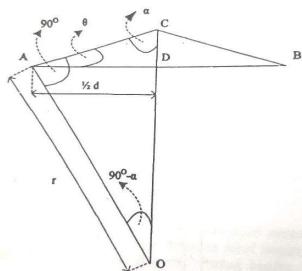
$$t_2 = 0.0001456 ((H-8)-1) di + C$$

$$t_3 = 0.0001456 ((H-16)-1) di + C$$

$$t_4 = 0.0001456 ((H-24)-1) di + C$$

t.....

t_1	=	0.80	in	distandarisasi	0.88	in
t_2	=	0.68	in		0.75	in
t_3	=	0.57	in		0.63	in
t_4	=	0.45	in		0.5	in
t_5	=	0.33	in		0.38	in
t_6	=	0.22	in		0.25	in
t_7	=	0.10	in		0.19	in



Gambar 4.3, Skema tutup atas storage berbentuk conical

Perhitungan tebal tutup atas

$$\sin \theta = d/430.t$$

ditetapkan $\theta = 30^\circ$

$$t = 0.47 \text{ in}$$

distanandardkan $t = 0.5 \text{ in}$

$$\theta = 27.7177^\circ$$

Tebal tutup bawah = 0.31 in

Spesifikasi		Keterangan	
No. kode		F-256	
Fungsi		Menyimpan Produk Condensate untuk dijual	
Kapasitas		317822.780 ft ³	
Bahan konstruksi		Carbon Steel SA-240 Grade A tipe 410	
Tipe sambungan		Double welded but joint	
ID		100.0	ft
Tebal	t_1	0.88	inch
	t_2	0.75	inch
	t_3	0.63	inch
	t_4	0.50	inch
	t_5	0.38	inch
	t_6	0.25	inch
	t_7	0.19	inch
θ		27.7	
Tebal Tutup Atas		0.5	inch
Tebal Tutup Bawah		0.3	inch
Jumlah		1 buah	

15 LNG Storage Tank (F-2612)

Fungsi = Menyimpan Produk LNG untuk dijual

Kondisi operasi

P operasi = 0.00 psig

T operasi = -262.41 °F

Perhitungan :

Feed LNG = 1145760 lb/jam

Kapasitas penyimpanan LNG ditetapkan = 7 hari

$\rho = 28.381 \text{ lb/ft}^3$

Volume Condensate = 6782262 ft³

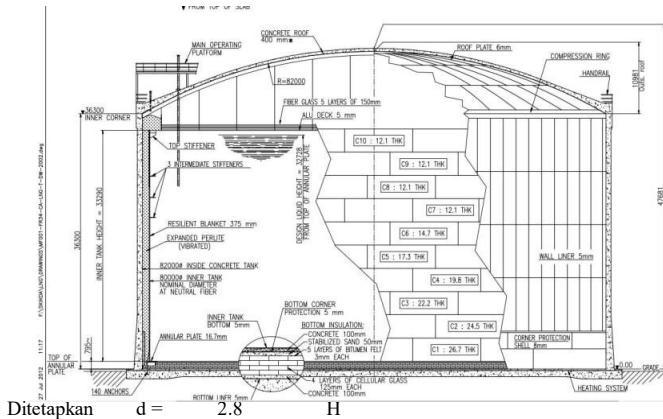
Ditetapkan ruang di atas liquid 10% dari volume larutan, sehingga vol. bejana (V) :

$$V = 1.1 \times 6782261.9 \text{ ft}^3$$

$$= 7460488.111 \text{ ft}^3$$

$$= 1492097.62 \text{ ft}^3 \quad (\text{dibuat 4 storage})$$

Atmospheric Pressure Vessel



Ditetapkan $d = 2.8$ $H = 4$

$$\text{Jika : } V = (\pi \cdot d^2 \cdot H) / 4$$

$$\text{dengan volume} = 1492097.62 \text{ ft}^3$$

$$H = 4 \cdot V / (\pi \cdot d^2)$$

$$H = 62.34434953 \text{ ft}$$

$$d = 174.5641787 \text{ ft}$$

distanarisasi

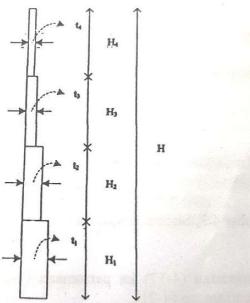
$$V = 1507795.01 \text{ ft}^3$$

$$H = 129.20 \text{ ft}$$

$$d = 123.03 \text{ ft}$$

$$\text{Ukuran Plate} = 96 \text{ inch}$$

$$\text{Jumlah Plate} = 8$$



Gambar 4.2, Bagian silinder dengan 4 Courses

Perhitungan tebal tiap plate

$$t_1 = 0.0001456 (H-1) di + C$$

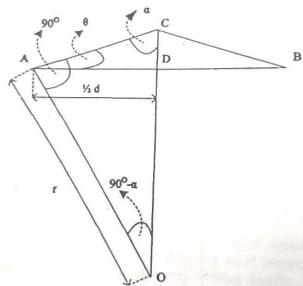
$$t_2 = 0.0001456 ((H-8)-1) di + C$$

$$t_3 = 0.0001456 ((H-16)-1) di + C$$

$$t_4 = 0.0001456 ((H-24)-1) di + C$$

t.....

t_1	=	2.30	in	distanدارisasi	2 1/2	in
t_2	=	2.15	in		2 1/4	in
t_3	=	2.01	in		2 1/4	in
t_4	=	1.87	in		1 7/8	in
t_5	=	1.72	in		1.75	in
t_6	=	1.58	in		1.63	in
t_7	=	1.44	in		1.50	in
t_8	=	1.29	in		1.38	in



Gambar 4.3, Skema tutup atas storage berbentuk conical

Perhitungan tebal tutup atas

$$\sin \theta = d/430.t$$

$$\text{ditetapkan } \theta = 30$$

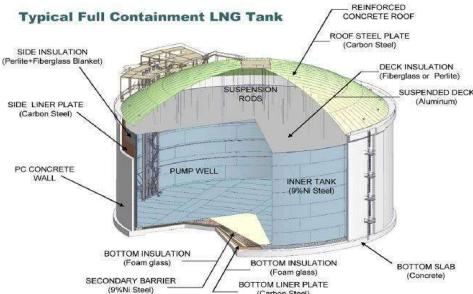
$$t = 0.57 \quad \text{in}$$

$$\text{distanدارkan} = 0.63 \quad \text{in}$$

$$\theta \text{ corrected} = 27.2447$$

$$\text{Tebal tutup bawah} = 0.63 \quad \text{in}$$

Insulation configuration



Spesifikasi	Keterangan		
No. kode	F-2612		
Fungsi	Menyimpan Produk LNG untuk dijual		
Kapasitas	1492097.622 ft ³		
Fitur	BOG, Side Insulation, Bottom Insulation		
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-182 Grade F310 tipe 310		
Tipe sambungan	Double welded but joint		
ID	123.0		
Tebal	t ₁	2.50	inch
	t ₂	2.25	inch
	t ₃	2.25	inch
	t ₄	1.88	inch
	t ₅	1.75	inch
	t ₆	1.63	inch
	t ₇	1.50	inch
	t ₈	1.38	inch
θ	27.2		
Tebal Tutup Atas	0.63		
Tebal Tutup Bawah	0.63		
Jumlah	4 buah		

C2. Spesifikasi Kolom

1 Amine Contactor (D-210)

Fungsi: Mengabsorb Sisa H₂S dan CO₂ dengan solvent MDEA

Tipe: Sieve Tray

Jumlah: 1 buah

Kondisi Operasi:

Data	Keterangan		
Tekanan Operasi	1625.06	kpa	16.3 bar
Suhu Operasi	68.29	°C	341 K
			614.598 R

Bagian atas absorber

Rate gas = 721494.9826 kg/jam

Rate liquid = 1993920.001 kg/jam

Bagian bawah absorber

Rate gas = 580435.5831 kg/jam

Rate liquid = 2134979.401 kg/jam

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar :

L = 2134979.4 kg/jam = 4706744.7 lb/jam

V = 721494.98 kg/jam = 1590597.404 lb/jam

BM gas masuk = 21.11026999

Suhu gas masuk = 41.18 °C = 106.124 °F

Tekanan gas masuk = 16.04146101 atm = 235.695 psi

r_{gas} = 0.85499 lb/ft³

Q_{gas} = 1860366.545 ft³/jam

= 516.7684848 ft³/s

r_{liquid} = 64.1827 lb/ft³

q_{liquid} = 73333.5016 ft³/jam

= 9143.465424 gal/min

μ_L = 2.946 cp

= 0.01979712 lb/ft.s

BM liq = 29.15

Perhitungan berdasarkan "Process Plant Design" by J.R Backhurst & J. H Harker

1. Flow Parameter (F_h)

σ = 50.1075 dyne/cm (liquid surface tension) from hysys

F_{lv} = (L/V) x (r_v/r_L)^{0.5} (p.165)

= 0.020

2. Vapour Capacity (C_{sb})

Assume plate spacing 18 in = 0.47 m

From fig. 6.3, p. 166

C_{sb} = 0.36

faktor koreksi :

$$C_{sb} = (C_{sb})_{20} \times (s/20)^{0.2}$$

$$= 0.433$$

Flooding capacity based on net area (U_{nf}) = 3.723 ft/s

3. Tray Selection (Pers. 6-23)

Tipe Aliran single crossflow with segmental downcomers

<u>Dipilih</u>	A_d	=	0.12 At
Ad :			Downflow area
At :			Tower area
net Area (A_n)	=	At - Ad	(Pers. 6-24)
	=	0.88 At	
(weir height) hw	=	2.0 in	
hole size (d_h)	=	0.188 in	
tray thickness	=	0.074 in	

4. Tower Diameter

Dipilih person flooding 80%

F^*	=	0.800	
U_{n^*}	=	$F^* \times U_{nf}$	(Pers.6.25 p.180)
	=	2.978	ft/s
At	=	$Q/(0.88U_{n^*})$	
	=	197.165	ft ²
Dt	=	$(4At/\pi)^{0.5}$	
	=	15.848	ft
Dipakai tower diameter	=	16.000	ft
Tower area (At)	=	$(\pi D^2)/4$	
	=	200.96	ft ²

5. Tabulation of tower area

Tower Area	=	200.96	ft ²
Downcomer area (A_d)	=	0.12 At	
	=	24.115	ft ²
Net Area (A_n)	=	0.88 At	
	=	176.845	ft ²
Active area (Aa)	=	0.76 At	
	=	152.730	ft ²
Hole area (Ah)	=	0.1 At	
	=	20.096	ft ²

6. Flooding Check

U_n	=	Q/A_n	
	=	2.922	ft/s
F	=	$F^* \times (U_n/U_{n^*})$	
	=	0.785	(Actual approach to flooding)

7. Calculation of entrainment

$$F_{lv} = 0.020$$

$$\psi = 0.1000 \quad (fig. 6-4) < 0.2 \quad (\text{satisfactory})$$

8. Tray pressure drop

a Velocity through holes

Vapor velocity through holes (Uh)

$$= Q/Ah$$

$$= 25.715 \text{ ft/s}$$

tray thickness/hole diameter = 0.395

hole area/active area = Ah/Aa = 0.132

dari fig. 6.8 , p.172

gross % free area	=	Ah/At
	=	0.1
$(1/C_{vo})^2$	=	1.54
C_{vo}	=	0.81
DP_{dry}	=	$0.186(rv/rL)Uh^2(1/C_{vo})^2$
	=	2.523 in

b Aerated liquid drop (h_a)

$$F_{va} = (Q/Aa)r_v^{0.5}$$

$$= 3.129$$

dari fig. 6-9 , p. 173

Q_p	=	0.630
weir length (lw)	=	$0.85 Dt \times 12$
	=	163.2 in
	=	13.6 ft
Height of liquid crest over weir (h_{ow})	=	$0.48(q/lw)^{0.67}$
	=	7.123 in

weir height (h_w) ditetapkan	=	2 in	=	50.8 mm
Aerated liquid drop (h_a)	=	$Q_p(h_w + h_{ow})$	=	
	=	5.747 in	=	

c Total tray pressure drop

$$DP_T = DP_{dry} + ha$$

$$= 8.271 \text{ in}$$

9. Weep Point

Head loss due to bubble formation (hs)	=	$0.04s/r_L d_h$
	=	0.021 in
$Dp_{dry} + hs$	=	2.544 in
$h_w + h_{ow}$	=	9.123 in

operasi yang dilakukan terletak diatas relevan line pada fig. 6-5
sehingga weeping bukan suatu masalah

10. Downcomer residence time

$$\begin{aligned} V_d &= L/(3600 A_d r_L) \\ &= 0.084 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{residence time} &= \text{tray spacing}/V_d \\ &= 5.540 \quad \text{s} \end{aligned}$$

residence time lebih besar dari residence time minimum (3 s) sehingga desain memenuhi

11. Liquid Gradient (D)

a Height of froth

$$\begin{aligned} h_f &= h_a/(2Q_p - 1) \\ &= 22.106 \quad \text{in} \end{aligned}$$

b Hydraulic radius (R_h)

$$\begin{aligned} D_f &= (Iw + Dt)/2 \\ &= 14.724 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_h &= h_f D_f / (2h_f + 12 Dt) \\ &= 1.389 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

c Velocity of aerated mass (U_f)

$$F = 0.2 \quad (\text{fig. 6-9})$$

$$\begin{aligned} U_f &= 0.0267 q / (h_f F D_f) \\ &= 0.025 \quad \text{ft/s} \end{aligned}$$

d Reynold modulus (R_{eh})

$$\begin{aligned} R_{eh} &= R_h U_f r_L / \mu_L \\ &= 112872.284 \end{aligned}$$

e Friction factor (f)

dari fig. 6-10 diperoleh $f = 0.010$

f Calculate D

$$\begin{aligned} L_f &= 0.77 Dt \\ &= 12.2 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= 12 f U_f L_f / R_h g \\ &= 0.00002059 \quad \text{in} \end{aligned}$$

12. Height of aerated mass in downcomer

$$\text{assumsi clearence (Cl)} = 1.5 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned} \text{Area under downcomer apron (A}_{da}\text{)} &= (\text{Cl}/12) \times L_f \\ &= 1.525 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss under downcomer apron (h}_{ad}\text{)} &= 0.03(q/100 A_{da})^2 \\ &= 0.0000000005 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Height of clear liquid in downcomer (h}_{dc}\text{)} &= DP_T + h_w + h_{ow} + D + h_{da} \\ &= 17.394 \quad \text{in} \end{aligned}$$

SUMMARY

Type of tray	:	Cross flow sieve tray
Tower diameter	:	16 ft
Tray spacing	:	0.5 ft
Active area	:	152.73 ft ²
Hole area	:	20.10 ft ²
Downcomer area	:	24.12 ft ²
Hole/tower area	:	0.1
Hole/active area	:	0.13
Hole size	:	0.19 in
Weir length	:	13.6 ft
Weir height	:	2 in
Downcomer clearance	:	1.5 in
Tray thickness	:	0.07 in
Number of actual tray	≈	20

13. Tinggi Kolom

a Tinggi total tray

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tray aktual (N)} &= 20 \text{ tray} \\ \text{Tinggi total tray (ht)} &= \text{Tray Spacing} \times (N - 1) \\ &= 342 \text{ in} \\ &= 29 \text{ ft} \end{aligned}$$

b Tinggi ruang kosong di atas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong (hk)} = 2 \text{ ft}$$

c Tinggi hold up liquida (kolom bagian bawah)

$$\begin{aligned} \text{Holding time} &= 5.540 \text{ menit} \\ &= 332 \text{ s} \\ \text{Laju Alir Liquida (q)} &= 73333.502 \text{ ft}^3/\text{hr} \\ \text{Tinggi hold up (hu)} &= Q_L \times \text{holding time} / A \\ &= 16.848 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi ruang kosong di atas hold up

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong (hrku)} = 1 \text{ ft}$$

d Tebal Shell

Bahan konstruksi SA 240 Grade S tipe 304

$$\begin{aligned} f &= 17000 && (\text{Brownell, tabel.13-1}) \\ E &= 0.8 && (\text{Double welded butt joint}) \\ C &= 0.0625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$P_{op} = 235.6954471 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{des} &= 1.1 \times P_{op} \\ &= 259.2649918 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r &= (1/2)D \\ &= 96 \text{ in} \end{aligned}$$

$$ts = ((P_{\text{desain}} \times r) / (f \times E - 0.4P_{\text{desain}})) + C$$

$$= 1.906668422 \quad \text{in}$$

Digunakan tebal shell = 2.00 in

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2ts \\ &= 196 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Standarisasi OD

$$\begin{aligned} \text{Digunakan OD} &= 204 \quad \text{in} \quad (\text{Table 5.7 p.91 Brownell}) \\ r &= 170 \quad \text{in} \\ icr &= 12 \frac{1}{4} \quad \text{in} \end{aligned}$$

e *Tebal Tutup Atas dan Bawah*

Digunakan tutup berbentuk standar dished head

$$\begin{aligned} t_{ha} = t_{hb} &= ((0.885 \times P_{\text{desain}} \times r_c) / (f E - 0.1P_{\text{desain}})) + C \\ &= 0.367 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal tutup atas dan bawah = 3/8 in

$$\begin{aligned} sf &= 3 \quad \text{in} \quad (\text{brownell, tabel 5.6}) \\ icr &= 1 \frac{1}{2} \quad \text{in} \end{aligned}$$

f *Menghitung berat tutup*

Menghitung diameter blanko untuk ketebalan > 1 in

$$\begin{aligned} d &= OD + (OD/24) + 2sf + (2/3)icr + t \\ &= 219.88 \end{aligned}$$

$$r_{\text{steel}} = 490 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Weight of head} &= (\pi/4) \times (d^2 t_{ha}) \times (r/1748) \\ &= 3906.399562 \quad \text{lb} \end{aligned}$$

g *Menghitung f axial di shell*

$$\begin{aligned} f_{ap} &= P_d \times D / (4 \times (t_s - C)) \\ &= 19232.74848 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

h *Tinggi tutup*

$$\begin{aligned} ha &= 0.17 D \\ &= 34.68 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kolom total} &= ht + hrk + hu + hrku + 2ha \\ &= 447.36 \quad \text{in} \\ &= 37.279 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi		Keterangan
Kode		D-210
Fungsi		Mengabsorb feed gas dengan amDEA
Tipe		Tray Absorber
Kapasitas (kg/h)		9143.465
Bahan		SA 240 Grade S tipe 304
Jumlah		1
Spesifikasi Plate	Type of tray	Cross flow sieve tray
	Tray spacing	0.47 ft
	Active area	152.73 ft ²
	Hole area	20.10 ft ²
	Downcomer area	24.12 in
	Hole/tower area	0.10

	Hole/active area	0.13	
	Hole size	0.19	in
	Weir length	13.60	ft
	Weir height	2.00	in
	Tray thickness	0.07	in
	Number of tray	20.00	
Spesifikasi Tower	OD	204.00	in
	ID	16.00	ft
	Tebal Shell (ts)	2.00	in
	Tebal Tutup Atas (tha)	0.38	in
	Tebal Tutup Bawah (thb)	0.38	in
	Tinggi Total	37.28	ft

2 MOLECULAR SIEVE (D-220 A/B/C/D)

Fungsi : Memisahkan H₂O dari Feed gas alam

P Operasi	=	234.7 psia
T Operasi	=	113.11 °F
T regeneration	=	500 °F
Rate umpan	=	2208303.795 lb/hr
banyak kolom absorpsi	=	3
rate per kolom	=	736101.2651 lb/hr
ρ gas umpan	=	0.74058 lb/ft ³
μ	=	0.01226 cp
Q	=	993954.8689 ft ³ /hr = 16565.9 ft ³ /min
Dp/L	=	0.302941465 psi/ft
v	=	(Dp/L/0.000089/ρ) ^{0.5} - (0.056/0.000089*μ/ρ/2)
	=	62.58563993 ft/min
D	=	18.35800223 ft
	=	18.5 ft

Lalu meenghitung jumlah air yang dilepaskan oleh regenerasi

t cycle	=	5 hr
kadar air	=	6277.485834 lb/hr
Wr	=	31387.42917 lb/ cycle

Menghitung jumlah molecular sieve dan tinggi kolom

$$\begin{aligned} W_s &= Wr/(0.13*C_{ss}*C_t) \\ &= 241441.7628 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_s &= (\pi*D^2 * \text{bulk density}) \\ &= 19.96027596 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_{mtz} &= (v/35)^{0.3} * 1.7 \\ &= 2.023815498 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$L_{total} = 21.98409146 \text{ ft}$$

$$D_p = 6.659892885 \text{ psi}$$

mencari tebal kolom

$$P_{\text{design}} = 258.17 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} t_s &= 12*D*P_{\text{design}}/(37600-1.2*D) \\ &= 1.536965373 \text{ in} \\ &\quad (\text{steel material from GPSA}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= 155*(t+0.125)(L_s+L_{mtz}+0.75D+3)D \\ &= 183265.1371 \text{ pound} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{st} &= W_s * 0.12 * (T_r - T_o) \\ &= 8508352.799 \text{ btu} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_w &= 1800 * W_r \\ &= 56497372.5 \text{ Btu} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{si} &= W_s * 0.24 * (T_r - T_o) \\ &= 17016705.6 \text{ Btu} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{hl} &= 0.1(Q_{sr} + Q_w + Q_{si}) \\ &= 8202243.09 \text{ Btu} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{tr} &= 2.5(Q_{st} + Q_w + Q_{si} + Q_{hl}) \\ &= 225,561,685 \text{ Btu} \end{aligned}$$

menghitung flowrate gas untuk regenerasi

$$\begin{aligned} t_{\text{heating}} &= 0.6 * t_{\text{regen}} \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$C_p = 0.6202 \text{ btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} m_{rg} &= Q_{tr} / (C_p(T_h - T_c)) \\ &= 940046.1623 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

menevaluasi nilai D_p/L lebih dari 0.01 psi/ft

$$\rho = 0.43 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{pada } 500^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} q &= m_{rg} / \rho \\ &= 36546.39 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

$$v = 138.0714002 \text{ ft/min}$$

$$\mu = 0.01829 \text{ cp}$$

$$D_p/L = 0.867963559 \text{ psi/ft}$$

$$\frac{Dp/L}{Dp} \quad >> \quad 0.01 \quad \text{psi/ft}$$

$$Dp \quad = \quad 19.08139027 \quad \text{psi}$$

No. kode	D-210 A/B/C/D		
Fungsi	Memisahkan air yang terikut pada gas alam		
Tipe	Molekular sieve 4A, standard dishead, fixed bed		
Tekanan operasi (psia)	234.7		
Waktu operasi (jam)	5		
Diameter (ft)	18.5		
Tebal silinder (in)	1.536965373		
Tinggi bejana (ft)	21.98409146		
Bahan Konstruksi	Steel		
Jumlah	4 buah		

3 Amine Regenerator (D-214)

Fungsi: Memisahkan solvent dari acid gas (CO_2 dan H_2S)

Tipe: Sieve Tray

Jumlah: 1 buah

Kondisi Operasi:

Data	Keterangan		
Tekanan Operasi	232.35	kpa	2.32 bar
Suhu Operasi	126.73	°C	400 K
			719.782 R

Bagian atas destilasi

Rate gas = 231274.6305 kg/jam

Rate liquid = 89744.7909 kg/jam

Bagian bawah kolom

Rate gas = 266009.4535 kg/jam

Rate liquid = 2258363.307 kg/jam

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar :

$L = 2258363.3 \text{ kg/jam} = 4978755.1 \text{ lb/jam}$

$V = 266009.45 \text{ kg/jam} = 586440.5942 \text{ lb/jam}$

BM gas masuk = 21.11026999

Suhu gas masuk = 41.18 °C = 106.124 °F

Tekanan gas masuk = 16.04146101 atm = 33.700 psi

$r_{\text{gas}} = 0.0807 \text{ lb/ft}^3$

$Q_{\text{gas}} = 7266984.57 \text{ ft}^3/\text{jam}$

= 2018.606825 ft³/s

$r_{\text{liquid}} = 61.5938 \text{ lb/ft}^3$

$Q_{\text{liquid}} = 80832.11461 \text{ ft}^3/\text{jam}$

= 10078.41749 gal/min

$\mu_L = 2.946 \text{ cp}$

$$\text{BM liq} = 0.01979712 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{BM liq} = 29.15$$

Perhitungan berdasarkan "Process Plant Design" by J.R Backhurst & J. H Harker

1. Flow Parameter (F_p)

$$\sigma = 38.6759 \text{ dyne/cm} \quad (\text{liquid surface tension}) \text{ from hysys}$$

$$F_p = (L/V) \times (r_v/r_l)^{0.5} \quad (\text{p.165})$$

$$= 0.006$$

2. Vapour Capacity (C_{sb})

$$\text{Assume plate spacing} \quad 18 \text{ in} = 0.47 \text{ m}$$

From fig. 6.3, p. 166

$$C_{sb} = 0.36$$

faktor koreksi :

$$C_{sb} = (C_{sb})_{20} \times (s/20)^{0.2} \quad (\text{Pers. 6-1})$$

$$= 0.411$$

$$\text{Flooding capacity based on net area } (U_{nf}) = 11.341 \text{ ft/s}$$

3. Tray Selection

Tipe Aliran single crossflow with segmental downcomers

$$\underline{\text{Dipilih}} \quad A_d = 0.12 At \quad \text{Ad : Downflow area}$$

At : Tower area

$$\text{net Area } (A_n) = At - Ad \quad (\text{Pers. 6-24})$$

$$= 0.88 At$$

$$(\text{weir height}) \quad h_w = 2.0 \text{ in}$$

$$\text{hole size } (d_h) = 0.188 \text{ in}$$

$$\text{tray thickness} = 0.074 \text{ in}$$

4. Tower Diameter

Dipilih persen flooding 80%

$$F^* = 0.800$$

$$Un^* = F^* \times U_{nf} \quad (\text{Pers.6.25 p.180})$$

$$= 9.072 \text{ ft/s}$$

$$At = Q/(0.88 Un^*)$$

$$= 252.840 \text{ ft}^2$$

$$Dt = (4At/\pi)^{0.5}$$

$$= 17.947 \text{ ft}$$

$$\text{Dipakai tower diameter} = 18.000 \text{ ft}$$

$$\text{Tower area } (At) = (\pi D^2)/4$$

$$= 254.34 \text{ ft}^2$$

5. Tabulation of tower area

$$\text{Tower Area} = 254.34 \text{ ft}^2$$

$$\text{Downcomer area } (A_d) = 0.12 At$$

$$= 30.521 \text{ ft}^2$$

$$\text{Net Area } (A_n) = 0.88 At$$

	=	223.819	ft^2
Active area (Aa)	=	0.76 At	
	=	193.298	ft^2
Hole area (Ah)	=	0.1 At	
	=	25.434	ft^2

6. Flooding Check

Un	=	Q/An	
	=	9.019	ft/s
F	=	$F^* \times (\text{Un}/\text{Un}^*)$	
	=	0.795	(Actual approach to flooding)

7. Calculation of entrainment

Flv	=	0.006	
ψ	=	0.1100	(fig. 6-4) < 0.2 (satisfactory)

8. Tray pressure drop

a Velocity through holes

Vapor velocity through holes (Uh)				
=	Q/Ah			
=	79.366	ft/s		
tray thickness/hole diameter		=	0.395	
hole area/active area	=	Ah/A ϵ	=	0.132

dari fig. 6.8 , p.172

gross % free area	=	Ah/At	
	=	0.1	
$(1/Cvo)^2$	=	1.54	
Cvo	=	0.81	
DP _{dry}	=	$0.186(rv/rL)Uh^2(1/Cvo)^2$	
	=	2.364	in

b Aerated liquid drop (h_a)

F _{va}	=	$(Q/Aa)r_v^{0.5}$	
	=	2.967	

dari fig. 6-9, p. 173

Q _p	=	0.630	
weir length (lw)	=	$0.85 Dt \times 12$	
	=	183.6	in
	=	15.3	ft

Height of liquid crest over weir (h _{ow})	=	$0.48(q/lw)^{0.67}$	
	=	7.026	

weir height (h _w) ditetapkan	=	2	in	=	50.8 mm
Aerated liquid drop (h _a)	=	$Q_p(h_w + h_{ow})$			
	=	5.686	in		

c Total tray pressure drop

$$\begin{aligned} DP_T &= DP_{dry} + ha \\ &= 8.050 \quad \text{in} \end{aligned}$$

9. Weep Point

$$\begin{aligned} \text{Head loss due to bubble formation (hs)} &= 0.04s/r_L d_h \\ &= 0.004 \quad \text{in} \\ Dp_{dry} + hs &= 2.368 \quad \text{in} \\ h_w + h_{ow} &= 9.026 \quad \text{in} \end{aligned}$$

operasi yang dilakukan terletak diatas relevan line pada fig. 6-5
sehingga weeping bukan suatu masalah

10. Downcomer residence time

$$\begin{aligned} V_d &= L/(3600 A_d r_L) \\ &= 0.074 \\ \text{residence time} &= \text{tray spacing}/V_d \\ &= 6.362 \quad \text{s} \end{aligned}$$

residence time lebih besar dari residence time minimum (3 s) sehingga desain memenuhi

11. Liquid Gradient (D)

a Height of froth

$$\begin{aligned} h_f &= h_a/(2Q_p - 1) \\ &= 21.871 \quad \text{in} \end{aligned}$$

b Hydraulic radius (R_h)

$$\begin{aligned} D_f &= (lw + Dt)/2 \\ &= 16.623 \quad \text{ft} \\ R_h &= h_f D_f / (2h_f + 12 Dt) \\ &= 1.403 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

c Velocity of aerated mass (U_f)

$$\begin{aligned} F &= 0.2 \quad (\text{fig. 6-9}) \\ U_f &= 0.0267 q / (h_f F D_f) \\ &= 0.022 \quad \text{ft/s} \end{aligned}$$

d Reynold modulus (R_{eh})

$$\begin{aligned} R_{ch} &= R_h U_f r_L / \mu_L \\ &= 94034.856 \end{aligned}$$

e Friction factor (f)

dari fig. 6-10 diperoleh $f = 0.010$

f Calculate D

$$L_f = 0.77 Dt$$

$$\begin{aligned}
 D &= 13.8 \quad \text{ft} \\
 &= 12 f U_f L_f / R_h g \\
 &= 0.00001703 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

12. Height of aerated mass in downcomer

$$\begin{aligned}
 \text{assumi clearence (Cl)} &= 1.5 \quad \text{in} \\
 \text{Area under downcomer apron (A}_{da}\text{)} &= (Cl/12) \times L_f \\
 &= 1.727 \quad \text{ft}^2 \\
 \text{Head loss under downcomer apron (h}_{ad}\text{)} &= 0.03(q/100 A_{da})^2 \\
 &= 0.0000000004 \\
 \text{Height of clear liquid in downcomer (h}_{dc}\text{)} &= DP_T + h_w + h_{ow} + D + h_{da} \\
 &= 17.077 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

SUMMARY

Type of tray	:	Cross flow sieve tray
Tower diameter	:	18 ft
Tray spacing	:	0.5 ft
Active area	:	193.30 ft ²
Hole area	:	25.43 ft ²
Downcomer area	:	30.52 ft ²
Hole/tower area	:	0.1
Hole/active area	:	0.13
Hole size	:	0.19 in
Weir length	:	15.3 ft
Weir height	:	2 in
Downcomer clearence	:	1.5 in
Tray thickness	:	0.07 in
Number of actual tray	≈	20

13. Tinggi Kolom

a Tinggi total tray

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tray aktual (N)} &= 20 \quad \text{tray} \\
 \text{Tinggi total tray (ht)} &= \text{Tray Spacing} \times (N - 1) \\
 &= 342 \quad \text{in} \\
 &= 29 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

b Tinggi ruang kosong di atas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong (hk)} = 2 \quad \text{ft}$$

c Tinggi hold up liquida (kolom bagian bawah)

$$\begin{aligned}
 \text{Holding time} &= 6.362 \quad \text{menit} \\
 &= 382 \quad \text{s} \\
 \text{Laju Alir Liquida (q)} &= 80832.115 \quad \text{ft}^3/\text{hr} \\
 \text{Tinggi hold up (hu)} &= Q_L \times \text{holding time} / A \\
 &= 16.848 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi ruang kosong di atas hold up}$$

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong (hrku)} = 1 \quad \text{ft}$$

d Tebal Shell

Bahan konstruksi SA 240 Grade S tipe 304

$$\begin{aligned} f &= 16000 \\ E &= 0.8 \\ C &= 0.0625 \text{ in} \end{aligned}$$

(Brownell, tabel.13-1)
(Double welded butt joint)

$$P_{op} = 33.69999997 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{des} &= 1.1 \times P_{op} \\ &= 37.06999996 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$r = (1/2)D$$

$$= 108 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} ts &= ((P_{desain} \times r) / (f \times E - 0.4P_{desain})) + C \\ &= 0.375640879 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal shell = 1.00 in

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2ts \\ &= 218 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi OD

Digunakan OD = 228 in (Table 5.7 p.91 Brownell)

$$r = 180 \text{ in}$$

$$icr = 13 \frac{3}{4} \text{ in}$$

e Tebal Tutup Atas dan Bawah

Digunakan tutup berbentuk standar dished head

$$\begin{aligned} t_{ha} = t_{hb} &= ((0.885 \times P_{desain} \times r_c) / (fE - 0.1P_{desain})) + C \\ &= 0.065 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal tutup atas dan bawah = 1/5 in

$$sf = 2 \text{ in} \quad (\text{brownell, tabel 5.6})$$

$$icr = 4/7 \text{ in}$$

f Menghitung berat tutup

Menghitung diameter blanko untuk ketebalan > 1 in

$$\begin{aligned} d &= OD + (OD/24) + 2sf + (2/3)icr + t \\ &= 242 \end{aligned}$$

$$r_{steel} = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Weight of head} &= (\pi/4) \times (d^2 t_{ha}) \times (r/1748) \\ &= 844.9391467 \text{ lb} \end{aligned}$$

g Menghitung f axial di shell

$$\begin{aligned} f_{ap} &= P_d \times D / (4 \times (t_s - C)) \\ &= 3073.439997 \text{ psi} \end{aligned}$$

h Tinggi tutup

$$ha = 0.17 D$$

$$= 38.76 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi kolom total} = ht + hrk + hu + hrku + 2ha$$

$$= 455.52 \text{ in}$$

$$= 37.958 \text{ ft}$$

Spesifikasi		Keterangan	
Kode	D-214		
Fungsi	Meregenerasi pelarut amine		
Tipe	Tray Absorber		
Kapasitas (kg/h)	10078.417		
Bahan	SA 240 Grade S tipe 304		
Jumlah	1		
Spesifikasi Plate	Type of tray		Cross flow sieve tray
	Tray spacing	0.47	ft
	Active area	193.30	ft ²
	Hole area	25.43	ft ²
	Downcomer area	30.52	in
	Hole/tower area	0.10	
	Hole/active area	0.13	
	Hole size	0.19	in
	Weir length	15.30	ft
	Weir height	2.00	in
	Tray thickness	0.07	in
	Number of tray	20.00	
Spesifikasi Tower	OD	228.00	in
	ID	18.00	ft
	Tebal Shell (ts)	1.00	in
	Tebal Tutup Atas (tha)	0.19	in
	Tebal Tutup Bawah (thb)	0.19	in
	Tinggi Total	37.96	ft

4 De-Ethanizer (D-240)

Fungsi: Memisahkan fraksi etana ke atas dan propana ke bawah

Tipe: Sieve Tray

Jumlah: 1 buah

Kondisi Operasi:

Data	Keterangan		
Tekanan Operasi	232.35	kpa	2.32 bar
Suhu Operasi	-32.00	-	145°C

Bagian atas destilasi

Rate gas = 525838.1263 kg/jam

Rate liquid = 0 kg/jam

Bagian bawah kolom

Rate gas = 42524.79978 kg/jam

Rate liquid = 89517.41275 kg/jam

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar :

$$L = 89517.4 \text{ kg/jam} = 197348.8 \text{ lb/jam}$$

$$V = 525838.13 \text{ kg/jam} = 1159255.128 \text{ lb/jam}$$

BM gas masuk	=	21.11026999			
Suhu gas masuk	=	41.18 °C	=	106.124	°F
Tekanan gas masuk	=	16.04146101 atm	=	33.700	psi
r_{gas}	=	1.98872 lb/ft ³			
Q_{gas}	=	582914.9067 ft ³ /jam			
	=	161.9208074 ft ³ /s			
r_{liquid}	=	33.2664 lb/ft ³			
q_{liquid}	=	5932.382959 ft ³ /jam			
	=	739.6692819 gal/min			
μ_L	=	2.946 cp			
	=	0.01979712 lb/ft.s			
BM liq	=	29.15			

Perhitungan berdasarkan "Process Plant Design" by J.R Backhurst & J. H Harker

1. Flow Parameter (F_h)

$$\begin{aligned}\sigma &= 6.59973 \text{ dyne/cm} && (\text{liquid surface tension}) \text{ from hysys} \\ F_h &= (L/V) \times (r_v/r_L)^{0.5} && (\text{p.165}) \\ &= 0.005\end{aligned}$$

2. Vapour Capacity (C_{sb})

$$\text{Assume plate spacing} \quad 18 \text{ in} = 0.47 \text{ m}$$

From fig. 6.3, p. 166

$$C_{sb} = 0.36$$

faktor koreksi :

$$\begin{aligned}C_{sb} &= (C_{sb})_{20} \times (s/20)^{0.2} && (\text{Pers. 6-1}) \\ &= 0.288\end{aligned}$$

$$\text{Flooding capacity based on net area } (U_{nf}) = 1.144 \text{ ft/s}$$

3. Tray Selection

Tipe Aliran single crossflow with segmental downcomers

$$\underline{\text{Dipilih}} \quad A_d = 0.12 \text{ At} \quad \text{Ad : Downflow area}$$

At : Tower area

$$\text{net Area } (A_n) = \text{At - Ad} \quad (\text{Pers. 6-24})$$

$$= 0.88 \text{ At}$$

$$(\text{weir height}) \quad h_w = 2.0 \text{ in}$$

$$\text{hole size } (d_h) = 0.188 \text{ in}$$

$$\text{tray thickness} = 0.074 \text{ in}$$

4. Tower Diameter

Dipilih persen flooding 80%

$$F^* = 0.800$$

$$U_{n*} = F^* \times U_{nf} \quad (\text{Pers.6.25 p.180})$$

$$= 0.915 \text{ ft/s}$$

$$At = Q/(0.88U_{n*})$$

$$= 201.094 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 Dt &= (4At/\pi)^{0.5} \\
 &= 16.0 \quad \text{ft} \\
 \text{Dipakai tower diameter} &= 16.000 \quad \text{ft} \\
 \text{Tower area (At)} &= (\pi D^2)/4 \\
 &= 200.96 \quad \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

5. Tabulation of tower area

$$\begin{aligned}
 \text{Tower Area} &= 200.96 \quad \text{ft}^2 \\
 \text{Downcomer area (A}_d\text{)} &= 0.12 At \\
 &= 24.115 \quad \text{ft}^2 \\
 \text{Net Area (An)} &= 0.88 At \\
 &= 176.845 \quad \text{ft}^2 \\
 \text{Active area (Aa)} &= 0.76 At \\
 &= 152.730 \quad \text{ft}^2 \\
 \text{Hole area (Ah)} &= 0.1 At \\
 &= 20.096 \quad \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

6. Flooding Check

$$\begin{aligned}
 Un &= Q/An \\
 &= 0.916 \quad \text{ft/s} \\
 F &= F^* \times (Un/Un^*) \\
 &= 0.801 \quad (\text{Actual approach to flooding})
 \end{aligned}$$

7. Calculation of entrainment

$$\begin{aligned}
 Flv &= 0.005 \\
 \psi &= 0.2000 \quad (fig. 6-4) < 0.2 \quad (\text{satisfactory})
 \end{aligned}$$

8. Tray pressure drop

a Velocity through holes

$$\begin{aligned}
 \text{Vapor velocity through holes (Uh)} & \\
 &= Q/Ah \\
 &= 8.057 \quad \text{ft/s} \\
 \text{tray thickness/hole diameter} &= 0.395 \\
 \text{hole area/active area} &= Ah/Aa \\
 &= 0.132
 \end{aligned}$$

dari fig. 6.8 , p.172

$$\begin{aligned}
 \text{gross \% free area} &= Ah/At \\
 &= 0.1 \\
 (1/Cvo)^2 &= 1.54 \\
 Cvo &= 0.81 \\
 DP_{dry} &= 0.186(rv/rL)Uh^2(1/Cvo)^2 \\
 &= 1.112 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

b Aerated liquid drop (h_a)

$$F_{va} = (Q/Aa)r_v^{0.5}$$

$$\begin{aligned}
&= && 1.495 \\
\text{dari fig. 6-9, p. 173} & Q_p & = & 0.630 \\
& \text{weir length (lw)} & = & 0.85 D t \times 12 \\
& & = & 163.2 \quad \text{in} \\
& & = & 13.6 \quad \text{ft} \\
\text{Height of liquid crest over weir (h}_{ow}\text{)} & = & 0.48(q/lw)^{0.67} \\
& = & 1.321
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{weir height (h}_w\text{) ditetapkan} & = & 2 \quad \text{in} & = & 50.8 \text{ mm} \\
\text{Aerated liquid drop (h}_a\text{)} & = & Q_p(h_w + h_{ow}) \\
& = & 2.092 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

c Total tray pressure drop

$$\begin{aligned}
DP_T & = DP_{dry} + ha \\
& = 3.204 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

9. Weep Point

$$\begin{aligned}
\text{Head loss due to bubble formation (hs)} & = 0.04s/r_L d_h \\
& = 0.009 \quad \text{in} \\
D_{pdry} + hs & = 1.120 \quad \text{in} \\
h_w + h_{ow} & = 3.321 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

operasi yang dilakukan terletak diatas relevan line pada fig. 6-5
sehingga weeping bukan suatu masalah

10. Downcomer residence time

$$\begin{aligned}
V_d & = L/(3600 A_d r_L) \\
& = 0.007 \\
\text{residence time} & = \text{tray spacing}/V_d \\
& = 68.487 \quad \text{s}
\end{aligned}$$

residence time lebih besar dari residence time minimum (3 s) sehingga desain memenuhi

11. Liquid Gradient (D)

$$\begin{aligned}
a \quad \text{Height of froth} \\
h_f & = h_a/(2Q_p - 1) \\
& = 8.048 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

b Hydraulic radius (R_h)

$$\begin{aligned}
D_f & = (lw + Dt)/2 \\
& = 14.803 \quad \text{ft} \\
R_h & = h_f D_f / (2h_f + 12 Dt) \\
& = 0.572 \quad \text{ft}
\end{aligned}$$

c Velocity of aerated mass (U_f)

$$\begin{aligned} F &= 0.2 && \text{(fig. 6-9)} \\ U_f &= 0.0267 q / (h_f F D_f) \\ &= 0.036 && \text{ft/s} \end{aligned}$$

d Reynold modulus (R_{ch})

$$\begin{aligned} R_{ch} &= R_h U_f r_L / \mu_L \\ &= 34143.302 \end{aligned}$$

e Friction factor (f)

dari fig. 6-10 diperoleh $f = 0.010$

f Calculate D

$$\begin{aligned} L_f &= 0.77 D_t \\ &= 12.3 && \text{ft} \\ D &= 12 f U_f L_f / R_h g \\ &= 0.00010117 && \text{in} \end{aligned}$$

12. Height of aerated mass in downcomer

$$\begin{aligned} \text{asumsi clearance (Cl)} &= 1.5 && \text{in} \\ \text{Area under downcomer apron (A}_{da}\text{)} &= (Cl/12) \times L_f \\ &= 1.541 && \text{ft}^2 \\ \text{Head loss under downcomer apron (h}_{ad}\text{)} &= 0.03(q/100 A_{da})^2 \\ &= 0.0000000005 \\ \text{Height of clear liquid in downcomer (h}_{dc}\text{)} &= DP_T + h_w + h_{ow} + D + h_{da} \\ &= 6.525 && \text{in} \end{aligned}$$

SUMMARY

Type of tray	:	Cross flow sieve tray
Tower diameter	:	16 ft
Tray spacing	:	0.5 ft
Active area	:	152.73 ft ²
Hole area	:	20.10 ft ²
Downcomer area	:	24.12 ft ²
Hole/tower area	:	0.1
Hole/active area	:	0.13
Hole size	:	0.19 in
Weir length	:	13.6 ft
Weir height	:	2 in
Downcomer clearance	:	1.5 in
Tray thickness	:	0.07 in
Number of actual tray	≈	18

13. Tinggi Kolom

a Tinggi total tray

Jumlah tray aktual (N) = 18 tray

- Tinggi total tray (ht) = Tray Spacing x (N - 1)
 = 306 in
 = 26 ft
- b Tinggi ruang kosong di atas tray**
 Ditetapkan tinggi ruang kosong (hk) = 2 ft
- c Tinggi hold up liquida (kolom bagian bawah)**
 Holding time = 68.5 menit
 = 4109 s
- Laju Alir Liquida (q) = 5932.383 ft³/hr
 Tinggi hold up (hu) = $Q_L \times \text{holding time} / A$
 = 16.848 ft
- Tinggi ruang kosong di atas hold up
 Ditetapkan tinggi ruang kosong (hrku) = 1 ft
- d Tebal Shell**
 Bahan konstruksi SA 240 Grade A tipe 410
 $f = 15100$ (Brownell, tabel 13-I)
 $E = 0.8$ (Double welded butt joint)
 $C = 0.0625$ in
- $P_{op} = 33.69999997$ psi
 $P_{des} = 1.1 \times P_{op}$
 $= 37.06999996$ psi
- $r = (1/2)D$
 $= 96$ in
 $ts = ((P_{desain} \times r) / (f \times E - 0.4P_{desain})) + C$
 $= 0.357458082$ in
- Digunakan tebal shell = 0.88 in
 $OD = ID + 2ts$
 $= 193.75$ in
- Standarisasi OD
 Digunakan OD = 204 in (Table 5.7 p.91 Brownell)
 $r = 170$ in
 $icr = 12 \frac{1}{4}$ in
- e Tebal Tutup Atas dan Bawah**
 Digunakan tutup berbentuk standar dished head
 $t_{ha} = t_{hb} = ((0.885 \times P_{desain} \times r_c) / (f E - 0.1P_{desain})) + C$
 $= 0.066$ in
- Digunakan tebal tutup atas dan bawah = 1/5 in
 $sf = 2$ in (brownell, tabel 5.6)
 $icr = 4/7$ in
- f Menghitung berat tutup**
 Menghitung diameter blanko untuk ketebalan > 1 in
 $d = OD + (OD/24) + 2sf + (2/3)icr + t$
 $= 217$
 $r_{steel} = 490$ lb/ft³

$$\begin{aligned} \text{Weight of head} &= (\pi/4) \times (d^2 t_{ha}) \times (r/1748) \\ &= 679.8732743 \text{ lb} \end{aligned}$$

g Menghitung f axial di shell

$$\begin{aligned} f_{ap} &= P_d \times D / (4 \times (t_s - C)) \\ &= 2749.919997 \text{ psi} \end{aligned}$$

h Tinggi tutup

$$\begin{aligned} ha &= 0.17 D \\ &= 34.68 \text{ in} \\ \text{Tinggi kolom total} &= ht + hrk + hu + hrku + 2ha \\ &= 411.36 \text{ in} \\ &= 34.279 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi		Keterangan
Kode		D-240
Fungsi		Memisahkan fraksi C2 keatas dan C3 kebawah
Tipe		Tray Absorber
Kapasitas (kg/h)		739.669
Bahan		SA 240 Grade A tipe 410
Jumlah		1
Spesifikasi Plate	Type of tray	Cross flow sieve tray
	Tray spacing	0.47 ft
	Active area	152.73 ft ²
	Hole area	20.10 ft ²
	Downcomer area	24.12 in
	Hole/tower area	0.10
	Hole/active area	0.13
	Hole size	0.19 in
	Weir length	13.60 ft
	Weir height	2.00 in
Spesifikasi Tower	Tray thickness	0.07 in
	Number of tray	18.00
	OD	204.00 in
	ID	16.00 ft
	Tebal Shell (ts)	0.88 in
	Tebal Tutup Atas (tha)	0.19 in
	Tebal Tutup Bawah (thb)	0.19 in
	Tinggi Total	34.28 ft

5 De-Butanizer (D-250)

Fungsi: Memisahkan fraksi butana ke atas dan pentana ke bawah

Tipe: Sieve Tray

Jumlah: 1 buah

Kondisi Operasi:

Data	Keterangan

Tekanan Operasi	620.00	kpa	6.2	bar	89.9234	psia
Suhu Operasi	148.27	C	421	K	758.555	R

Bagian atas destilasi

$$\text{Rate gas} = 26634.81411 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate liquid} = 20764.49047 \text{ kg/jam}$$

Bagian bawah absorber

$$\text{Rate gas} = 23785.46766 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate liquid} = 64907.757 \text{ kg/jam}$$

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar :

$$L = 64907.8 \text{ kg/jam} = 143094.7 \text{ lb/jam}$$

$$V = 26634.81 \text{ kg/jam} = 58718.72598 \text{ lb/jam}$$

$$\text{BM gas masuk} = 21.11026999$$

$$\text{Suhu gas masuk} = 41.18 \text{ }^{\circ}\text{C} = 106.124 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tekanan gas masuk} = 16.04146101 \text{ atm} = 89.923 \text{ psi}$$

$$r_{\text{gas}} = 0.87811 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q_{\text{gas}} = 66869.41338 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 18.57483705 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$r_{\text{liquid}} = 33.8943 \text{ lb/ft}^3$$

$$q_{\text{liquid}} = 4221.796345 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 526.3876409 \text{ gal/min}$$

$$\mu_L = 2.946 \text{ cp}$$

$$= 0.01979712 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{BM liq} = 29.15$$

Perhitungan berdasarkan "Process Plant Design" by J.R Backhurst & J. H Harker

1. Flow Parameter (F_h)

$$\sigma = 7.17364 \text{ dyne/cm} \quad (\text{liquid surface tension}) \text{ from hysys}$$

$$F_h = (L/V) \times (r_V/r_L)^{0.5} \quad (\text{p.165})$$

$$= 0.032$$

2. Vapour Capacity (C_{sb})

$$\text{Assume plate spacing} \quad 18 \text{ in} = 0.47 \text{ m}$$

From fig. 6.3, p. 166

$$C_{sb} = 0.36$$

faktor koreksi :

$$C_{sb} = (C_{sb})_{20} \times (s/20)^{0.2} \quad (\text{Pers. 6-1})$$

$$= 0.293$$

$$\text{Flooding capacity based on net area } (U_{nf}) = 1.798 \text{ ft/s}$$

3. Tray Selection (Pers. 6-23)

Tipe Aliran single crossflow with segmental downcomers

$$\text{Dipilih } A_d = 0.12 \text{ At} \quad \text{Ad : Downflow area}$$

$$\text{At : Tower area}$$

net Area (An)	=	At - Ad	(Pers. 6-24)
	=	0.88 At	
(weir height)	=	2.0	in
hole size (d_h)	=	0.188	in
tray thickness	=	0.074	in

4. Tower Diameter

Dipilih person flooding 80%			
F^*	=	0.800	
U_{nf}	=	$F^* \times U_{nf}$	(Pers.6.25 p.180)
	=	1.439	ft/s
At	=	$Q/(0.88U_{nf})$	
	=	14.673	ft ²
Dt	=	$(4At/\pi)^{0.5}$	
	=	4.323	ft
Dipakai tower diameter	=	4.500	ft
Tower area (At)	=	$(\pi D^2)/4$	
	=	15.90	ft ²

5. Tabulation of tower area

Tower Area	=	15.90	ft ²
Downcomer area (A_d)	=	0.12 At	
	=	1.908	ft ²
Net Area (An)	=	0.88 At	
	=	13.989	ft ²
Active area (Aa)	=	0.76 At	
	=	12.081	ft ²
Hole area (Ah)	=	0.1 At	
	=	1.590	ft ²

6. Flooding Check

Un	=	Q/An	
	=	1.328	ft/s
F	=	$F^* \times (Un/Un^*)$	
	=	0.738	(Actual approach to flooding)

7. Calculation of entrainment

Flv	=	0.032	
ψ	=	0.0110	(fig. 6-4) < 0.2 (satisfactory)

8. Tray pressure drop

a Velocity through holes

Vapor velocity through holes (U_h)

$$= Q/Ah$$

$$= 11.685 \text{ ft/s}$$

$$\frac{\text{tray thickness/hole diameter}}{\text{hole area/active area}} = \frac{Ah/A\epsilon}{} = 0.395$$

$$= 0.132$$

dari fig. 6.8 , p.172

$$\frac{\text{gross \% free area}}{(1/C_{vo})^2} = \frac{Ah/At}{} = 0.1$$

$$C_{vo} = 1.54$$

$$DP_{dry} = \frac{0.186(rv/rL)Uh^2(1/C_{vo})^2}{} = 0.81$$

$$= 1.013 \text{ in}$$

b Aerated liquid drop (h_a)

$$\begin{aligned} F_{va} &= (Q/Aa)r_v^{0.5} \\ &= 1.441 \end{aligned}$$

dari fig. 6-9 , p. 173

$$\begin{aligned} Q_p &= 0.630 \\ \text{weir length (lw)} &= 0.85 Dt \times 12 \\ &= 45.9 \text{ in} \\ &= 3.8 \text{ ft} \\ \text{Height of liquid crest over weir (} h_{ow} \text{)} &= 0.48(q/lw)^{0.67} \\ &= 2.461 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{weir height (} h_w \text{)} \text{ ditetapkan} &= 2 \text{ in} = 50.8 \text{ mm} \\ \text{Aerated liquid drop (} h_a \text{)} &= Q_p(h_w + h_{ow}) \\ &= 2.810 \text{ in} \end{aligned}$$

c Total tray pressure drop

$$\begin{aligned} DP_T &= DP_{dry} + ha \\ &= 3.824 \text{ in} \end{aligned}$$

9. Weep Point

$$\begin{aligned} \text{Head loss due to bubble formation (hs)} &= 0.04s/r_L d_h \\ &= 0.082 \text{ in} \\ DP_{dry} + hs &= 1.096 \text{ in} \\ h_w + h_{ow} &= 4.461 \text{ in} \\ \text{operasi yang dilakukan terletak diatas relevan line pada fig. 6-5} \\ \text{sehingga weeping bukan suatu masalah} \end{aligned}$$

10. Downcomer residence time

$$\begin{aligned} V_d &= L/(3600 A_d r_L) \\ &= 0.061 \\ \text{residence time} &= \text{tray spacing}/V_d \\ &= 7.612 \text{ s} \end{aligned}$$

residence time lebih besar dari residence time minimum (3 s) sehingga desain memenuhi

11. Liquid Gradient (D)

a Height of froth

$$\begin{aligned} h_f &= h_a/(2Q_p - 1) \\ &= 10.809 \quad \text{in} \end{aligned}$$

b Hydraulic radius (R_h)

$$\begin{aligned} D_f &= (lw + Dt)/2 \\ &= 4.074 \quad \text{ft} \\ R_h &= h_f D_f/(2h_f + 12 Dt) \\ &= 0.599 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

c Velocity of aerated mass (U_f)

$$\begin{aligned} F &= 0.2 \quad (\text{fig. 6-9}) \\ U_f &= 0.0267 q / (h_f F D_f) \\ &= 0.098 \quad \text{ft/s} \end{aligned}$$

d Reynold modulus (R_{ch})

$$\begin{aligned} R_{ch} &= R_h U_f r_L / \mu_L \\ &= 100383.019 \end{aligned}$$

e Friction factor (f)

dari fig. 6-10 diperoleh $f = 0.010$

f Calculate D

$$\begin{aligned} L_f &= 0.77 Dt \\ &= 3.3 \quad \text{ft} \\ D &= 12 f U_f L_f / R_h g \\ &= 0.00019827 \quad \text{in} \end{aligned}$$

12. Height of aerated mass in downcomer

$$\text{assumi clearance (Cl)} = 1.5 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned} \text{Area under downcomer apron (A}_{da}\text{)} &= (\text{Cl}/12) \times L_f \\ &= 0.416 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Head loss under downcomer apron (h}_{ad}\text{)} &= 0.03(q/100 A_{da})^2 \\ &= 0.0000000068 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Height of clear liquid in downcomer (h}_{dc}\text{)} &= DP_T + h_w + h_{ow} + D + h_{da} \\ &= 8.285 \quad \text{in} \end{aligned}$$

SUMMARY

Type of tray	:	Cross flow sieve tray
Tower diameter	:	5 ft
Tray spacing	:	0.5 ft
Active area	:	12.08 ft ²
Hole area	:	1.59 ft ²
Downcomer area	:	1.91 ft ²

Hole/tower area	:	0.1
Hole/active area	:	0.13
Hole size	:	0.19 in
Weir length	:	3.8 ft
Weir height	:	2 in
Downcomer clearance	:	1.5 in
Tray thickness	:	0.07 in
Number of actual tray	≈	38

13. Tinggi Kolom

a Tinggi total tray

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tray aktual (N)} &= 38 \text{ tray} \\ \text{Tinggi total tray (ht)} &= \text{Tray Spacing} \times (N - 1) \\ &= 666 \text{ in} \\ &= 56 \text{ ft} \end{aligned}$$

b Tinggi ruang kosong di atas tray

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong (hk)} = 2 \text{ ft}$$

c Tinggi hold up liquida (kolom bagian bawah)

$$\begin{aligned} \text{Holding time} &= 7.612 \text{ menit} \\ &= 457 \text{ s} \\ \text{Laju Alir Liquida (q)} &= 4221.796 \text{ ft}^3/\text{hr} \\ \text{Tinggi hold up (hu)} &= Q_L \times \text{holding time} / A \\ &= 16.848 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi ruang kosong di atas hold up

$$\text{Ditetapkan tinggi ruang kosong (hrku)} = 1 \text{ ft}$$

d Tebal Shell

Bahan konstruksi SA 240 Grade A tipe 410

$$\begin{aligned} f &= 15100 && (\text{Brownell, tabel.13-1}) \\ E &= 0.8 && (\text{Double welded butt joint}) \\ C &= 0.0625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$P_{op} = 89.923374 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{des} &= 1.1 \times P_{op} \\ &= 98.9157114 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$r = (1/2)D$$

$$= 27 \text{ in}$$

$$ts = ((P_{desain} \times r) / (f \times E - 0.4P_{desain})) + C$$

$$= 0.284312957 \text{ in}$$

$$\text{Digunakan tebal shell} = 0.31 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2ts$$

$$= 54.625 \text{ in}$$

Standarisasi OD

$$\text{Digunakan OD} = 60 \text{ in} \quad (\text{Table 5.7 p.91 Brownell})$$

$$r = 60 \text{ in}$$

- icr = 3 5/8 in
- e Tebal Tutup Atas dan Bawah**
 Digunakan tutup berbentuk standar dished head

$$t_{ha} = t_{hb} = ((0.885 \times P_{desain} \times r_c) / (fE - 0.1P_{desain})) + C$$

$$= 0.062 \text{ in}$$
 Digunakan tebal tutup atas dan bawah = 1/5 in

$$sf = 2 \text{ in (brownell, tabel 5.6)}$$

$$icr = 4/7 \text{ in}$$
- f Menghitung berat tutup**
 Menghitung diameter blanko untuk ketebalan > 1 in

$$d = OD + (OD/24) + 2sf + (2/3)icr + t$$

$$= 67$$

$$rsteel = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Weight of head} = (\pi/4) \times (d^2 t_{ha}) \times (r/1748)$$

$$= 61.5951423 \text{ lb}$$
- g Menghitung f axial di shell**

$$f_{ap} = P_d \times D / (4 \times (t_s - C))$$

$$= 2158.160976 \text{ psi}$$
- h Tinggi tutup**

$$ha = 0.17 D$$

$$= 10.2 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi kolom total} = ht + hrk + hu + hrku + 2ha$$

$$= 722.4 \text{ in}$$

$$= 60.198 \text{ ft}$$

Spesifikasi		Keterangan
Kode		D-250
Fungsi —		Memisahkan fraksi C4 keatas dan C5 kebawah
Tipe		Tray Absorber
Kapasitas (kg/h)		526.388
Bahan		SA 240 Grade A tipe 410
Jumlah		1
Spesifikasi Plate	Type of tray	Cross flow sieve tray
	Tray spacing	0.47 ft
	Active area	12.08 ft ²
	Hole area	1.59 ft ²
	Downcomer area	1.91 in
	Hole/tower area	0.10
	Hole/active area	0.13
	Hole size	0.19 in
	Weir length	3.83 ft
	Weir height	2.00 in
Spesifikasi Tower	Tray thickness	0.07 in
	Number of tray	38.00
OD		60.00 in

	ID	4.50	ft
Tebal Shell (ts)	0.31	in	
Tebal Tutup Atas (tha)	0.19	in	
Tebal Tutup Bawah (thb)	0.19	in	
Tinggi Total	60.20	ft	

C3. Spesifikasi Alat Transport

1 Inlet Gas Compressor (G-113)

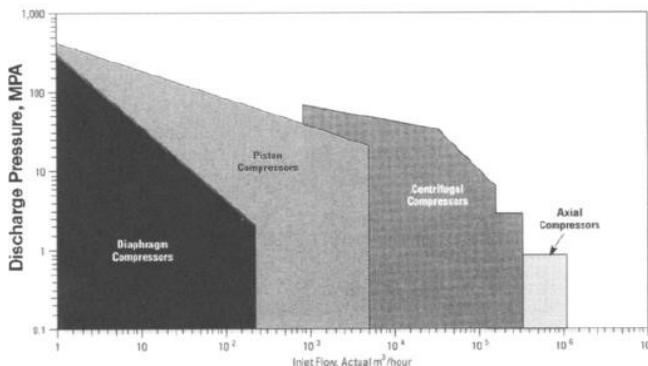
Fungsi: Menaikkan tekanan gas untuk melewati pipa penghubung FPSO dan daratan

Tipe: Centrifugal Compressor

Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts)	=	40.00 °C	=	104.00 °F
Suhu Keluar (Td)	=	63.70 °C	=	146.66 °F
Tekanan Masuk (Ps)	=	16.18 bar	=	234.74 psia
		1.618 MPa		
Tekanan Keluar (Pd)	=	21.14 bar	=	306.69 psia
		2.114 MPa		
Rate Massa	=	721494.98 kg/hr		
Rate Mol	=	34177.44 kmol/hr		
Massa Jenis	=	13.69 kg/m³		
Rate Volume	=	52692.25 m³/hr	=	14.64 m³/s

Menentukan Tipe Kompresor



Dari figure 12-1B (Ludwig Vol 3) dapat diketahui dengan

Inlet Flow = 52692.249 m³/hr

Maka digunakan kompresor bertipe = Centrifugal Compressor

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[n]{\frac{P_{out}}{P_{in}}}$$

Robinsmith (13.66)

$$\begin{aligned}
 \text{Overall Stages} & \\
 N &= 1 \text{ stages} & (\text{digunakan 1 stage}) \\
 r &= 1.30655
 \end{aligned}$$

Table 12-1
General Compression and Vacuum Limits

Compressor Type	Approx. Max. Commercially Used Disch. Press., psia	Approx. Max. Compression Ratio per Stage	Approx. Max. Compression Ratio per Case or Machine
Reciprocating	35,000–50,000	10	as required
Centrifugal	3,000– 5,000	3–4.5	8–10
Rotary displacement	100– 130	4	4
Axial flow	80– 130	1.2–1.5	5–6.5

Vacuum Pump Type	Approx. Suction Pressure Attainable, mm Hg abs
Centrifugal	6
Reciprocating	0.3
Steam jet ejector	0.05
Rotary displacement	10 ⁻⁵
Oil diffusion	10 ⁻⁷ (or 10 ⁻⁴ micron)
Mercury or oil diffusion plus rotary	less than 10 ⁻⁷

Used by permission and compiled in part from: Dobrowolski, Z. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 181, ©1956 and Des Jardins, P. R. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 178, ©1956. McGraw-Hill, Inc. All rights reserved.

$$\begin{array}{lll}
 \text{Dari hasil perhitungan di dapat Rasio Kompresi} & = & 1.3066 \\
 \text{Menurut tabel 12.1 (Ludwig vol 3), maka jumlah stage yang memenuhi} & = & 1
 \end{array}$$

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \frac{P_4}{P_3} = \dots = r \quad (B.45)$$

where r = compression ratio

Since

$$\left(\frac{P_2}{P_1} \right) = \left(\frac{P_3}{P_2} \right) = \left(\frac{P_4}{P_3} \right) = \dots = r^N = \frac{P_{N+1}}{P_1} \quad (B.46)$$

Persamaan ratio kompresi (Robin Smith)

1st stage	Suction	Ps	=	234.74	psi
	Discharge	Pd	=	306.69	psi
		Rc	=	1.31	

Pemilihan Material berdasarkan tabel 12-8A (Ludwig vol 3)

Table 12-8F
**Typical Materials of Construction for Selected
Centrifugal Applications**

Service	Air	Refrigeration at -175°F	Hydrogen Reforming	Wet Gas	Toxic and Corrosive Gases	Coke Oven
*CASING	Cast iron	Cast Ni-steel	Forged steel	Cast iron or cast steel	Cast iron, cast steel, or cast stainless steel	Cast iron
IMPELLERS	Alloy steel	Alloy steel or nickel steel	Alloy steel	Alloy steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel
SHAFT	Alloy steel	Nickel steel	Alloy steel	Alloy steel	Alloy steel or stainless steel	Carbon steel
IMPELLER SPACERS	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel or	Carbon steel or	Carbon steel or

BALANCING DRUM	Carbon steel	or nickel steel	Carbon steel	stainless steel	stainless steel	stainless steel
INTERSTAGE LABYRINTHS	Aluminum	Carbon steel or nickel steel	Aluminum	Carbon steel	Carbon steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel
DIAPHRAGMS AND GUIDE VANES	Cast iron	Cast iron or cast Ni-iron	Cast iron	Cast iron	Aluminum, bronze, teflon or stainless steel	Aluminum or stainless steel
SHAFT SEAL TYPE	Labyrinth with bleed-down for higher pressures	Mechanical oil with automatic positive shut-off seal	Mechanical oil or liquid film	Mechanical oil with sweet gas injection or labyrinth with gas ejectors	Mechanical oil or labyrinth with sweet gas injection or dry carbon rings	Labyrinth with steam injection and automatic shut-off device
						Cast iron

*Nodular ASTM A-338 casings may be furnished where service permits.

Used by permission: Bul. P-1A, ©1966. Elliott® Company.

Table 12-8E
Materials for Usual Construction of Components
for Process Type Gas Applications

Gas	Casing	Impeller	Diaphragm	Shaft	Notes
Acetic acid	Titanium	Titanium	Titanium	C.S.	
Ammonia	316 S.S.	Inconel	316 S.S.	C.S.	
Wet carbon dioxide	316 S.S.	17-4PH	316 S.S.	C.S.	
Wet chlorine	Titanium	Titanium	Titanium	C.S.	
Cyanogen chloride	Hastelloy	Hastelloy	Hastelloy	C.S.	
Dry hydrogen chloride	C.S.	Inconel	C.S.	C.S.	Temp. ≤ 400°F
Wet hydrogen chloride	Hastelloy	Hastelloy	Hastelloy	C.S.	
Hydrogen fluoride	316 S.S.	316 S.S.	316 S.S.	C.S.	Temp. ≤ 480°F
Dry hydrogen sulfide	C.S.	17-4PH	316 S.S.	C.S.	
Wet hydrogen sulfide	316 S.S.	Titanium	316 S.S.	C.S.	
Nitric acid	316 S.S.	316 S.S.	316 S.S.	C.S.	
Dry phosgene	C.S.	Inconel	C.S.	C.S.	
Wet phosgene	Hastelloy	Hastelloy	Hastelloy	C.S.	
Polyvinyl chloride monomer	C.S.	Titanium	C.S.	C.S.	
Sulfuric acid	316 S.S.	316 S.S.	316 S.S.	C.S.	
Wet sulfur dioxide	316 S.S.	316 S.S.	316 S.S.	C.S.	

Used by permission: Rehrig, P. *Hydrocarbon Processing* V. 60, No. 10, p. 137, ©1981, Gulf Publishing Company, Houston, Texas. All rights reserved.

Dari Aspen HYSYS 11.0 Peng-Robinson

$$\gamma = 1.313$$

$$\eta_p = 0.757$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (13.60)}$$

$$n = 1.460$$

b. Brake Horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} x \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} x \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (13.67)}$$

$$W = 8728608.528 \quad \text{Watt}$$

$$= 8728.608528 \quad \text{kW}$$

$$\text{BHP} = 11875.65786 \quad \text{Hp}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-113
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan gas untuk melewati pipa penghubung FPSO dan daratan
Jumlah stage	1
Casing	316 S.S.
Shaft	C.S.
Impeller	Titanium
Diphram	316 S.S.

Kondisi operasi	Psuction :	16.18 bar	Tsuction :	40.0 °C
	Pdischarge :	21.14 bar	Tdischarge :	63.7 °C
Kapasitas (Kg/h)	721494.98			
r	1.31			
Efisiensi	0.76			
Power (kW)	8728.61			

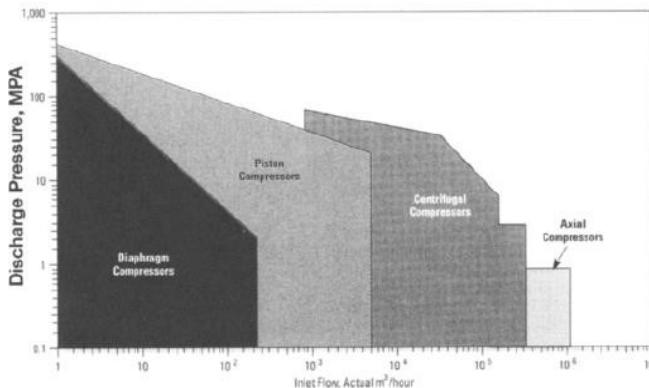
2 Regen Gas Compressor (G-225)

Fungsi: Menaikkan tekanan gas hasil regenerasi kembali ke aliran gas utama
 Tipe: Centrifugal Compressor

Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts)	=	35.00 °C	=	95.00 °F
Suhu Keluar (Td)	=	46.70 °C	=	116.06 °F
Tekanan Masuk (Ps)	=	14.16 bar	=	205.43 psia
		1.416 MPa		
Tekanan Keluar (Pd)	=	16.18 bar	=	234.74 psia
		1.618 MPa		
Rate Massa	=	421768.88 kg/hr		
Rate Mol	=	22852.11 kmol/hr		
Massa Jenis	=	10.64 kg/m³		
Rate Volume	=	39652.46 m³/hr	=	11.01 m³/s

Menentukan Tipe Kompresor



Dari figure 12-1B (Ludwig Vol 3) dapat diketahui dengan
 Inlet Flow = 39652.457 m³/hr
 Maka digunakan kompresor bertipe = Centrifugal Compressor

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_{out}}{P_{in}}}$$

Robinsmith (13.66)

Overall Stages

$$\begin{aligned} N &= 1 \text{ stages} && (\text{digunakan 1 stage}) \\ r &= 1.14266 \end{aligned}$$

Table 12-1
General Compression and Vacuum Limits

Compressor Type	Approx. Max. Commercially Used Disch. Press., psia	Approx. Max. Compression Ratio per Stage	Approx. Max. Compression Ratio per Case or Machine
Reciprocating	35,000–50,000	10	as required
Centrifugal	3,000– 5,000	3–4.5	8–10
Rotary displacement	100– 130	4	4
Axial flow	80– 130	1.2–1.5	5–6.5

Vacuum Pump Type	Approx. Suction Pressure Attainable, mm Hg abs
Centrifugal	6
Reciprocating	0.3
Steam jet ejector	0.05
Rotary displacement	10^{-5}
Oil diffusion	10^{-7} (or 10^{-4} micron)
Mercury or oil diffusion plus rotary	less than 10^{-7}

Used by permission and compiled in part from: Dobrowolski, Z. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 181, ©1956 and Des Jardins, P. R. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 178, ©1956.

Dari h McGraw-Hill, Inc. All rights reserved. = 1.1427
Menurut tabel 12.1 (Ludwig vol 3), maka jumlah stage yang memenuhi = 1

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \frac{P_4}{P_3} = \dots = r \quad (\text{B.45})$$

where r = compression ratio

Since

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = \left(\frac{P_3}{P_2}\right) = \left(\frac{P_4}{P_3}\right) = \dots = r^N = \frac{P_{N+1}}{P_1} \quad (\text{B.46})$$

Persamaan ratio kompresi (Robin Smith)

1st stage	Suction	Ps	=	205.43	psi
	Discharge	Pd	=	234.74	psi
		Rc	=	1.14	

Pemilihan Material berdasarkan tabel 12-8A (Ludwig vol 3)

Table 12-8A
General Material Specifications
for Noncorrosive Applications

Also See Tables 12-8B-F

Part	Material
Casing (low pressure) (high pressure)	Cast semi-steel or cast steel Cast steel or forged steel
Shaft	Carbon steel (AISI-C1045), 18-8 stainless, or alloy steel forging AISI 4340.
Impeller* (discs, covers, blades)	Forging: SAE 1040, 1045, ASTM A-294 B-4, 18-8 stainless or AISI 4130, 316 SS.
Rivets	Forged AISI Type 410, or as previously listed.
Diaphragms (uncooled) (cooled)	Cast iron, ASTM-A48-CI 30 Cast iron, ASTM-A48-CI 30
Inlet guide vanes	Cast iron, ASTM-A48-CI 30
Shaft sleeves	Steel AISI-1010, or alloy steel, 316 SS
Labyrinths (internal) (shaft)	Aluminum, lead (ASTM-B-23 gr. 8 high lead), bronze Aluminum, lead (ASTM-B-23 gr. 8 high lead), bronze
Seals, ⁴ rotating face	Bronze, carbon as required, tungsten carbide
Mechanical seals	316-Carbon
Bearings (journal, precision faced thrust)	Steel-backed, babbitt-faced, ASTM B-23 gr. 3 high tin as recommended by manufacturer.
Thrust balancing disc	Steel, AISI-1023, or ASTM-A-294 gr. B forging.
*For tip speed of 1,100 fps	Titanium
*For high pressure	17-4 Ph SS

Dari Aspen HYSYS 11.0 Peng-Robinson

$$\gamma = 1.310$$

$$\eta_p = 0.754$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (13.60)}$$

$$n = 1.457$$

b. Brake Horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} x \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} x \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (13.67)}$$

$$W = 2818631.771 \quad \text{Watt}$$

$$= 2818.631771 \quad \text{kW}$$

$$\text{BHP} = 3834.873158 \quad \text{Hp}$$

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-225
Type	Centrifugal Compressor
Fungsi	Menaikkan tekanan gas hasil regenerasi kembali ke aliran gas utama
Jumlah stage	1
Casing	Cast Steel
Shaft	C.S.
Impeller	316 S.S.
Diphram	Cast Iron
Kondisi operasi	Psuction : 14.16 bar Tsuction : 35.0 °C Pdischarge : 16.18 bar Tdischarge : 46.7 °C
Kapasitas (Kg/h)	421768.88
r	1.14
Efisiensi	0.75
Power (kW)	2818.63

3 LP Propane Compressor (G-233)

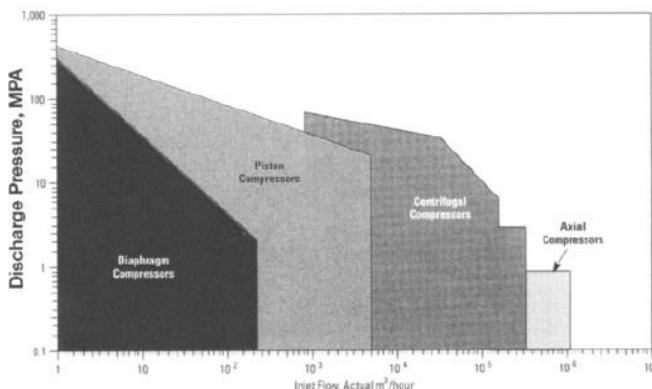
Fungsi: Menaikkan tekanan gas refrigeran propana

Tipe: Centrifugal Compressor

Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts)	=	-37.50 °C	=	-35.50 °F
Suhu Keluar (Td)	=	-2.20 °C	=	28.04 °F
Tekanan Masuk (Ps)	=	1.24 bar	=	17.99 psia
		0.124 MPa		
Tekanan Keluar (Pd)	=	2.83 bar	=	41.06 psia
		0.283 MPa		
Rate Massa	=	642101.8 kg/hr		
Rate Mol	=	14561.12 kmol/hr		
Massa Jenis	=	2.91 kg/m³		
Rate Volume	=	220965.02 m³/hr	=	61.38 m³/s

Menentukan Tipe Kompresor



Dari figure 12-1B (Ludwig Vol 3) dapat diketahui dengan

Inlet Flow = 220965.024 m³/hr
Maka digunakan kompresor bertipe = Centrifugal Compressor

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \text{Robinsmith (13.66)}$$

Overall Stages

$$\begin{aligned} N &= 1 \text{ stages} && \text{(digunakan 1 stage)} \\ r &= 2.28226 \end{aligned}$$

Table 12-1

General Compression and Vacuum Limits

Compressor Type	Approx. Max. Commercially Used Disch. Press., psia	Approx. Max. Compression Ratio per Stage	Approx. Max. Compression Ratio per Case or Machine
Reciprocating	35,000–50,000	10	as required
Centrifugal	3,000– 5,000	3–4.5	8–10
Rotary displacement	100– 130	4	4
Axial flow	80– 130	1.2–1.5	5–6.5

Vacuum Pump Type	Approx. Suction Pressure Attainable, mm Hg abs
Centrifugal	6
Reciprocating	0.3
Steam jet ejector	0.05
Rotary displacement	10^{-5}
Oil diffusion	10^{-7} (or 10^{-4} micron)
Mercury or oil diffusion plus rotary	less than 10^{-7}

Used by permission and compiled in part from: Dobrowolski, Z. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 181, ©1956 and Des Jardins, P. R. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 178, ©1956.

Dari h----- = 2.2823
Menurut tabel 12.1 (Ludwig vol 3), maka jumlah stage yang memenuhi = 1

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \frac{P_4}{P_3} = \dots = r \quad (B.45)$$

where r = compression ratio

Since

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = \left(\frac{P_3}{P_2}\right) = \left(\frac{P_4}{P_3}\right) = \dots = r^N = \frac{P_{N+1}}{P_1} \quad (B.46)$$

1st stage	Suction	Ps	=	17.99	psi
	Discharge	Pd	=	41.06	psi
		Rc	=	2.28	

Persamaan ratio kompresi (Robin Smith)

Pemilihan Material berdasarkan tabel 12-8A (Ludwig vol 3)

Table 12-8F
Typical Materials of Construction for Selected Centrifugal Applications

Service	Air	Refrigeration at -175°F	Hydrogen Reforming	Wet Gas	Toxic and Corrosive Gases	Coke Oven
*CASING	Cast iron	Cast Ni-steel	Forged steel	Cast iron or cast steel	Cast iron, cast steel, or cast stainless steel	Cast iron
IMPELLERS	Alloy steel	Alloy steel or nickel steel	Alloy steel	Alloy steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel
SHAFT	Alloy steel	Nickel steel	Alloy steel	Alloy steel	Alloy steel or stainless steel	Carbon steel
IMPELLER SPACERS	Carbon steel	Carbon steel or nickel steel	Carbon steel	Carbon steel or stainless steel	Carbon steel or stainless steel	Carbon steel or stainless steel
BALANCING DRUM	Carbon steel	Carbon steel or nickel steel	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel
INTERSTAGE LABYRINTHES	Aluminum	Aluminum	Aluminum	Aluminum	Aluminum, bronze, teflon or stainless steel	Aluminum or stainless steel
DIAPHRAGMS AND GUIDE VANES	Cast iron	Cast iron or cast Ni-iron	Cast iron	Cast iron	Cast iron	Cast iron
SHAFT SEAL TYPE	Labyrinth with bleed-down for higher	Mechanical oil with automatic reverse shutoff	Mechanical oil or liquid film	Mechanical oil with sweet gas injection or	Mechanical oil or labyrinth with sweet gas injection or dry carbon	Labyrinth with steam injection and automatic clutch device

for higher pressures	positive shaft seal	injection or labyrinth with gas ejectors	injection or dry carbon rings	shim coil sleeve
----------------------	---------------------	--	-------------------------------	------------------

*Nodular ASTM A-338 casings may be furnished where service permits.

Used by permission: Bul. P-1A, ©1996, Elliott® Company.

Dari Aspen HYSYS 11.0 Peng-Robinson

$$\gamma = 1.172$$

$$\eta_p = 0.763$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (13.60)}$$

$$n = 1.239$$

b. Brake Horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} x \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} x \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (13.67)}$$

$$W = 8920826.145 \quad \text{Watt}$$

$$= 8920.826145 \quad \text{kW}$$

$$\text{BHP} = 12137.17843 \quad \text{Hp}$$

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	G-233		
Type	Centrifugal Compressor		
Fungsi	Menaikkan tekanan gas refrigeran propana		
Jumlah stage	1		
Casing	Cast Ni-steel		
Shaft	Nickel Steel		
Impeller	Nickel Steel		
Diphramg	Cast iron		
Kondisi operasi	Psuction :	1.24 bar	Tsuction : -37.5 °C
	Pdischarge :	2.83 bar	Tdischarge : -2.2 °C
Kapasitas (Kg/h)	642101.75		
r	2.28		
Efisiensi	0.76		
Power (kW)	8920.83		

4 MP Propane Compressor (G-236)

Fungsi: Menaikkan tekanan gas refrigeran propana

Tipe: Centrifugal Compressor

Kondisi Operasi

$$\text{Suhu Masuk (Ts)} = -9.00 \text{ °C} = 15.80 \text{ °F}$$

$$\text{Suhu Keluar (Td)} = 25.20 \text{ °C} = 77.36 \text{ °F}$$

$$\text{Tekanan Masuk (Ps)} = 2.83 \text{ bar} = 41.06 \text{ psia}$$

$$0.283 \text{ MPa}$$

$$\text{Tekanan Keluar (Pd)} = 6.14 \text{ bar} = 89.08 \text{ psia}$$

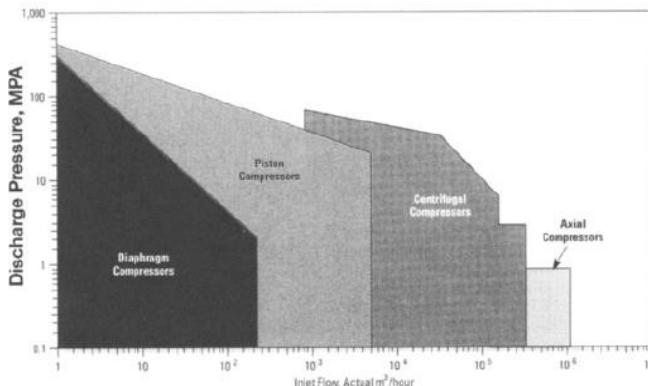
$$0.614 \text{ MPa}$$

$$\text{Rate Massa} = 1490305.58 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Rate Mol} = 33796.08 \text{ kmol/hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Jenis} &= 6.11 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Rate Volume} &= 243871.83 \text{ m}^3/\text{hr} = 67.74 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menentukan Tipe Kompresor



Dari figure 12-1B (Ludwig Vol 3) dapat diketahui dengan

Inlet Flow = 243871.830 m³/hr
Maka digunakan kompresor bertipe = Centrifugal Compressor

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[n]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \text{Robinsmith (13.66)}$$

Overall Stages

$$\begin{aligned} N &= 1 \text{ stages} && \text{(digunakan 1 stage)} \\ r &= 2.16961 \end{aligned}$$

Table 12-1
General Compression and Vacuum Limits

Compressor Type	Approx. Max. Commercially Used Disch. Press., psia	Approx. Max. Compression Ratio per Stage	Approx. Max. Compression Ratio per Case or Machine
Reciprocating	35,000–50,000	10	as required
Centrifugal	3,000– 5,000	3–4.5	8–10
Rotary displacement	100– 130	4	4
Axial flow	80– 130	1.2–1.5	5–6.5

Vacuum Pump Type

Approx. Suction Pressure

Attainable, mm Hg abs	
Centrifugal	6
Reciprocating	0.3
Steam jet ejector	0.05
Rotary displacement	10^{-5}
Oil diffusion	10^{-7} (or 10^{-4} micron)
Mercury or oil diffusion plus rotary	less than 10^{-7}

Used by permission and compiled in part from: Dobrowolski, Z. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 181, ©1956 and Des Jardins, P. R. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 178, ©1956. McGraw-Hill, Inc. All rights reserved.

Dari hasil perhitungan diatas rasio kompresi = 2.1696
Menurut tabel 12.1 (Ludwig vol 3), maka jumlah stage yang memenuhi = 1

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \frac{P_4}{P_3} = \dots = r \quad (\text{B.45})$$

where r = compression ratio

Since

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = \left(\frac{P_3}{P_2}\right) = \left(\frac{P_4}{P_3}\right) = \dots = r^N = \frac{P_{N+1}}{P_1} \quad (\text{B.46})$$

1st stage	Suction	Ps	=	41.06	psi
	Discharge	Pd	=	89.08	psi
		Rc	=	2.17	

Persamaan ratio kompresi (Robin Smith)

Pemilihan Material berdasarkan tabel 12-8A (Ludwig vol 3)

Table 12-8F
Typical Materials of Construction for Selected
Centrifugal Applications

Service	Air	Refrigeration at -175°F	Hydrogen Reforming	Wet Gas	Toxic and Corrosive Gases	Coke Oven
*CASING	Cast iron	Cast Ni-steel	Forged steel	Cast iron or cast steel	Cast iron, cast steel, or cast stainless steel	Cast iron
IMPELLERS	Alloy steel	Alloy steel or nickel steel	Alloy steel	Alloy steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel
SHAFT	Alloy steel	Nickel steel	Alloy steel	Alloy steel	Alloy steel or stainless steel	Carbon steel
IMPELLER SPACERS	Carbon steel	Carbon steel or nickel steel	Carbon steel	Carbon steel or stainless steel	Carbon steel or stainless steel	Carbon steel or stainless steel
BALANCING DRUM	Carbon steel	Carbon steel or nickel steel	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel
INTERSTAGE LABYRINTHES	Aluminum	Aluminum	Aluminum	Aluminum	Aluminum, bronze, teflon or stainless steel	Aluminum or stainless steel
DIAPHRAGMS AND GUIDE VANES	Cast iron	Cast iron or cast Ni-iron	Cast iron	Cast iron	Cast iron	Cast iron
SHAFT SEAL TYPE	Labyrinth with bleed-down for higher pressures	Mechanical oil with automatic positive shut-off seal	Mechanical oil or liquid film	Mechanical oil with sweet gas injection or labyrinth with gas ejectors	Mechanical oil or labyrinth with sweet gas injection or dry carbon rings	Labyrinth with steam injection and automatic shut-off device

*Nodular ASTM A-338 casings may be furnished where service permits.

Used by permission: Bul. P-11A, ©1966: Elliott® Company.

Dari Aspen HYSYS 11.0 Peng-Robinson

$$\gamma = 1.174$$

$$\eta_p = 0.762$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (13.60)}$$

$$n = 1.241$$

b. Brake Horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} x \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta p} x \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (13.67)}$$

W	=	21021414.37	Watt
	=	21021.41437	kW
BHP	=	28600.56377	Hp

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	G-236			
Type	Centrifugal Compressor			
Fungsi	Menaikkan tekanan gas refrigeran propana			
Jumlah stage	1			
Casing	Cast Ni-steel			
Shaft	Nickel Steel			
Impeller	Nickel Steel			
Diphram	Cast iron			
Kondisi operasi	Psuction : Pdischarge :	2.83 bar 6.14 bar	Tsuction : Tdischarge :	-9.0 °C 25.2 °C
Kapasitas (Kg/h)	1490305.58			
r	2.17			
Efisiensi	0.76			
Power (kW)	21021.41			

5 HP Propane Compressor (G-239)

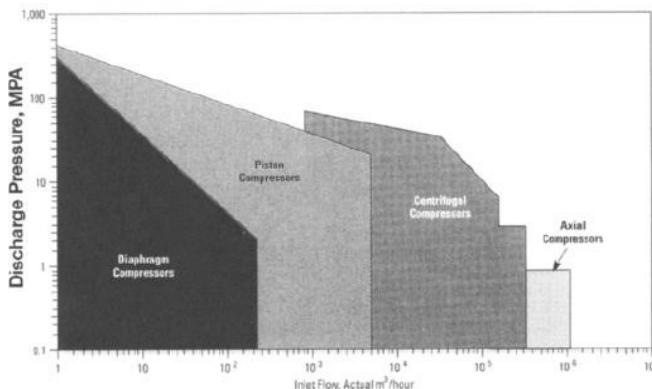
Fungsi: Menaikkan tekanan gas refrigeran propana

Tipe: Centrifugal Compressor

Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts)	=	19.00 °C	=	66.20 °F
Suhu Keluar (Td)	=	55.10 °C	=	131.18 °F
Tekanan Masuk (Ps)	=	6.14 bar	=	89.08 psia
		0.614 MPa		
Tekanan Keluar (Pd)	=	13.17 bar	=	191.07 psia
		1.317 MPa		
Rate Massa	=	2400272.16 kg/hr		
Rate Mol	=	54431.64 kmol/hr		
Massa Jenis	=	12.59 kg/m³		
Rate Volume	=	190608.97 m³/hr	=	52.95 m³/s

Menentukan Tipe Kompresor



Dari figure 12-1B (Ludwig Vol 3) dapat diketahui dengan

Inlet Flow = 190608.965 m³/hr
 Maka digunakan kompresor bertipe = Centrifugal Compressor

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[n]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \text{Robinsmith (13.66)}$$

Overall Stages

$$\begin{aligned} N &= 1 \text{ stages} && \text{(digunakan 1 stage)} \\ r &= 2.14495 \end{aligned}$$

Table 12-1
 General Compression and Vacuum Limits

I Compressor Type	Approx. Max. Commercially Used Disch. Press., psia	Approx. Max. Compression Ratio per Stage	Approx. Max. Compression Ratio per Case or Machine
Reciprocating	35,000–50,000	10	as required
Centrifugal	3,000–5,000	3–4.5	8–10
Rotary displacement	100–130	4	4
Axial flow	80–130	1.2–1.5	5–6.5

Vacuum Pump Type	Approx. Suction Pressure Attainable, mm Hg abs
Centrifugal	6
Reciprocating	0.3
Steam jet ejector	0.05

Rotary displacement	10^{-5}
Oil diffusion	10^{-7} (or 10^{-4} micron)
Mercury or oil diffusion plus rotary	less than 10^{-7}

Used by permission and compiled in part from: Dobrowolski, Z. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 181, ©1956 and Des Jardins, P. R. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 178, ©1956.

Dari h McGraw-Hill, Inc. All rights reserved. = 2.145
Menurut tabel 12.1 (Ludwig vol 3), maka jumlah stage yang memenuhi = 1

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \frac{P_4}{P_3} = \dots = r \quad (B.45)$$

where r = compression ratio
Since
 $\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = \left(\frac{P_3}{P_2}\right) = \left(\frac{P_4}{P_3}\right) \dots = r^N = \frac{P_{N+1}}{P_1} \quad (B.46)$

1st stage	Suction	Ps	=	89.08	psi
	Discharge	Pd	=	191.07	psi
		Rc	=	2.14	

Persamaan ratio kompresi (Robin Smith)

Pemilihan Material berdasarkan tabel 12-8A (Ludwig vol 3)

Table 12-8F
Typical Materials of Construction for Selected
Centrifugal Applications

Service	Air	Refrigeration at -175°F	Hydrogen Reforming	Wet Gas	Toxic and Corrosive Gases	Coke Oven
*CASING	Cast iron	Cast Ni-steel	Forged steel	Cast iron or cast steel	Cast iron, cast steel, or cast stainless steel	Cast iron
IMPELLERS	Alloy steel	Alloy steel or nickel steel	Alloy steel	Alloy steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel
SHAFT	Alloy steel	Nickel steel	Alloy steel	Alloy steel	Alloy steel or stainless steel	Carbon steel
IMPELLER SPACERS	Carbon steel	Carbon steel or nickel steel	Carbon steel	Carbon steel or stainless steel	Carbon steel or stainless steel	Carbon steel or stainless steel
BALANCING DRUM	Carbon steel	Carbon steel or nickel steel	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel
INTERSTAGE LABYRINTHS	Aluminum	Aluminum	Aluminum	Aluminum	Aluminum, bronze, teflon or stainless steel	Aluminum or stainless steel
DIAPHRAGMS AND GUIDE VANES	Cast iron	Cast iron or cast Ni-iron	Cast iron	Cast iron	Cast iron	Cast iron
SHAFT SEAL TYPE	Labyrinth with bleed-down for higher pressures	Mechanical oil with automatic positive shut-off seal	Mechanical oil or liquid film	Mechanical oil with sweet gas injection or labyrinth with gas ejectors	Mechanical oil or labyrinth with sweet gas injection or dry carbon rings	Labyrinth with steam injection and automatic shut-off device

*Nodular ASTM A-338 casings may be furnished where service permits.

Used by permission: Bul. P-1A, ©1996, Elliott® Company.

Dari Aspen HYSYS 11.0 Peng-Robinson

$$\begin{aligned} \gamma &= 1.191 \\ \eta_p &= 0.763 \end{aligned}$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (13.60)}$$

$$n = 1.267$$

b. Brake Horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} x \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} x \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (13.67)}$$

$$\begin{aligned}
 W &= 35274525.09 && \text{Watt} \\
 &= 35274.52509 && \text{kW} \\
 \text{BHP} &= 47992.55114 && \text{Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	G-239		
Type	Centrifugal Compressor		
Fungsi	Menaikkan tekanan gas refrigeran propana		
Jumlah stage	1		
Casing	Cast Ni-steel		
Shaft	Nickel Steel		
Impeller	Nickel Steel		
Diphram	Cast iron		
Kondisi operasi	Psuction :	6.14 bar	Tsuction : 19.0 °C
	Pdischarge :	13.17 bar	Tdischarge : 55.1 °C
Kapasitas (Kg/h)	2400272.16		
r	2.14		
Efisiensi	0.76		
Power (kW)	35274.53		

6 Mixed Refrigerant Compressor (G-261, G-263, G-265)

Fungsi: Menaikkan tekanan gas refrigeran mixed refrigerant

Tipe: Centrifugal Compressor

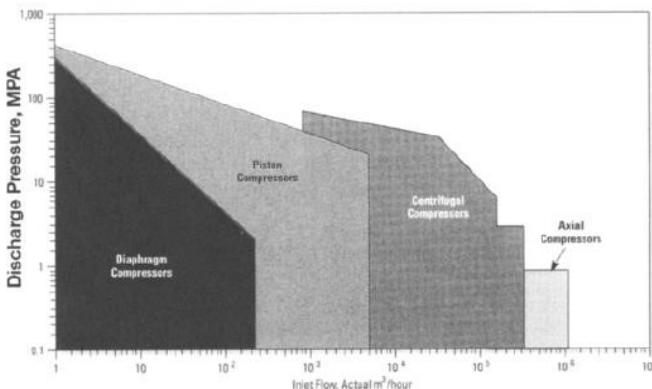
Kondisi Operasi

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu Masuk (Ts)} &= -23.30 \text{ °C} & = & -9.94 \text{ °F} \\
 \text{Suhu Keluar (Td)} &= 101.10 \text{ °C} & = & 213.98 \text{ °F} \\
 \text{Tekanan Masuk (Ps)} &= 4.65 \text{ bar} & = & 67.46 \text{ psia} \\
 &&& 0.465 \text{ MPa} \\
 \text{Tekanan Keluar (Pd)} &= 51.43 \text{ bar} & = & 746.13 \text{ psia} \\
 &&& 5.143 \text{ MPa} \\
 \text{Rate Massa} &= 2877201.70 \text{ kg/hr} \\
 \text{Rate Mol} &= 113399.26 \text{ kmol/hr} \\
 \text{Massa Jenis} &= 5.90 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Rate Volume} &= 487461.45 \text{ m}^3/\text{hr} & = & 135.41 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dari figure 12-1B (Ludwig Vol 3) dapat diketahui dengan

$$\begin{aligned}
 \text{Inlet Flow} &= 487461.449 \text{ m}^3/\text{hr} \\
 \text{Maka digunakan kompresor bertipe} &= \text{Centrifugal Compressor}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tipe Kompresor



Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \text{Robinsmith (13.66)}$$

Overall Stages

$$\begin{aligned} N &= 3 \text{ stages} && (\text{digunakan 1 stage}) \\ r &= 2.22803 \end{aligned}$$

Table 12-1
General Compression and Vacuum Limits

Compressor Type	Approx. Max. Commercially Used Disch. Press., psia	Approx. Max. Compression Ratio per Stage	Approx. Max. Compression Ratio per Case or Machine
Reciprocating	35,000–50,000	10	as required
Centrifugal	3,000– 5,000	3–4.5	8–10
Rotary displacement	100– 130	4	4
Axial flow	80– 130	1.2–1.5	5–6.5

Vacuum Pump Type	Approx. Suction Pressure Attainable, mm Hg abs
Centrifugal	6
Reciprocating	0.3
Steam jet ejector	0.05
Rotary displacement	10^{-5}
Oil diffusion	10^{-7} (or 10^{-4} micron)
Mercury or oil diffusion plus rotary	less than 10^{-7}

Used by permission and compiled in part from: Dobrowolski, Z. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 181, ©1956 and Des Jardins, P. R. *Chemical Engineering*, V. 63, p. 178, ©1956.

Dari h McGraw-Hill, Inc. All rights reserved.
Menurut tabel 12.1 (Ludwig vol 3), maka jumlah stage yang memenuhi = 3

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \frac{P_4}{P_3} = \dots = r \quad (\text{B.45})$$

where r = compression ratio

Since

$$\left(\frac{P_1}{P_2}\right) = \left(\frac{P_1}{P_3}\right) = \left(\frac{P_4}{P_3}\right) \dots = r^N = \frac{P_{N+1}}{P_1} \quad (\text{B.46})$$

	Suction	Ps	=	67.46	psi
1st stage	Discharge	Pd	=	151.31	psi
		Rc	=	2.24	
2nd stage	Suction	Ps	=	150.31	psi
	Discharge	Pd	=	335.89	psi
		Rc	=	2.23	
3rd stage	Suction	Ps	=	334.89	psi
	Discharge	Pd	=	746.13	psi
		Rc	=	2.23	

Persamaan ratio kompresi (Robin Smith)

Pressure drop HE untuk gas sebesar 1 psi

Pemilihan Material berdasarkan tabel 12-8A (Ludwig vol 3)

Table 12-8F
Typical Materials of Construction for Selected
Centrifugal Applications

Service	Air	Refrigeration at -175°F	Hydrogen Reforming	Wet Gas	Toxic and Corrosive Gases	Coke Oven
*CASING	Cast iron	Cast Ni-steel	Forged steel	Cast iron or cast steel	Cast iron, cast steel, or cast stainless steel	Cast iron
IMPELLERS	Alloy steel	Alloy steel or nickel steel	Alloy steel	Alloy steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel
SHAFT	Alloy steel	Nickel steel	Alloy steel	Alloy steel	Alloy steel or stainless steel	Carbon steel
IMPELLER SPACERS	Carbon steel	Carbon steel or nickel steel	Carbon steel	Carbon steel or stainless steel	Carbon steel or stainless steel	Carbon steel or stainless steel
BALANCING DRUM	Carbon steel	Carbon steel or nickel steel	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel or stainless steel	Alloy steel or stainless steel
INTERSTAGE LABYRINTHES	Aluminum	Aluminum	Aluminum	Aluminum	Aluminum, bronze, teflon or stainless steel	Aluminum or stainless steel
DIAPHRAGMS AND GUIDE VANES	Cast iron	Cast iron or cast Ni-iron	Cast iron	Cast iron	Cast iron	Cast iron
SHAFT SEAL TYPE	Labyrinth with bleed-down for higher pressures	Mechanical oil with automatic positive shut-off seal	Mechanical oil or liquid film	Mechanical oil with sweet gas injection or labyrinth with gas ejectors	Mechanical oil or labyrinth with sweet gas injection or dry carbon rings	Labyrinth with steam injection and automatic shut-off device

*Nodular ASTM A-338 casings may be furnished where service permits.

Used by permission: Bul. P-11A, ©1966, Elliott® Company.

Dari Aspen HYSYS 11.0 Peng-Robinson

$$\begin{aligned} Y &= 1.286 \\ \eta_p &= 0.768 \end{aligned}$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (13.60)}$$

$$n = 1.408$$

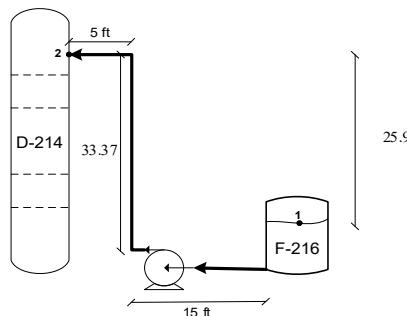
b. Brake Horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} x \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta p} x \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (13.67)}$$

W	=	221827909.9	Watt
=		221827.9099	kW
BHP	=	301806.6801	Hp

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	G-261, G-263, G-265	
Type	Centrifugal Compressor	
Fungsi	Menaikkan tekanan gas refrigeran mixed refrigerant	
Jumlah stage	3	
Casing	Cast Ni-steel	
Shaft	Nickel Steel	
Impeller	Nickel Steel	
Diphram	Cast iron	
Kondisi operasi	Psuction :	4.65 bar Tsuction : -23.3 °C
	Pdischarge :	51.43 bar Tdischarge : 101.1 °C
Kapasitas (Kg/h)	2877201.70	
r	2.23	
Efisiensi	0.77	
Power (kW)	221827.91	

7 Amine Regenerator Pump (L-217)



Fungsi : Memompa fluida dari Reflux Drum ke Amine Regenerator

Tipe : Centrifugal

Kondisi operasi

Suhu	:	48.89	°C
Tekanan awal	:	33.70	psia
Tekanan kolom	:	33.70	psia

$$\text{Mass rate fluida} = 89,744.8 \text{ kg/jam}$$

Perhitungan 1

Rate mass fluida	=	24.93 kg/s
	=	54.96 lbm/s
Densitas larutan	=	986.64 kg/m ³
	=	61.59 lbm/ft ³
Viskositas Larutan	=	0.5677 cp
	=	0.00057 kg/m.s
	=	0.00038 lbm/ft.s
Rate Volumetrik	=	0.0253 m ³ /s
	=	0.892 ft ³ /s

Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi : Aliran Turbulen ($Nre > 2100$)

$$D_{i \text{ optimum}} = 0.363 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 12-15, Timmerhaus, hal 501})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Qf &= 0.0253 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0.892 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan} &= 986.64 \text{ kg/m}^3 \\ &= 61.594 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 0.17 \text{ m} \\ &= 6.69 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil pipa dengan diameter = 8 (Table 11 Kern, Process Heat Transfer)

$$\begin{aligned} ID &= 7.98 \text{ in} \\ &= 0.665 \text{ ft} \\ &= 0.2027 \text{ m} \\ A &= 0.3472 \text{ ft}^2 \\ &= 0.03225906 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Check Jenis Aliran :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan alir, } v &= \frac{0.892}{0.3472} \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 2.57 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= \frac{61.59}{0.000381} \times \frac{0.6651}{2.5697} \\ &= 275,962.3 \end{aligned}$$

Karena $Nre > 2100$ maka asumsi aliran turbulen sudah benar

Ukuran pipa keluar pompa dipilih 8.00 in schedule 80

Perhitungan friction Losses

a). Sudden Contraction

(A1 >> A2) maka A2/A1 dianggap 0

(Geankoplis persamaan 2.10 - 16)

$$K_c = 0.55 \quad (1 - \frac{A_2}{A_1})$$

$$K_c = 0.55 \quad (A1 >> A2)$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2g_c}$$

$$h_c = 0.55 \frac{2.5697^2}{2 \times 32.174} \\ 0.0564 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction didalam Globe Valve

$$K_f = 6.00 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis 3rd edition})$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c}$$

$$= 6.00 \frac{2.5697^2}{2 \times 32.174}$$

$$h_f = 0.61571779 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Pada sistem terdapat 1 Globe Valve

$$h_f = 0.61571779 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction didalam elbow 90°

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis 3rd edition})$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c}$$

$$= 0.75 \frac{2.5697^2}{2 \times 32.174}$$

$$h_f = 0.07696 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Pada sistem terdapat 2 Elbow

$$h_f = 0.15393 \text{ ft.lbf/lbm}$$

d). Pipa Lurus

Bahan Pipa : Commercial Steel

$$\Delta L = 20 \text{ ft}$$

$$= 6 \text{ m}$$

$$N_{Re} = 275,962.27$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{untuk commercial steel})$$

$$\epsilon/D = 0.000227$$

$$f = 0.007 \quad (\text{Fig 2.10-3, Geankoplis, hal 88})$$

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \Delta L v^2}{D 2g_c} \\
 &= \frac{4 \times 0.007 \times 20 \times 2.5697^2}{0.6651 \times 32.174} \\
 &= 0.08641 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Perhitungan 1 dan 2

Total friksi yang terjadi (ΣF)

$$\Sigma F = 0.9125 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$-Ws = (P_2 - P_1)/\rho + (z_2 - z_1) g/gc + (v_2^2 - v_1^2)/2ag_c + \Sigma F$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 33.7 \text{ psia} = 4852.8 \text{ lbf/ft}^2 \\
 P_2 &= 33.7 \text{ psia} = 4852.8 \text{ lbf/ft}^2 \\
 z_2 - z_1 &= 25.9 \text{ ft} \\
 &= 7.89432 \text{ m} \\
 (v_2^2 - v_1^2) &= 6.603 \text{ ft}^2/\text{s}^2 \\
 \frac{P_2 - P_1}{\rho} &= 0 \text{ lbf/ft}^2
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 -Ws &= 0 + \left(\frac{25.9 \times 32.2}{32.174} \right) + \\
 &\quad \left(\frac{6.603}{2 \times 1 \times 32.174} \right) + 0.9125 \\
 -Ws &= 26.92 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Anggap efisiensi pompa = 75%

Schingga :

$$-Ws = -\eta W_p$$

$$26.9151 = 0.75 \times W_p$$

$$W_p = 35.9 \text{ ft.lbf/lbm}$$

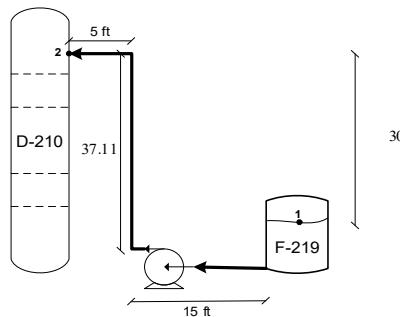
$$\text{Mass Rate} = 54.959 \text{ lbm/s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power} &= \text{Mass Rate} \times W_p \\
 &= 54.959 \times 35.9 \\
 &= 1972.31 \text{ ft.lbf/s} \\
 &= 2.674 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-413
Fungsi	Memompa fluida dari Reflux Drum ke Amine Regenerator

Tipe	Centrifugal
Kapasitas (gpm)	6.67
Material Case	316 S.S.
Material Rotor	Carbon Steel
Suction Pressure (psia)	33.70
Discharge Pressure (psia)	33.70
Beda Ketinggian (ft)	25.9
Ukuran Pipa (in)	8.0
Power Pompa (KW)	2.7
Jumlah	1 buah

8 Lean Amine Pump (L-2110)



Fungsi : Memompa fluida ke Amine Contactor

Tipe : Centrifugal

Kondisi operasi

Suhu : 23.00 °C

Tekanan awal : 23.70 psia

Tekanan kolom : 245.70 psia

Mass rate fluida = 1,993,920.0 kg/jam

Perhitungan 1

Rate mass fluida = 553.87 kg/s

= 1,221.07 lbm/s

Densitas larutan = 995.89 kg/m³

= 62.17 lbm/ft³

Viskositas Larutan = 1.0842 cp

= 0.00108 kg/m.s

= 0.00073 lbm/ft.s

Rate Volumetrik = 0.5562 m³/s

$$= 19.640 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi : Aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$D_{i\text{ optimum}} = 0.363 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 12-15, Timmerhaus, hal 501})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Qf &= 0.5562 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 19.640 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan} &= 995.89 \text{ kg/m}^3 \\ &= 62.171 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_{i\text{ optimum}} &= 0.68 \text{ m} \\ &= 26.93 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil pipa dengan diameter = 28 (Table 11 Kern, Process Heat Transfer)

$$\begin{aligned} ID &= 27.25 \text{ in} \\ &= 2.271 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$= 0.6922 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} A &= 4.0480 \text{ ft}^2 \\ &= 0.376071224 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Check Jenis Aliran :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan alir, } v &= \frac{19.640}{4.0480} \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 4.85 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= \frac{62.17}{2.2708} \times \frac{2.2708}{0.000729} \times 4.8519 \\ &= 940,253.6 \end{aligned}$$

Karena $N_{re} > 2100$ maka asumsi aliran turbulen sudah benar

Ukuran pipa keluar pompa dipilih 28.00 in schedule 80

Perhitungan friction Losses

a). Sudden Contraction

($A_1 >> A_2$) maka A_2/A_1 dianggap 0

(Geankolis persamaan 2.10 - 16)

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

$$K_c = 0.55 \quad (A_1 >> A_2)$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2g_c}$$

$$h_c = \frac{0.55}{0.2012} \xrightarrow[ft.lbf/lbm]{\frac{4.8519^2}{32.174}}$$

b). Friction didalam Globe Valve

$$K_f = 6.00 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis 3rd edition})$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \frac{6.00}{2} \xrightarrow[ft.lbf/lbm]{\frac{4.8519^2}{32.174}}$$

$$h_f = \frac{2.194990775}{ft.lbf/lbm} \quad 1 \text{ Globe Valve}$$

$$h_f = \frac{2.194990775}{ft.lbf/lbm}$$

c). Friction didalam elbow 90°

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis 3rd edition})$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c}$$

$$= \frac{0.75}{2} \xrightarrow[ft.lbf/lbm]{\frac{4.8519^2}{32.174}}$$

$$h_f = \frac{0.27437}{ft.lbf/lbm} \quad 2 \text{ Elbow}$$

$$h_f = \frac{0.54875}{ft.lbf/lbm}$$

d). Pipa Lurus

Bahan Pipa : Commercial Steel

$$\Delta L = 20 \text{ ft}$$

$$= 6 \text{ m}$$

$$N_{Re} = 940,253.59$$

$$\epsilon = 0.000046 \text{ m (untuk commercial steel)}$$

$$\epsilon/D = 0.000066$$

$$f = 0.007 \quad (\text{Fig 2.10-3, Geankoplis, hal 88})$$

$$F_f = \frac{4f \Delta L v^2}{D 2g_c}$$

$$= \frac{4 \times 0.007 \times 20}{2.2708} \xrightarrow[ft.lbf/lbm]{\frac{4.8519^2}{32.174}}$$

$$= 0.09022 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Perhitungan 1 dan 2

Total friksi yang terjadi (ΣF)

$$\Sigma F = 3.0352 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$-Ws = (P_2 - P_1)/\rho + (z_2 - z_1) g/gc + (v_2^2 - v_1^2)/2\alpha g_c + \Sigma F$$

Dimana:

$$\begin{aligned} P_1 &= 23.7 \text{ psia} = 3412.8 \text{ lbf/ft}^2 \\ P_2 &= 245.7 \text{ psia} = 35380.2 \text{ lbf/ft}^2 \\ z_2 - z_1 &= 30 \text{ ft} \\ &= 9.144 \text{ m} \\ (v_2^2 - v_1^2) &= 23.541 \text{ ft}^2/\text{s}^2 \\ \frac{P_2 - P_1}{\rho} &= 514 \text{ lbf/ft}^2 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} -Ws &= 514 + \left(\frac{30}{32.174} \times \frac{32.2}{23.541} \right) + \\ &\quad \left(\frac{2}{2} \times \frac{1}{1} \times \frac{32.174}{32.174} \right) + 3.0352 \\ -Ws &= 547.58 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

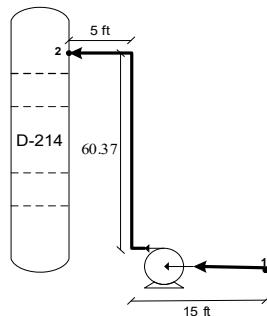
Anggap efisiensi pompa = 75%

Sehingga :

$$\begin{aligned} -Ws &= -\eta W_p \\ 547.5824 &= 0.75 \times W_p \\ W_p &= 730.1 \text{ ft.lbf/lbm} \\ \text{Mass Rate} &= 1221.067 \text{ lbm/s} \\ \\ \text{Power} &= \text{Mass Rate} \times W_p \\ &= 1221.067 \times 730.1 \\ &= 891513.27 \text{ ft.lbf/s} \\ &= 1208.730 \text{ kW} \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-2110
Fungsi	Memompa fluida ke Amine Contactor
Tipe	Centrifugal
Kapasitas (gpm)	146.92
Material Case	316 S.S.
Material Rotor	Carbon Steel
Suction Pressure (psia)	23.70
Discharge Pressure (psia)	245.70
Beda Ketinggian (ft)	30
Ukuran Pipa (in)	27.3
Power Pompa (KW)	1208.7
Jumlah	1 buah

9 De-Butanizer Pump (L-254)



Fungsi : Memompa fluida dari Reflux Drum ke Amine Regenerator

Tipe : Centrifugal

Kondisi operasi

Suhu : 48.89 °C

Tekanan awal : 89.92 psia

Tekanan kolom : 89.92 psia

Mass rate fluida = 20,764.5 kg/jam

Perhitungan 1

Rate mass fluida = 5.77 kg/s

= 12.72 lbm/s

Densitas larutan = 530.15 kg/m³

= 33.10 lbm/ft³

Viskositas Larutan = 0.1315 cp

= 0.00013 kg/m.s

= 0.00009 lbm/ft.s

Rate Volumetrik = 0.0109 m³/s

= 0.384 ft³/s

Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi : Aliran Turbulen (Nre > 2100)

$$D_{i \text{ optimum}} = 0.363 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 12-15, Timmerhaus, hal 501})$$

Dimana :

Qf = 0.0109 m³/s

= 0.384 ft³/s

$$\begin{aligned}\rho_{\text{larutan}} &= 530.15 \text{ kg/m}^3 \\ &= 33.096 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}D_{i\text{ optimum}} &= 0.11 \text{ m} \\ &= 4.22 \text{ in}\end{aligned}$$

Diambil pipa dengan diameter = 8

(Table 11 Kern, Process Heat Transfer)

$$\begin{aligned}ID &= 7.98 \text{ in} \\ &= 0.665 \text{ ft} \\ &= 0.2027 \text{ m} \\ A &= 0.3472 \text{ ft}^2 \\ &= 0.03225906 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Check Jenis Aliran :

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan alir, } v &= \frac{0.384}{0.3472} \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1.11 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{re} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= \frac{33.10}{0.6651} \times \frac{0.6651}{0.000088} \times 1.1065 \\ &= 275,620.4\end{aligned}$$

Karena $N_{re} > 2100$ maka asumsi aliran turbulen sudah benar

Ukuran pipa keluar pompa dipilih 8.00 in schedule 80

Perhitungan friction Losses

a). Friction didalam Globe Valve

$$K_f = 6.00 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankolis 3rd edition})$$

$$\begin{aligned}h_f &= K_f \frac{v^2}{2g_c} \\ &= 6.00 \frac{1.1065^2}{2 \times 32.174} \\ h_f &= 0.114161571 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

Pada sistem terdapat 1 Globe Valve

$$h_f = 0.114161571 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction didalam elbow 90°

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankolis 3rd edition})$$

$$\begin{aligned}h_f &= K_f \frac{v^2}{2g_c} \\ &= 0.75 \frac{1.1065^2}{2 \times 32.174} \\ h_f &= 0.01427 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

Pada sistem terdapat 2 Elbow

$$h_f = 0.02854 \text{ ft.lbf/lbm}$$

- c). Pipa Lurus
 Bahan Pipa : Commercial Steel
 $\Delta L = 20 \text{ ft}$
 $= 6 \text{ m}$
 $N_{Re} = 275,620.39$
 $\epsilon = 0.000046 \text{ m (untuk commercial steel)}$
 $\epsilon/D = 0.000227$
 $f = 0.007 \quad (\text{Fig 2.10-3, Geankoplis, hal 88})$

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \Delta L v^2}{D 2g_c} \\ &= \frac{4}{0.6651} \times \frac{0.007}{x} \times \frac{2}{2} \times \frac{20}{x} \times \frac{1.1065^2}{32.174} \\ &= 0.01602 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Perhitungan 1 dan 2

Total friksi yang terjadi (ΣF)

$$\Sigma F = 0.1587 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$-Ws = (P_2 - P_1)/\rho + (z_2 - z_1) g/gc + (v_2^2 - v_1^2)/2ag_c + \Sigma F$$

Dimana:

$$P_1 = 89.9 \text{ psia} = 12949 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 89.9 \text{ psia} = 12949 \text{ lbf/ft}^2$$

$$z_2 - z_1 = 60.37 \text{ ft}$$

$$= 18.400776 \text{ m}$$

$$(v_2^2 - v_1^2) = 1.224 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

Maka,

$$\begin{aligned} -Ws &= 0 + \left(\frac{60.37}{32.174} \times \frac{32.2}{1.224} \right) + \\ &\quad \left(\frac{1.224}{2} \times \frac{1}{32.174} \right) + 0.1587 \end{aligned}$$

$$-Ws = 60.55 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Anggap efisiensi pompa = 75%

Sehingga :

$$\begin{aligned} -Ws &= -\eta W_p \\ 60.5477 &= 0.75 \times W_p \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_p &= 80.7 \quad \text{ft.lbf/lbm} \\
 \text{Mass Rate} &= 12.716 \quad \text{lbm/s} \\
 \\
 \text{Power} &= \text{Mass Rate} \times W_p \\
 &= 12.716 \quad \times \quad 80.7 \\
 &= 1026.57 \quad \text{ft.lbf/s} \\
 &= 1.392 \quad \text{kW}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-413
Fungsi	Memompa fluida dari Reflux Drum ke Amine Regenerator
Tipe	Centrifugal
Kapasitas (gpm)	2.87
Material Case	Cast Iron
Material Rotor	Carbon Steel
Suction Pressure (psia)	89.92
Discharge Pressure (psia)	89.92
Beda Ketinggian (ft)	60.37
Ukuran Pipa (in)	8.0
Power Pompa (KW)	1.4
Jumlah	1 buah

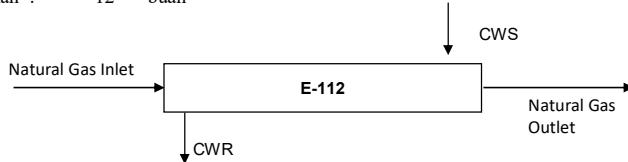
C4. Spesifikasi Alat Penukar Panas

1 Inlet Gas Cooler (E-112)

Fungsi : Menurunkan suhu feed gas untuk membentuk aliran tiga fase

Tipe : 1 - 2 Exchanger

Jumlah : 12 buah



Kondisi Operasi :

keterangan fluida yang masuk cooler :

Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
m Water	1133290.0	kg/hr	2,498,434.7	lb/hr
	94440.83333	kg/hr	208,202.9	lb/hr
t_1	25.0	°C	77.0	°F
t_2	45.0	°C	113.0	°F
M NG	749373.5	kg/hr	1,652,058.0	lb/hr
	62447.79167	kg/hr	137,671.5	lb/hr
T_1	85.1	°C	185.2	°F
T_2	40.0	°C	104.0	°F
R_d	0.001	hr ft²°F/btu		
ΔP gas	1.0	psi		
ΔP liquid	10.0	psi		

1.) Material and Heat Balance

Massa fluida panas (M)	94440.8333	kg	208202.895	lb
Massa fluida dingin (m)	62447.7917	kg	137671.498	lb
Q (Kebutuhan panas)	94985811.233	kJ	90027551.887	btu/j
	7915484.269	kJ	7502295.991	btu/j

2.) Menghitung Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff	
185.18	Higher Temp(°F)	113.00	72.18	Δt_2
104.00	Lower Temp(°F)	77.00	27.00	Δt_1
81.18	Differences	36.00	45.18	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} = 45.946 \text{ °F}$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 2.255$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0.3328$$

Dari gambar 19 appendiks Kern didapatkan nilai F_t untuk nilai R dan S :

$$F_t = 0.8$$

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \times LMTD \\ &= 0.810 \quad \text{x} \quad 45.946 \\ &= 37.216 \quad {}^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

3.) Menghitung suhu Caloric (T_c dan t_c)

Karena gas tidak viscous oleh karena itu faktor viscous dapat diabaikan.

Temperatur rata-rata dapat digunakan.

$$T_c = (T_2 + T_1)/2 = 144.59$$

$$t_c = (t_2 + t_1)/2 = 95 {}^{\circ}\text{F}$$

	Fluida panas	Fluida dingin
$\mu(\text{cp})$	0.0132	0.719
$k(\text{Btu/hr.ft.}{}^{\circ}\text{F})$	0.021	0.361
$C_p(\text{Btu/lb.}{}^{\circ}\text{F})$	0.489	1.030

4.) Mencari IDs dan jumlah pipa dimulai dengan trial U_D

$$\text{trial } U_D = 50 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)} \quad (\text{Kern , Appediks Tabel 8})$$

$$\begin{aligned} A &= Q/(U_d \times \Delta t) \\ &= 4031.72 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena $A > 120 \text{ ft}^2$, maka digunakan STHE (Kusnarjo p.3)

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (appendiks tabel 10, Kern)	
dengan data-data sebagai berikut :	
Panjang tube,L	= 20 ft
BWG	= 14
Pitch	= 1 in triangular (appendiks tabel 9, Kern)
OD tube	= 3/4 in
RD	= 0.001 h ft ² °F/Btu

Dari *Kern* table 10, pada data OD tube dan BWG dapat diperoleh :

$$a''t = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$a't = 0.268 \text{ in}^2$$

$$IDt = 0.584 \text{ in}$$

$$\text{Number of Tube (Nt)} = \frac{A}{L \times a''t} \quad (\text{Kusnarjo p.24})$$

$$= \frac{4031.72}{(20 \times 0.1963)}$$

$$= 1027 \text{ buah}$$

Nt distandardkan dan IDs didapatkan dari Kern Tabel 9 untuk tube passes

$$n = 2 P$$

$$\text{Nt distandar} = 1044 \text{ buah}$$

$$\text{IDs} = 37 \text{ in}$$

$$= 3.08333 \text{ ft}$$

Sehingga UD dikoreksi dengan menggunakan persamaan :

UD koreksi	$=$	$\frac{Nt}{Nt.\text{standar}} \times UD_{\text{trial}}$	
	$=$	49.182	Btu/(hr)(ft ²)(°F)

Kesimpulan sementara hasil perancangan:

Bagian Shell

IDs	=	37 in	
n'	=	1	(jumlah passes pada shell)
de	=	0.72 in	(diameter ekivalen) (Appendiks fig. 28, Kern)
B	=	7 2/5 in	(baffle spacing) (1/5 -1 dari Ids)

Bagian Tube

di	=	0.584 in	(diameter dalam tube) (Appendiks tabel 10, Kern)
do	=	0.75 in	(diameter luar tube)
L	=	20 ft	(panjang tube)
n	=	2	(jumlah passes pada tube) (Appendiks tabel 9, Kern)
Nt	=	1044	(jumlah tube) (Appendiks tabel 9, Kern)
Pt	=	1.00 in	(jarak antar sumbu tube) (Pitch)
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	=	0.268 in ²	(luas penampang aliran) (Appendiks tabel 10, Kern)

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian Shell (NG)	Bagian tube (Water)
5) Menghitung Nre as = ((IDs x B x c')/(n' x Pt x 144)) $= \frac{37.0 \times 7 \times 0.25}{1 \times 1.00 \times 144} = 0.25$ $= \frac{0.475}{0.475 \text{ ft}^2}$	5') Menghitung Nre pipa at = (Nt x a't)/144 x n $= \frac{1044 \times 0.268}{144 \times 2} = 0.9715 \text{ ft}^2$
6) Gs = m / as $= \frac{208202.90}{438001.7083 \text{ lb/hr.ft}^2} = 0.475$	6') Gt = M / at $= \frac{137671}{141710} = 0.9715 \text{ lb/hr.ft}^2$ Karena fluidanya air,maka: $V = Gt / 3600 \text{ r}$ $= \frac{141710.2}{3600x} = 39.33 \text{ ft / s}$ $= \frac{0.626116679}{3600x} = 0.000174 \text{ ft / s}$
7) Nres = de x Gs / μ x 2.42 $= \frac{0.72 / 12}{0.7185} \times \frac{438001.7083}{2.42}$	7') NRet = di x Gt / μ x 2.42 $= \frac{0.58 / 12}{0.72} \times \frac{141710}{2.42}$

	=	15114.19		=	3966.35
8) J_H	=	100 (fig. 28, Kern)	8')	-	
9) $h_o = J_H \times (k/d_e) \times (c_p m \times u/k)^{1/2}$	=	63.7 Btu/(hr)(ft^2)(°F)	9')	Dari Figure 25 Kern ,didapatkan :	
			10')	hi = 390 Btu/(hr)(ft^2)(°F) faktor koreksi = 0.99 hio = hi x (ID/OD) = 301 Btu/(hr)(ft^2)(°F)	

10) Mencari tahanan panas pipa bersih(Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \\ &= \frac{63.717}{63.717} \times \frac{301}{301} \\ &= \underline{\underline{52.574}} \end{aligned}$$

10) Mencari dirt factor(Rd)

$$\begin{aligned} Rd &= (U_c - U_d)/(U_c \times U_d) \\ &= (\underline{\underline{52.574}} - \underline{\underline{49.182}}) / (\underline{\underline{0.001}} \text{ Rd ditetapkan (memenuhi)}) \\ &= \underline{\underline{0.001}} \end{aligned}$$

EVALUASI Δp					
Bagian Shell (NG)			Bagian Tube (Water)		
1) NRes	=	15114.191	1) Nret	=	3966.35
f	=	0.002 (fig. 29, Kern)	f	=	0.0027 (fig 26, Kern)
2) Menghitung harga (N+1)			s g	=	1.000
$N+1 = (12 \times 1 \times n') / B$	=	32	2) $\Delta P_1 = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times IDt \times sg \times ft}$	=	0.08537
IDs	=	37 in / 12			
	=	3.083 ft			
s.g	=	0.013	3) $\Delta P_n = \frac{4 \times n \times v^2 \times 62.5}{sg \times 2gc \times 144}$		
ΔPs	=	$\frac{f Gs^2 IDs (N+1)}{5.22 \times 10^{10} de Sg fs}$	dengan nilai		
	=	0.008 psia	Gt = 141710 lb/hr.ft ²		
ΔPs	<	1 psia (memenuhi)	$v^2 \times 62.5 = 0.009$ (fig. 27, Kern)		
			$\Delta P_n = \frac{4}{1.000} \quad 2 \quad 0.009$		

	=	2.072
ΔP_t	=	0.085 + 2.072
	=	2.1574

	$\Delta P_t < 10$	psia (memenuhi)
--	-------------------	--------------------

Hasil Perhitungan Manual

Spesifikasi		Keterangan		
No. kode		E-112		
Fungsi		Menurunkan suhu feed gas untuk membentuk aliran tiga fase		
Ketentuan		1 - 2 Exchanger		
Bahan		Carbon steel		
Suhu masuk	Tube	CWS	=	25.00 °C
	Shell	Aliran Gas	=	85.10 °C
Suhu keluar	Tube	CWR	=	45.00 °C
	Shell	Aliran Gas	=	40.00 °C
Ketentuan		Rd	>	0.00 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10.00 psi
		ΔP Gas	<	1.00 psi
Shell		ID	=	0.94 m
		Baffle	=	0.19 m
		Passes	=	2.00
		ΔP	=	0.01 psi
Tube		OD	=	0.02 m
		ID	=	0.01 m
		BWG	=	14.00
		Pitch	=	0.03 m triangular
		Panjang	=	6.08 m
		Jumlah	=	1,044.00
		Passes	=	2.00
		ΔP	=	2.16 psi
Rd		0.001311827 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)		
Luas area		374.559185 m ²		
Jumlah		12 Parallel buah		

Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

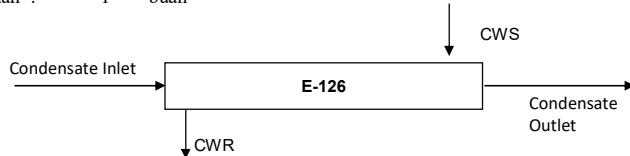
Note : Tidak disarankan menaruh aliran pada sisi shell

Spesifikasi		Keterangan		
No. kode		E-112		
Fungsi		Menurunkan suhu feed gas untuk membentuk aliran tiga fase		
Ketentuan		1-1 Exchanger		
Bahan		Carbon steel		
Suhu	Tube	Aliran Gas	=	85.10 °C

masuk	Shell	CWS	=	25.00	°C
Suhu keluar	Tube	Aliran Gas	=	40.00	°C
	Shell	CWR	=	45.00	°C
Ketentuan	Rd	>	0.00	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
	ΔP Liquid	<	10.00	psi	
	ΔP Gas	<	1.00	psi	
Shell	ID	=	1.50	m	
	Baffle	=	0.58	m	
	Passes	=	1.00		
	ΔP	=	1.95	psi	
Tube	OD	=	0.02	m	
	ID	=	0.02	m	
	BWG	=	14.00		
	Pitch	=	0.02	m triangular	
	Panjang	=	4.88	m	
	Jumlah	=	3,323	tube	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.98	psi	
Rd		0.001		(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area		930.0802044		m ² per unit	
Jumlah		3		bah	
Keterangan		3 Parallel		bah	

2 Condensate Cooler (E-126)

Fungsi : Menurunkan suhu kondensat
 Tipe : 1 - 1 Exchanger
 Jumlah : 1 buah



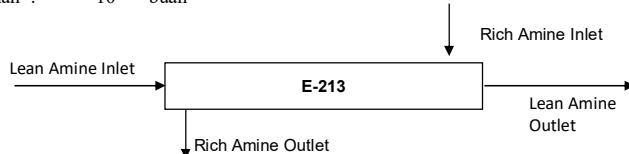
Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-126			
Fungsi		Menurunkan suhu kondensat			
Ketentuan		1-1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Condensate	=	99.26	°F
	Shell	CWS	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	Condensate	=	86.97	°F
	Shell	CWR	=	89.57	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	12.09	in	
	OD	=	12.75	in	
	Baffle	=	11.75	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.52	psi	
Tube	OD	=	0.75	in	
	ID	=	0.67	in	
	Pitch	=	0.94	in triangular	
	Panjang	=	240.00	in	
	Jumlah	=	122	tube	
Rd	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.77	psi	
	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	473.1			ft ² per unit	
Jumlah	1			buah	
Keterangan	-			buah	

3 Rich/Lean Amine Heat Exchanger (E-213)

Fungsi : Menukar panas aliran dari reboiler dengan aliran umpan kolom
 Tipe : 1 - 1 Exchanger
 Jumlah : 10 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

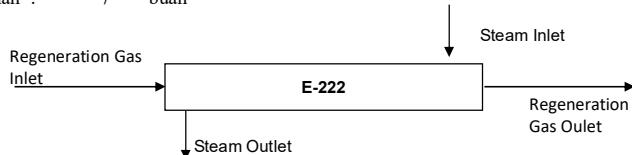
Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-126			
Fungsi		Menukar panas aliran dari reboiler dengan aliran umpan kolom			
Ketentuan		1-1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Rich Amine	=	155.30	°F
	Shell	Lean Amine	=	260.17	°F
Suhu keluar	Tube	Rich Amine	=	214.96	°F
	Shell	Lean Amine	=	188.22	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	80.00	in	
	OD	=	81.00	in	
	Baffle	=	23.25	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	3.61	psi	
Tube	OD	=	0.75	in	
	ID	=	0.67	in	
	Pitch	=	0.94	in triangular	
	Panjang	=	240.00	in	
	Jumlah	=	6,181	tube	
Rd	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.69	psi	
	0.001				(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	23577.4			ft ² per unit	
Jumlah	10			buah	
Keterangan	5 Parallel 2 Seri			buah	

4 Regen Gas Heater (E-222)

Fungsi : Memanaskan gas untuk regenerasi molecular sieve

Tipe : 1 - 1 Exchanger

Jumlah : 7 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

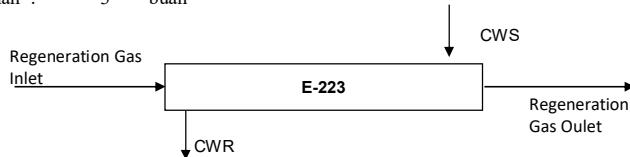
Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-222			
Fungsi		Memanaskan gas untuk regenerasi molecular sieve			
Ketentuan		1-1 Exchanger			
Bahan	Tube	Steam	=	572.00	°F
	Shell	Gas Regen	=	118.10	°F
Suhu keluar	Tube	Steam	=	485.60	°F
	Shell	Gas Regen	=	500.00	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	100.00	in	
	OD	=	101.88	in	
	Baffle	=	16.00	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.72	psi	
Tube	OD	=	0.75	in	
	ID	=	0.67	in	
	Pitch	=	0.94	in triangular	
	Panjang	=	200.00	in	
	Jumlah	=	9,677	tube	
	Passes	=	1		
Rd		0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		30342			ft ² per unit
Jumlah		7			buah
Keterangan		7 Parallel			buah

5 Regen Gas Cooler (E-223)

Fungsi : Mendinginkan gas hasil regenerasi molecular sieve

Tipe : 1 - 1 Exchanger

Jumlah : 3 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

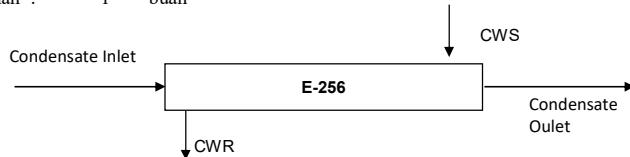
Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-223			
Fungsi		Mendinginkan gas hasil regenerasi molecular sieve			
Ketentuan		1-1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Gas Regen	=	495.82	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	Gas Regen	=	95.04	°F
	Shell	CW	=	113.00	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	65.00	in	
	OD	=	66.00	in	
	Baffle	=	23.00	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	8.26	psi	
	OD	=	0.75	in	
Tube	ID	=	0.67	in	
	Pitch	=	0.94	in triangular	
	Panjang	=	240.00	in	
	Jumlah	=	3,934	tube	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.42	psi	
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	14933.8			ft ² per unit	
Jumlah	3			buah	
Keterangan	3 Parallel			buah	

6 Light Condensate Cooler (E-256)

Fungsi : Mendinginkan kondensat produk dari De-Butanizer

Tipe : 1 - 6 Exchanger

Jumlah : 1 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

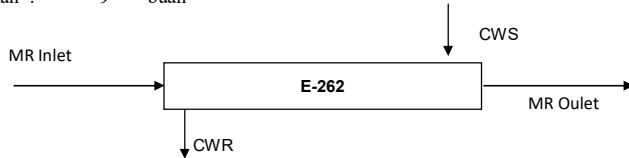
Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-256			
Fungsi		Mendinginkan kondensat produk dari De-Butanizer			
Ketentuan		1 - 6 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Condensate	=	317.84	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	Condensate	=	94.97	°F
	Shell	CW	=	100.39	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	25.59	in	
	OD	=	26.38	in	
	Baffle	=	12.01	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	5.88	psi	
Tube	OD	=	0.75	in	
	ID	=	0.67	in	
	Pitch	=	0.94	in triangular	
	Panjang	=	77.17	in	
	Jumlah	=	478	tube	
Rd	Passes	=	6		
	ΔP	=	4.48	psi	
	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	1358			ft ² per unit	
Jumlah	1			buah	
Keterangan	-			buah	

7 LP Mixed Refrigerant Cooler (E-262)

Fungsi : Mendinginkan refrigeran MR

Tipe : 1 - 1 Exchanger

Jumlah : 9 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

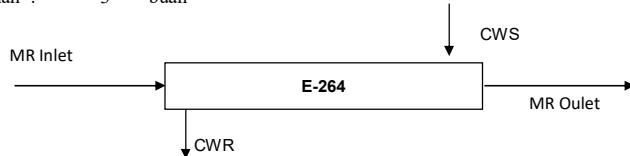
Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-262			
Fungsi		Mendinginkan refrigeran MR			
Ketentuan		1 - 1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	MR	=	41.35	°C
	Shell	CW	=	25.00	°C
Suhu keluar	Tube	MR	=	37.78	°C
	Shell	CW	=	37.99	°C
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	53.00	in	
	OD	=	54.00	in	
	Baffle	=	12.50	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.48	psi	
Tube	OD	=	0.75	in	
	ID	=	0.67	in	
	Pitch	=	0.94	in triangular	
	Panjang	=	106.00	in	
	Jumlah	=	2,754	tube	
Rd	Passes	=	1		
	ΔP	=	1.00	psi	
	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	4511.9			ft ² per unit	
Jumlah	9			buah	
Keterangan	9 Parallel			buah	

8 MP Mixed Refrigerant Cooler (E-264)

Fungsi : Mendinginkan refrigeran MR

Tipe : 1 - 1 Exchanger

Jumlah : 3 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

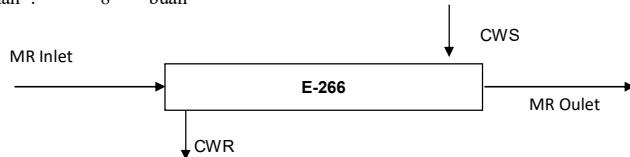
Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-264			
Fungsi		Mendinginkan refrigeran MR			
Ketentuan		1 - 1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	MR	=	200.37	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	MR	=	100.00	°F
	Shell	CW	=	104.00	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	90.00	in	
	OD	=	91.00	in	
	Baffle	=	21.25	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	9.11	psi	
Tube	OD	=	0.75	in	
	ID	=	0.67	in	
	Pitch	=	0.94	in triangular	
	Panjang	=	216.00	in	
	Jumlah	=	7,546	tube	
Rd	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.98	psi	
	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	25018.3			ft ² per unit	
Jumlah	3			buah	
Keterangan	3 Parallel			buah	

9 HP Mixed Refrigerant Cooler (E-266)

Fungsi : Mendinginkan refrigeran MR

Tipe : 1 - 1 Exchanger

Jumlah : 8 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

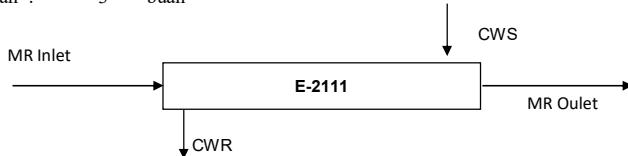
Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-266			
Fungsi		Mendinginkan refrigeran MR			
Ketentuan		1 - 1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	MR	=	214.06	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	MR	=	100.00	°F
	Shell	CW	=	104.00	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	56.00	in	
	OD	=	57.00	in	
	Baffle	=	22.00	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	6.52	psi	
Tube	OD	=	0.75	in	
	ID	=	0.67	in	
	Pitch	=	0.94	in triangular	
	Panjang	=	240.00	in	
	Jumlah	=	2,743	tube	
Rd	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.54	psi	
	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area		10210.7			ft ² per unit
Jumlah		8			bah
Keterangan		8 Parallel			bah

10 Lean Amine Cooler (E-2111)

Fungsi : Mendinginkan lean amine sebelum masuk kolom

Tipe : 1 - 1 Exchanger

Jumlah : 3 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

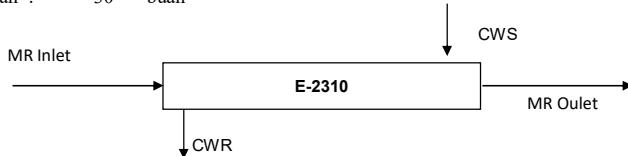
Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-2111			
Fungsi		Mendinginkan lean amine sebelum masuk kolom			
Ketentuan		1 - 1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	CW	=	77.00	°F
	Shell	Lean Amine	=	188.67	°F
Suhu keluar	Tube	CW	=	98.58	°F
	Shell	Lean Amine	=	94.99	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	74.00	in	
	OD	=	75.50	in	
	Baffle	=	23.25	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	5.63	psi	
	OD	=	0.75	in	
Tube	ID	=	0.67	in	
	Pitch	=	0.94	in triangular	
	Panjang	=	240.00	in	
	Jumlah	=	5,277	tube	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	1.29	psi	
Rd		0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		20129.1			ft ² per unit
Jumlah		3			buah
Keterangan		3 Parallel			buah

11 HP Propane Cooler (E-2310)

Fungsi : Mendinginkan refrigeran propana hasil dari kompresi

Tipe : 1 - 1 Exchanger

Jumlah : 30 buah



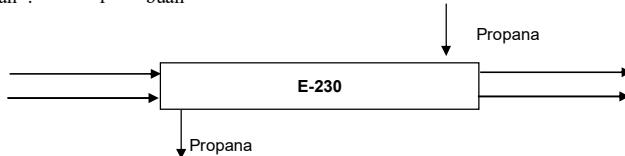
Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-2310			
Fungsi		Mendinginkan refrigeran propana hasil dari kompresi			
Ketentuan		1 - 1 Exchanger			
Bahan		Carbon steel			
Suhu masuk	Tube	Propana	=	133.88	°F
	Shell	CW	=	77.00	°F
Suhu keluar	Tube	Propana	=	100.00	°F
	Shell	CW	=	102.20	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	1	psi
Shell	ID	=	100.00	in	
	OD	=	101.00	in	
	Baffle	=	10.00	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	16.42	psi	
	OD	=	0.75	in	
Tube	ID	=	0.67	in	
	Pitch	=	0.94	in triangular	
	Panjang	=	240.00	in	
	Jumlah	=	9,637	tube	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.34	psi	
Rd		0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		36050.7			ft ² per unit
Jumlah		30			bah
Keterangan		10 Parallel 3 Seri			bah

12 HP Propane Heat Exchanger (E-230)

Fungsi : Mendinginkan gas alam sebelum masuk kolom destilasi
 Tipe : 3 Stream Wound Coil Heat Exchanger
 Jumlah : 1 buah



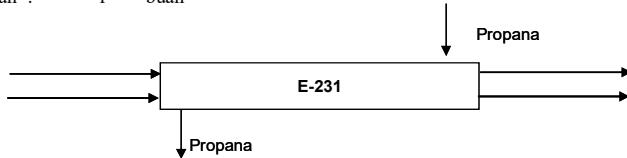
Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note : Pendekatan perhitungan dilakukan dengan simulasi menggunakan Plate and Fins Heat Exchanger

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-230			
Fungsi		Mendinginkan gas alam sebelum masuk kolom destilasi			
Ketentuan		3 Stream Wound Coil Heat Exchanger			
Aliran 1	Natural Gas	in	=	118.10	°F
	Hot Stream	out	=	74.59	°F
Aliran 2	MR Refrigerant	in	=	100.00	°F
	Hot Stream	out	=	74.59	°F
Aliran 3	Propana	in	=	48.47	°F
	Cold Stream	out	=	47.77	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	10	psi
Aliran 1	Luas area	=	24,867	ft ²	
	ΔP	=	6.71	psi	
Aliran 2	Luas area	=	32,945	ft ²	
	ΔP	=	7.12	psi	
Aliran 3	Luas area	=	36,427	ft ²	
	ΔP	=	0.67	psi	
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah	1			buah	
Keterangan	-			buah	

13 MP Propane Heat Exchanger (E-231)

Fungsi : Mendinginkan gas alam sebelum masuk kolom destilasi
 Tipe : 3 Stream Wound Coil Heat Exchanger
 Jumlah : 1 buah



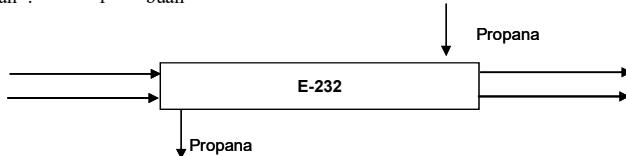
Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note : Pendekatan perhitungan dilakukan dengan simulasi menggunakan Plate and Fins Heat Exchanger

Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-231			
Fungsi		Mendinginkan gas alam sebelum masuk kolom destilasi			
Ketentuan		3 Stream Wound Coil Heat Exchanger			
Aliran 1	Natural Gas	in	=	74.59	°F
	Hot Stream	out	=	32.33	°F
Aliran 2	MR Refrigerant	in	=	74.59	°F
	Hot Stream	out	=	32.07	°F
Aliran 3	Propana	in	=	4.73	°F
	Cold Stream	out	=	3.47	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	10	psi
Aliran 1	Luas area	=	16,137	ft ²	
	ΔP	=	6.72	psi	
Aliran 2	Luas area	=	33,408	ft ²	
	ΔP	=	7.09	psi	
Aliran 3	Luas area	=	23,665	ft ²	
	ΔP	=	3.88	psi	
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah	1			buah	
Keterangan	-			buah	

14 LP Propane Heat Exchanger (E-232)

Fungsi : Mendinginkan gas alam sebelum masuk kolom destilasi
 Tipe : 3 Stream Wound Coil Heat Exchanger
 Jumlah : 1 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note : Pendekatan perhitungan dilakukan dengan simulasi menggunakan Plate and Fins Heat Exchanger

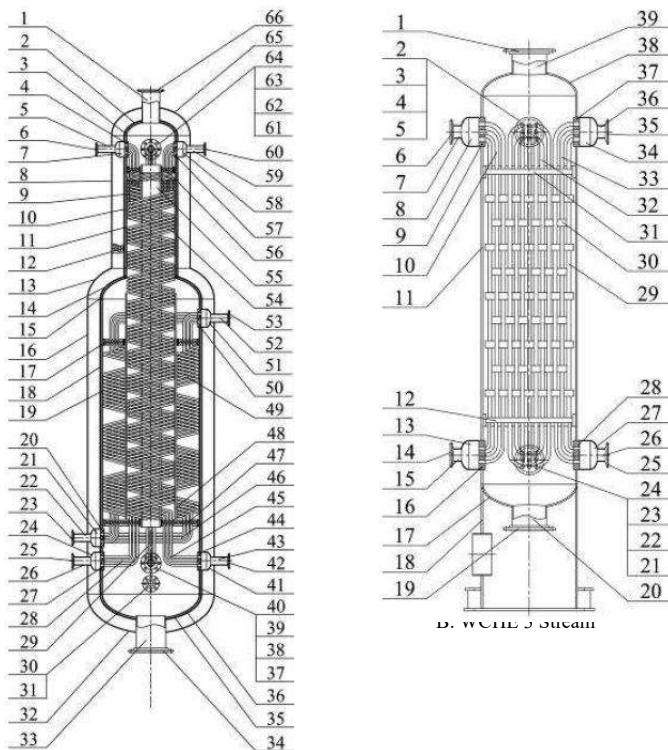
Spesifikasi		Keterangan			
No. kode		E-232			
Fungsi		Mendinginkan gas alam sebelum masuk kolom destilasi			
Ketentuan		3 Stream Wound Coil Heat Exchanger			
Aliran 1	Natural Gas	in	=	32.33	°F
	Hot Stream	out	=	-24.53	°F
Aliran 2	MR Refrigerant	in	=	32.07	°F
	Hot Stream	out	=	16.49	°F
Aliran 3	Propana	in	=	-33.09	°F
	Cold Stream	out	=	-35.41	°F
Ketentuan		Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10	psi
		ΔP Gas	<	10	psi
Aliran 1	Luas area	=	50,646	ft ²	
	ΔP	=	7.17	psi	
Aliran 2	Luas area	=	27,621	ft ²	
	ΔP	=	7.20	psi	
Aliran 3	Luas area	=	60,885	ft ²	
	ΔP	=	3.77	psi	
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah	1			buah	
Keterangan	-			buah	

15 Main Cryogenic Heat Exchanger (E-260)

Fungsi : Mendinginkan gas alam hingga menjadi LNG

Tipe : 4 Stream dan 3 Stream Wound Coil Heat Exchanger

Jumlah : 1 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

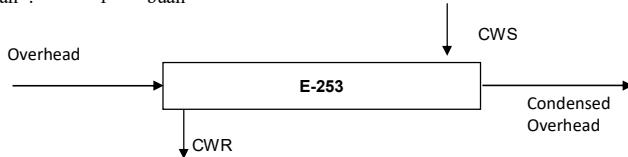
Note : Pendekatan perhitungan dilakukan dengan simulasi menggunakan Plate and Fins Heat Exchanger

Spesifikasi	Keterangan									
No. kode	E-260									
Fungsi	Mendinginkan gas alam hingga menjadi LNG									
Ketentuan	4 Stream dan 3 Stream Wound Coil Heat Exchanger									
Bahan										
Alloy Nickel (Shell) dan Aluminium (Coil)										
A. WCHE 4 Stream										
Aliran 1	LNG	in	=	-26.82	°F					
	Hot Stream	out	=	-43.00	°F					

Aliran 2	MR Refrigerant	in	=	-96.00	°F
	Cold Stream	out	=	-10.00	°F
Aliran 3	MR Refrigerant	in	=	16.42	°F
	Hot Stream	out	=	-42.46	°F
Aliran 4	MR Refrigerant	in	=	16.42	°F
	Hot Stream	out	=	-43.00	°F
Ketentuan	Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
	ΔP Liquid	<	10	psi	
	ΔP Gas	<	10	psi	
Aliran 1	Luas area	=	2,998	ft ²	
	ΔP	=	6.68	psi	
Aliran 2	Luas area	=	210,841	ft ²	
	ΔP	=	7.17	psi	
Aliran 3	Luas area	=	96,065	ft ²	
	ΔP	=	6.82	psi	
Aliran 4	Luas area	=	21,737	ft ²	
	ΔP	=	4.66	psi	
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah	1			buah	
Keterangan	-			buah	
B. WCHE 3 Stream					
Aliran 1	LNG	in	=	-43.00	°F
	Hot Stream	out	=	-261.08	°F
Aliran 2	MR Refrigerant	in	=	-42.46	°F
	Hot Stream	out	=	-263.37	°F
Aliran 3	MR Refrigerant	in	=	-264.00	°F
	Cold Stream	out	=	-91.30	°F
Ketentuan	Rd	>	0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
	ΔP Liquid	<	10	psi	
	ΔP Gas	<	1	psi	
Aliran 1	Luas area	=	442,221	ft ²	
	ΔP	=	5.57	psi	
Aliran 2	Luas area	=	643,933	ft ²	
	ΔP	=	6.92	psi	
Aliran 3	Luas area	=	1,268,911	ft ²	
	ΔP	=	7.18	psi	
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Jumlah	1			buah	
Keterangan	-			buah	

16 De-Butanizer Condenser (E-253)

Tipe : 1 - 2 Exchanger
 Jumlah : 1 buah



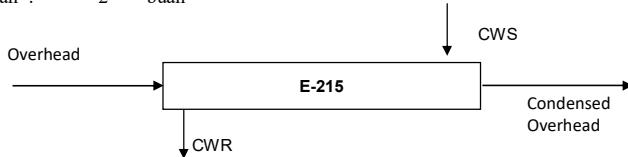
Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

Spesifikasi		Keterangan		
No. kode		E-253		
Ketentuan		1 - 2 Exchanger		
Bahan		Carbon steel		
Suhu masuk	Tube	Overhead	=	107.78 °F
	Shell	CW	=	77.00 °F
Suhu keluar	Tube	Overhead	=	92.83 °F
	Shell	CW	=	87.78 °F
Ketentuan		Rd	>	0.001 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10 psi
		ΔP Gas	<	1 psi
Shell	ID	=	28.00	in
	OD	=	28.75	in
	Baffle	=	23.50	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2.88	psi
	OD	=	0.75	in
Tube	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	240.00	in
	Jumlah	=	659	tube
	Passes	=	2	
	ΔP	=	1.58	psi
Rd	0.001			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	2548.8			ft ² per unit
Jumlah	1			buan
Keterangan	-			buan

17 Amine Regeneration Condenser (E-215)

Tipe : 1 - 1 Exchanger
 Jumlah : 2 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

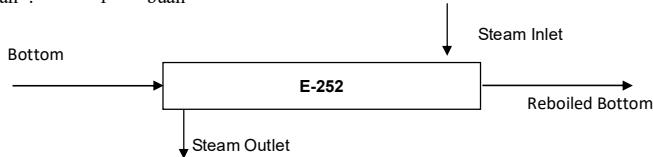
Note :

Spesifikasi		Keterangan		
No. kode		E-215		
Ketentuan		1 - 1 Exchanger		
Bahan		Carbon steel		
Suhu masuk	Tube	Overhead	=	230.00 °F
	Shell	CW	=	77.00 °F
Suhu keluar	Tube	Overhead	=	119.99 °F
	Shell	CW	=	113.00 °F
Ketentuan		Rd	>	0.001 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10 psi
		ΔP Gas	<	1 psi
Shell	ID	=	58.00	in
	OD	=	59.00	in
	Baffle	=	23.00	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	9.03	psi
	OD	=	0.75	in
Tube	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	168.00	in
	Jumlah	=	2,998	tube
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.99	psi
Rd		0.001		(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		7971.4		ft ² per unit
Jumlah		2		buan
Keterangan		-		buan

18 De-Butanizer Reboiler (E-252)

Tipe : 1 - 2 Exchanger

Jumlah : 1 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

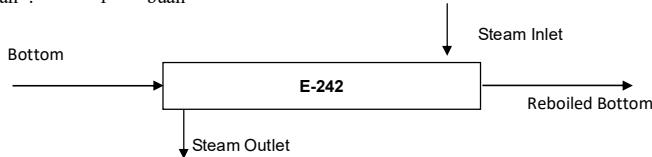
Note :

Spesifikasi		Keterangan		
No. kode		E-252		
Ketentuan		1 - 2 Exchanger		
Bahan		Carbon steel		
Suhu masuk	Tube	Steam	=	320.00 °F
	Shell	Bottom	=	301.93 °F
Suhu keluar	Tube	Steam	=	319.21 °F
	Shell	Bottom	=	315.26 °F
Ketentuan		Rd	>	0.001 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10 psi
		ΔP Gas	<	1 psi
Shell	ID	=	59.00	in
	OD	=	60.00	in
	Baffle	=	-	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1.79	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	240.00	in
	Jumlah	=	1,667	U tube
	Passes	=	2	
Rd		0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area		13928	ft ² per unit	
Jumlah		1	buah	
Keterangan		1 Parallel	buah	

19 De-Ethanizer Reboiler (E-242)

Tipe : 1 - 2 Exchanger

Jumlah : 1 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

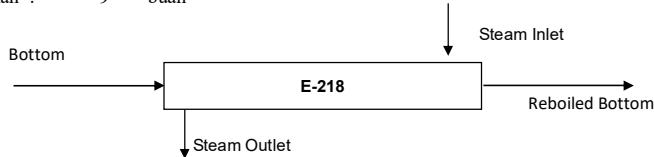
Note :

Spesifikasi		Keterangan		
No. kode		E-242		
Ketentuan		1 - 2 Exchanger		
Bahan		Carbon steel		
Suhu masuk	Tube	Steam	=	302.00 °F
	Shell	Bottom	=	216.52 °F
Suhu keluar	Tube	Steam	=	301.81 °F
	Shell	Bottom	=	292.81 °F
Ketentuan		Rd	>	0.001 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10 psi
		ΔP Gas	<	1 psi
Shell	ID	=	63.00	in
	OD	=	64.13	in
	Baffle	=	-	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1.66	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	240.00	in
	Jumlah	=	1,903	U tube
	Passes	=	2	
Rd		0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area		15904	ft ² per unit	
Jumlah		1	buah	
Keterangan		1 Parallel	buah	

20 Amine Regeneration Reboiler (E-218)

Tipe : 1 - 6 Exchanger

Jumlah : 9 buah



Hasil Desain Software Aspen Exchanger Design and Rating

Note :

Spesifikasi		Keterangan		
No. kode		E-218		
Ketentuan		1 - 6 Exchanger		
Bahan		Carbon steel		
Suhu masuk	Tube	Steam	=	320.00 °F
	Shell	Bottom	=	259.66 °F
Suhu keluar	Tube	Steam	=	319.21 °F
	Shell	Bottom	=	261.56 °F
Ketentuan		Rd	>	0.001 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
		ΔP Liquid	<	10 psi
		ΔP Gas	<	1 psi
Shell	ID	=	60.00	in
	OD	=	61.00	in
	Baffle	=	-	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	7.34	psi
Tube	OD	=	0.75	in
	ID	=	0.67	in
	Pitch	=	0.94	in triangular
	Panjang	=	216.00	in
	Jumlah	=	1,652	U tube
	Passes	=	6	
Rd		0.001	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area		12531	ft ² per unit	
Jumlah		9	buah	
Keterangan		9 Parallel	buah	

APPENDIKS D

ANALISIS EKONOMI

Kapasitas produksi	=	4549198.967	ton/tahun
	=	519314.95	kg/jam
Lama operasi	=	330	hari
Basis	=	1	tahun
Nilai tukar rupiah [1 US]	=	13875	rupiah (7 January 2020, 19:56) (<i>Webull</i>)
Pengadaan peralatan, tahun	=	2021	
Mulai konstruksi, tahun	=	2022	
Lama konstruksi	=	4	tahun
Mulai beroperasi, tahun	=	2026	

D.1 HARGA TANAH

Diperkirakan luas tanah dan bangunan yang diperlukan untuk pendirian pabrik adalah 2200000 m². Pabrik akan didirikan di kawasan Blok Masela dan Pulau Yamdena berdasarkan berbagai macam pertimbangan meliputi ketersediaan bahan baku, sarana transportasi, ketersediaan air, listrik, dan sebagainya.

Harga tanah per m² = Rp 10,000,000,00

Harga tanah total = Rp 10,000,000,00 x 2200000 (*majalah,tempo.co*)
= Rp 22,000,000,000,000

D.2 HARGA INVESTMENT

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website www.matche.com dan www.mhhe.com, yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (*Free On Board*) dari *Gulf Coast USA*.

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan *vendor* dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Januari 2021 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatgani. Instalasi peralatan pada awal tahun 2022 dan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2026.

Harga peralatan setiap saat berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*.

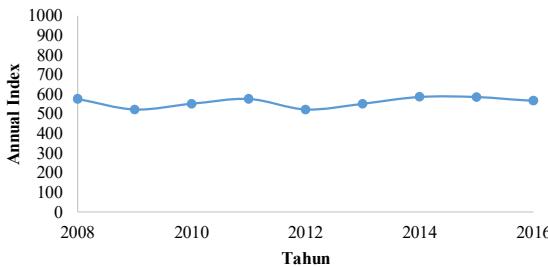
Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Harga alat sekarang} &= (\text{Indeks harga tahun sekarang}) / (\text{Indeks harga tahun ke-n}) \\ &\times \text{Harga alat tahun ke-n} \end{aligned}$$

Tabel D.1. Marshall and Swift Equipment Cost Index

Tahun	Annual Index
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	585.8
2018	580.2
2019	586.87

(Chemical Engineering Plant Cost Index)



Gambar D.1 Kurva Marshall and Swift Equipment Cost Index

Dengan metode *Least Square* (Petters and Timmerhauss) dapat dilakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2021. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan berikut :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

Keterangan : $a = \bar{y}$ harga rata-rata y
 $b = (\sum(x - \bar{x})(y - \bar{y})) / (\sum(x - \bar{x})^2)$ slope garis *Least Square*

Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode Least Square

Data	x	y	x^2	y^2	xy
1	2008	575.4	4032064	331085.16	1155403
2	2009	521.9	4036081	272379.61	1048497
3	2010	550.8	4040100	303380.64	1107108
4	2011	575.4	4044121	331085.16	1157129
5	2012	521.9	4048144	272379.61	1050063
6	2013	550.8	4052169	303380.64	1108760
7	2014	585.7	4056196	343044.49	1179600

8	2015	584.6	4060225	341757.16	1177969
9	2016	567.3	4064256	321829.29	1143677
10	2017	576.1	4068289	331891.21	1161994
11	2018	580.2	4072324	336632.04	1170844
12	2019	586.9	4076361	344416.4	1184891
Σ	24162	6777.0	48650330	3833261.4	13645934
\bar{x}	2014	564.7	4054194.2	319438.45	1137161

Berdasarkan persamaan *Least Square* diperoleh :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$a = \bar{y} = 564.7$$

$$b = (\sum(x - \bar{x})(y - \bar{y})) / (\sum(x - \bar{x})^2)$$

$$\sum(x - \bar{x})(y - \bar{y}) = \sum xy - (\sum x)(\sum y) / n = 13645934 - \frac{1.64E+08}{11} = -1239988$$

$$\sum(x - \bar{x})^2 = \sum x^2 - (\sum x)^2 / n = 48650330 - \frac{583802244}{11} = 4422601$$

$$y = 564.7 + 0.28(x - 2014)$$

$$y = 564.7 + 0.28x - 564.54$$

$$y = 0.28x - 0.21$$

$$\text{Untuk } x = 2015 \text{ maka } y = 565.17$$

$$\text{Untuk } x = 2021 \text{ maka } y = 566.85$$

$$\text{Jadi cost index pada tahun 2020} = 566.85$$

D.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Contoh Perhitungan Harga Peralatan

1 Inlet Separator (F-110)

Tipe = Three Phase Separator

Jumlah = 1 unit

Harga tahun 2015 = \$ 318,000

Harga tahun 2020 = $\frac{\text{Indeks tahun 2020}}{\text{Indeks tahun 2015}} \times \text{Harga Alat Tahun 2015}$

$$= \frac{566.85}{565.17} \times \$ 318,000$$

$$= \$ 318,947$$

Tabel D.3 Perkiraan Harga Peralatan Proses

No	Kode	Nama Alat	Total	Harga \$, 2015		
				Per Unit	Total	
1	F-110	Inlet Separator	1	318,000	318,000	\$ 318,947
2	E-112	Inlet Gas Cooler	1	165,166	165,166	\$ 165,658
3	G-113	Inlet Gas Compressor	1	3,561,100	3,561,100	\$ 3,571,700
4	F-120	HP Separator	1	4,990	4,990	\$ 5,005
5	F-123	MP Separator	1	4,990	4,990	\$ 5,005
6	F-125	LP Separator	1	4,990	4,990	\$ 5,005
7	E-126	Condensate Cooler	1	25,303	25,303	\$ 25,378
8	F-127	Condensate Storage Tank		443,854	443,854	\$ 445,175

		EPSO	1			
9	D-210	Amine Contactor	1	4,370,000	4,370,000	\$ 4,383,008
10	F-212	Rich Amine Flash Drum	1	217,000	217,000	\$ 217,646
11	E-213	Rich/Lean Amine Heat Exchanger	1	257,000	257,000	\$ 257,765
12	D-214	Amine Regenerator	1	818,000	818,000	\$ 820,435
13	E-215	Amine Regeneration Condenser	1	115,000	115,000	\$ 115,342
14	F-216	Amine Regeneration Reflux Drum	1	123,000	123,000	\$ 123,366
15	L-217	Amine Regeneration Pump	1	5,840	5,840	\$ 5,857
16	E-218	Amine Regeneration Reboiler	1	5,360,000	5,360,000	\$ 5,375,954
17	F-219	Amine Surge Tank	1	177,600	177,600	\$ 178,129
18	L-2110	Lean Amine Pump	1	91,600	91,600	\$ 91,873
19	E-2111	Lean Amine Cooler	1	205,000	205,000	\$ 205,610
20	D-220 A/B/C/D	Molecular Sieve Column	4	1,110,000	4,440,000	\$ 4,453,216
21	H-221	Outlet Dehydration Filter	1	17,500	17,500	\$ 17,552
22	E-222	Regen Gas Heater	1	213,000	213,000	\$ 213,634
23	E-223	Regen Gas Cooler	1	172,000	172,000	\$ 172,512
24	F-224	Regen Gas Separator	1	1,782,000	1,782,000	\$ 1,787,304
25	G-225	Regen Gas Compressor	1	784,803	784,803	\$ 787,139
26	E-230	HP Propane Heat Exchanger	1	4,780,000	4,780,000	\$ 4,794,228
27	E-231	MP Propane Heat Exchanger	1	4,000,000	4,000,000	\$ 4,011,906
28	E-232	LP Propane Heat Exchanger	1	6,400,000	6,400,000	\$ 6,419,050
29	G-233	LP Propane Compressor	1	3,623,700	3,623,700	\$ 3,634,486
30	F-234	LP Propane Separator	1	53,215	53,215	\$ 53,373
31	G-236	MP Propane Compressor	1	7,193,800	7,193,800	\$ 7,215,213
32	F-237	MP Propane Separator	1	121,000	121,000	\$ 121,360
33	G-239	HP Propane Compressor	1	10,884,200	10,884,200	\$ 10,916,597
34	E-2310	HP Propane Cooler	1	453,000	453,000	\$ 454,348
35	D-240	De-Ethanizer	1	3,060,000	3,060,000	\$ 3,069,108
36	E-242	De-Ethanizer Reboiler	1	853,000	853,000	\$ 855,539
37	D-250	De-Butanizer	1	138,000	138,000	\$ 138,411
38	E-252	De-Buthanizer Reboiler	1	878,000	878,000	\$ 880,613
39	E-253	De-Buthanizer Condenser	1	46,519	46,519	\$ 46,657
40	L-254	De-Buthanizer Pump	1	5,840	5,840	\$ 5,857
41	F-255	LPG Storage Tank	1	314,767	314,767	\$ 315,704
42	E-256	Light Condensate Cooler	1	33,400	33,400	\$ 33,499
43	F-258	Condensate Storage Tank Onshore	1	671,956	671,956	\$ 673,956
44	E-260	Main Cryogenic Heat	1	145,900,000	#####	#####

Exchanger						
45	G-261	LP Mixed Refrigerant Compressor	1	21,760,900	21,760,900	\$ 21,825,672
46	E-262	LP Mixed Refrigerant Cooler	1	236,000	236,000	\$ 236,702
47	G-263	MP Mixed Refrigerant Compressor	1	20,514,600	20,514,600	\$ 20,575,663
48	E-264	MP Mixed Refrigerant Cooler	1	290,000	290,000	\$ 290,863
49	G-265	HP Mixed Refrigerant Compressor	1	21,394,600	21,394,600	\$ 21,458,282
50	E-266	HP Mixed Refrigerant Cooler	1	332,000	332,000	\$ 332,988
51	F-267	Mixed Refrigerant Flash Drum	1	41,600,000	41,600,000	\$ 41,723,825
52	F-2611	LNG Flash Drum	1	235,000	235,000	\$ 235,699
53	F-2612	LNG Storage Tank	6	1,521,841	9,131,047	\$ 9,158,226
Total						329,560,323

Maka harga peralatan proses pada tahun 2020 adalah
= \$ 329,560,323
= Rp 4,572,649,475,792

D.2.2 Perhitungan Harga Solvent dan Refrigerant

Perhitungan harga solvent dan refrigerant yang beli saat pertama kali mempunyai t cycle = 1 jam

Tabel D.4 Perhitungan Harga Solvent dan Refrigerant

No	Bahan	Kapasitas (kg)	Harga (\$/kg)	Total Harga (\$)
1	MDEA	697872.00	100.00	69,787,200
2	Piperazine	99696.00	69.40	6,918,902
3	Nitrogen	373151.32	10.00	3,731,513
4	Methana	668979.63	12.50	8,362,245
5	Ethana	1584787.01	8.50	13,470,690
6	Propana	980533.48	9.00	8,824,801
Total				111,095,352

Maka harga Solvent dan Refrigerant
= \$ 111,095,352
= Rp 1,541,448,007,057

D.2.3 Perhitungan Harga Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan dalam pabrik ini antara lain adalah :

- 1 Air, yang digunakan sebagai air pendingin (*Cooling Water*), sanitasi, proses, dan air umpan boiler (*Boiler Feed Water*) .
- 2 Listrik, digunakan sebagai sumber tenaga penggerak pada peralatan proses serta sebagai sumber energi penerangan.
- 3 Bahan bakar, sebagai sumber energi generator dan berbagai proses pemanasan.

Tabel D.5 Perhitungan Utilitas 1

No	Bahan	Kapasitas (ton/tahun)	Harga (\$/ton)	Total Harga (\$)
1	Cooling Water	241723849.22	0.07	16,195,498
2	LP Steam	17169181.80	27.70	475,586,336
Total				491,781,834

(Turton, 2018 dan esdm.go.id)

$$\text{Utilitas 1} = \text{Rp} \quad 6,823,472,941,529.90 / \text{Tahun}$$

Listrik yang dihasilkan dari fuel = 0.4 HHV dari Fuel

$$\text{Listrik hasil} = 75,823,486,217.49 \text{ kJ/tahun}$$

$$\text{Listrik kebutuhan} = 8.54803E+12 \text{ kJ/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga Listrik} &= 997 \text{ kwh} && (\text{esdm.go.id}) \\ &2,346,332,938,551 \end{aligned}$$

$$\text{Harga utilitas} = \text{Rp} \quad 9,169,805,880,081 / \text{Tahun}$$

D.2.3 Total Biaya Make Up

Tabel D.6 Perhitungan make-up

No	Bahan	Kapasitas (kg/tahun)	Harga (\$/kg)	Total Harga (\$/tahun)
1	MDEA	2357.82	100.00	235,782
2	Piperazine	2634.78	69.40	182,854
Total				418,636

$$\begin{aligned} \text{Maka harga Solvent dan Refrigerant} &= \$ \quad 418,636 / \text{tahun} \\ &= \text{Rp} \quad 5,808,580,081 / \text{tahun} \end{aligned}$$

D.3 GAJI KARYAWAN

Penentuan Jumlah Karyawan Operasional

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 4549199 \text{ ton/tahun} \\ &= 13785.45 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

Diketahui bahwa untuk kondisi *fluid processing* dengan kapasitas produksi dalam satu hari berkisar 115,15 ton/hari, maka diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah } Operating Labor &= 100 \text{ jam kerja} \times 6 \text{ tahapan proses} \\ &= 600 \text{ jam kerja/hari} \end{aligned}$$

Dalam satu hari terbagi menjadi 3 shift, sehingga pembagian pekerja sbb :

$$\text{Jumlah pekerja dalam 1 shift per hari} = 75 \text{ pekerja/shift}$$

Jumlah pekerja dalam satu tahapan proses :

$$\text{Tahapan Separasi} = 10 \text{ Pekerja}$$

$$\text{Tahapan Stabilisasi} = 15 \text{ Pekerja}$$

$$\text{Tahapan Sweetening} = 15 \text{ Pekerja}$$

$$\text{Tahapan Dehidrasi} = 10 \text{ Pekerja}$$

$$\text{Tahapan Fraksinasi} = 10 \text{ Pekerja}$$

Tahapan Liquefaction = 15 Pekerja
 Total 75 Pekerja

(Timmerhaus, 1991)

Pabrik ini terdiri atas 6 tahapan proses utama, yakni *Separasi*, Stabilisasi, *Sweetening*, *Dehidrasi*, *Fraksinasi*, *Liquefaction*

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan sebagai berikut :

Tabel D.4 Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No	Jabatan	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah	Jumlah (Rp)
1	Dewan Komisaris	32,000,000	4	128,000,000
2	Direktur Utama	80,000,000	1	80,000,000
3	Direktur Pemasaran	72,000,000	1	72,000,000
4	Direktur Keuangan	72,000,000	1	72,000,000
5	Direktur Teknik	72,000,000	1	72,000,000
6	Direktur Produksi	72,000,000	1	72,000,000
7	Direktur Personalia dan Umum	72,000,000	1	72,000,000
8	Direktur Safety	72,000,000	1	72,000,000
7	Manager	8,000,000	8	64,000,000
8	<i>Manager</i>			
	a. Produksi	40,000,000	1	40,000,000
	b. <i>Quality Control</i>	40,000,000	1	40,000,000
	c. Pemasaran	40,000,000	1	40,000,000
	d. Keuangan	40,000,000	1	40,000,000
	e. Operasi	40,000,000	1	40,000,000
	f. Maintenance	40,000,000	1	40,000,000
	g. Technical	40,000,000	1	40,000,000
	h. Logistic	40,000,000	1	40,000,000
	i. HRD	40,000,000	1	40,000,000
10	Dokter	8,500,000	2	17,000,000
11	Perawat	4,000,000	4	16,000,000
12	<i>Supervisor</i>			
	a. Proses	15,000,000	12	180,000,000
	b. <i>Quality Control</i>	15,000,000	12	180,000,000
13	Karyawan			
	a. Promosi	8,000,000	12	96,000,000
	b. Penjualan	8,000,000	12	96,000,000
	c. Pembukuan	8,000,000	8	64,000,000
	d. Pengelolaan Dana	8,000,000	8	64,000,000
	e. Utilitas	8,000,000	10	80,000,000
	f. Maintenance	8,000,000	10	80,000,000
	g. Kepegawaian	8,000,000	8	64,000,000
14	Sopir	4,000,000	10	40,000,000
15	Operator	6,000,000	225	1,350,000,000
16	Karyawan Tidak Tetap	3,000,000	15	45,000,000

Total	376	3,436,000,000
--------------	-----	---------------

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan = Rp 3,436,000,000
 Biaya untuk gaji karyawan selama satu tahun = Rp 41,232,000,000

D.4 HARGA HASIL PENJUALAN PRODUK

Tabel D.6 Perhitungan Harga Penjualan Produk

No	Produk	Kapasitas (ton/tahun)	Harga (\$/mmbtu)	Konversi (mmbtu/ton)	Total Harga (\$/tahun)
1	LNG	4549198.97	19	46	3,998,434,405
2	LPG	51424.03	23	43	50,477,941
No	Produk	Produk (bbl/tahun)	Harga (USD/bbl)		
3	Light Condensate	3114544.17		59	184,131,851
4	Heavy Condensate	1382314.49		65	89,850,442
Total					4,322,894,639

(BPH Migas, dan <https://hargaminyak.net/>)

Hasil penjualan produk = \$ 4,322,894,639
 = Rp 59,980,163,115,327

D.5 ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
- 3 Titik impas (*Break Even Point, BEP*)

Sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut di atas, perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

- 1 Penaksiran Modal (*Total Capital Investment, TCI*), yang meliputi :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
- 2 Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*), yang terdiri atas:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
- 3 Biaya Total
Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) dalam analisis ekonomi ini, maka perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa hal berikut :
 - a. Biaya Tetap (*Fixed Cost, FC*)
 - b. Biaya Semi Variabel (*Semi Variabel Cost, SVC*)
 - c. Biaya Variabel (*Variabel Cost, VC*)

D.5.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

D.5.1.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)

A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

Tabel D.7 Perhitungan Biaya Langsung (DC)

No	Komponen	Percentase	Nilai Harga (Rp)
1	Harga peralatan	100%	E 4,572,649,475,792
2	Instalasi	39%	E 1,783,333,295,559
3	Instrumentasi dan kontrol	13%	E 594,444,431,853
4	Perpipaan (terpasang)	50%	E 2,286,324,737,896
5	Listrik (terpasang)	30%	E 1,371,794,842,738
6	Biaya asuransi	1%	E 45,726,494,758
<i>Cost of Insurance & Freight (CIF)</i>			4,618,375,970,550
7	Biaya Kontrak		
8	Biaya angkutan ke lokasi pabrik	10% CIF	461,837,597,055
9	Bangunan dan perlengkapan	29%	E 1,326,068,347,980
10	<i>Service fasilitas dan yard improvement</i>	55%	E 2,514,957,211,686
11	Tanah		22,000,000,000,000
12	Biaya solvent dan refrigerant		1,541,448,007,057
Total Biaya Langsung (DC)			38,498,584,442,373

(Timmerhaus 4th ed, page 167, 1991)

B. Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

Tabel D.8 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)

No	Komponen	Percentase	Nilai Harga (Rp)
1	Teknik dan supervisi	32%	E 1,463,247,832,253
2	Biaya konstruksi	34%	E 1,554,700,821,769
3	Biaya tak terduga	36%	E 1,646,153,811,285
4	Biaya legal	4%	E 182,905,979,032
5	Biaya kontraktor	19%	E 868,803,400,400
Total Biaya Tidak Langsung (IC)			5,715,811,844,740

(Timmerhaus, 1991)

C. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)

$$\begin{aligned}
 FCI &= DC + IC \\
 &= 38,498,584,442,373 + 5,715,811,844,740 \\
 &= 44,214,396,287,113
 \end{aligned}$$

$$\text{Modal Tetap (FCI)} = \text{Rp} \quad 44,214,396,287,113$$

D.5.1.2 Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

$$\begin{aligned}
 WCI &= \text{Biaya make up, dan utilitas} \\
 &= 9,175,614,460,163
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 WCI &= \text{Rp} \quad 9,175,614,460,163 \\
 \text{Modal Kerja (WCI)} &= \text{Rp} \quad 9,175,614,460,163
 \end{aligned}$$

D.5.1.3 Total Investasi (*Total Capital Investment, TCI*)

$$TCI = FCI + WCI$$

$$\begin{aligned}
 &= 44,214,396,287,113 + 9,175,614,460,163 \\
 &= 53,390,010,747,276 \\
 \text{Total Investasi (TCI)} &= \text{Rp} \quad 53,390,010,747,276
 \end{aligned}$$

Modal Investasi terbagi atas :

1 Modal sendiri (<i>Equity</i>)	10%	TCI	= Rp	5,339,001,074,728
2 Modal pinjaman bank (<i>Loan</i>)	90%	TCI	= Rp	48,051,009,672,548

D.5.2 Penentuan Biaya produksi (*Total Production Cost*, TPC)

D.5.2.1 Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*, MC)

A. Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost*, DPC)

Tabel D.9 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)

No	Komponen	Percentase	Nilai Harga (Rp)
1	Tenaga kerja		41,232,000,000
2	Biaya supervisi	10% OL	4,123,200,000
3	Utilitas dan make-up		9,169,805,880,081
4	Maintenance dan perbaikan	1.5% E	68,589,742,137
5	<i>Operating Supplies</i>	10% M&R	6,858,974,214
6	Laboratorium	10% OL	4,123,200,000
7	Produk dan <i>royalty</i>	5% TPC	5% TPC
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)			9,294,732,996,432

$$\text{DPC} = \text{Rp} \quad 9,294,732,996,432 + 5\% \text{ TPC}$$

B. Biaya Tetap (*Fixed Charge*, FC)

Tabel D.10 Perhitungan Biaya Tetap (FC)

No	Komponen	Percentase	Nilai Harga (Rp)
1	Depresiasi (peralatan, bangunan)	10% FCI	4,421,439,628,711
2	Pajak	4% FCI	1,768,575,851,485
3	Asuransi	1% FCI	353,715,170,297
4	Bunga	9.8% Loan	4,723,414,250,811
Total Biaya Tetap (FC)			11,267,144,901,304

$$\text{Total biaya tetap (FC)} = \text{Rp} \quad 11,267,144,901,304$$

C. Biaya Plant Overhead (*Plant Overhead Cost*, POC)

$$\text{Plant Overhead Cost (POC)} \quad 5\% \quad \text{TPC}$$

$$\text{Plant Overhead Cost (POC)} = \text{Rp} \quad 1,685,399,827,683$$

D.5.2.2 Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*, GE)

Tabel D.11 Perhitungan Pengeluaran Umum (GE)

No	Komponen	Percentase	Nilai Harga (Rp)

1	Biaya administrasi	6%	TPC	2,022,479,793,220
2	Biaya distribusi dan penjualan	18%	TPC	6,067,439,379,660
3	Biaya R & D	5%	TPC	1,685,399,827,683
Total Pengeluaran Umum (GE)				9,775,319,000,563

Total pengeluaran umum (GE) = 29% TPC

Total pengeluaran umum (GE) = Rp 9,775,319,000,563

Dimana :

$$\begin{aligned}
 \text{DPC} &= \text{Rp} & 9,294,732,996,432 &+ 5\% \quad \text{TPC} \\
 \text{FC} &= \text{Rp} & 11,267,144,901,304 & \\
 \text{POC} &= & & 5\% \quad \text{TPC} + \\
 \text{MC} &= \text{Rp} & 20,561,877,897,736 &+ 10\% \quad \text{TPC} \\
 \text{GE} &= & & 29\% \quad \text{TPC} + \\
 \text{TPC} &= \text{Rp} & 20,561,877,897,736 &+ 39\% \quad \text{TPC} \\
 61\% \quad \text{TPC} &= \text{Rp} & 20,561,877,897,736 & \\
 \text{TPC} &= \text{Rp} & 33,707,996,553,666 &
 \end{aligned}$$

Sehingga :

Total Production Cost (TPC) = Rp 33,707,996,553,666

General Expenses (GE) = Rp 9,775,319,000,563

Manufacturing Cost (MC) = Rp 23,932,677,553,103

D.5.3 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan dengan metode *Discounted Cash Flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan antara lain sebagai berikut :

1 Modal

- Modal sendiri = 10%
- Modal pinjaman = 90%

2 Bunga bank = 10% per tahun (Bank Indonesia)

3 Laju inflasi = 3.90% per tahun (Bank Indonesia)

4 Masa konstruksi 2 tahun

- Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri dan 30% modal pinjaman
- Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman

5 Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :

- Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke (-2)) dilakukan pembayaran sebesar 30% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
- Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman

6 Pengembalian pinjaman dalam waktu 5 tahun, sebesar 20% per tahun

7 Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi 10% per tahun

8 Kapasitas produksi

$$\begin{aligned}
 \text{Tahun I} &= 80\% \\
 \text{Tahun II} &= 100\%
 \end{aligned}$$

9 Pajak pendapatan (Pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012)

- Kurang dari Rp 5,000,000,00 = 5%
- Antara Rp 5,000,000,00 - Rp 250,000,000,00 = 15%
- Antara Rp 250,000,000,00 - Rp 500,000,000,00 = 25%
- Lebih dari Rp 500,000,000,00 = 30%

D.5.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp} \quad 29,286,556,924,954 \end{aligned}$$

Tabel D.12 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1	80%	23,429,245,539,963
2	100%	29,286,556,924,954

D.5.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap.

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

Tabel D.13 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga = 10%	Jumlah (Rp)
-4	15%	7,207,651,450,882	0	7,207,651,450,882
-3	20%	9,610,201,934,510	708,512,137,622	10,318,714,072,131
-2	30%	14,415,302,901,765	1,014,329,593,291	15,429,632,495,055
-1	35%	16,817,853,385,392	1,516,732,874,264	18,334,586,259,656
0			1,014,329,593,291	1,014,329,593,291
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				52,304,913,871,015

Tabel D.14 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Jumlah (Rp)	Inflasi = 3.60%	Jumlah (Rp)
-4	20%	1,067,800,214,946	0	1,067,800,214,946
-3	25%	1,334,750,268,682	961,020,193,451	2,295,770,462,133
-2	25%	1,334,750,268,682	225,674,236,428	1,560,424,505,110
-1	30%	1,601,700,322,418	60,856,555,699	1,662,556,878,118
0			64,839,718,247	64,839,718,247
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				6,651,391,778,552

$$\begin{aligned} \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi} &= \text{Modal sendiri} + \text{Modal pinjaman} \\ &= \text{Rp} \quad 58,956,305,649,567 \end{aligned}$$

Perhitungan harga penjualan

Berdasarkan Sub-Appendiks D.4.2, maka untuk kapasitas produksi 100% akan didapatkan harga penjualan sebesar :

Hasil penjualan produk = Rp 59,980,163,115,327

D.5.4 Perhitungan Internal Rate of Return (IRR)

Internal rate of return berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal.

Cara yang dilakukan adalah *trial "i"*, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi}$$

Dimana : n = tahun
CF = cash flow pada tahun ke-n

Tabel D.15 Trial Laju Bunga (i)

Tahun ke-n	Cash Flow (CF)	Discounted Factor	i = 31.575%
1	14,919,411,575,729	0.76	11,339,132,379,792
2	20,115,376,387,254	0.58	11,619,419,318,181
3	21,014,236,332,128	0.44	9,225,671,876,888
4	21,913,096,277,001	0.33	7,311,664,742,066
5	22,811,956,221,875	0.25	5,784,997,599,023
6	22,811,956,221,875	0.19	4,396,745,358,163
7	22,811,956,221,875	0.15	3,341,638,334,956
8	22,811,956,221,875	0.11	2,539,730,153,105
9	22,811,956,221,875	0.08	1,930,259,532,612
10	22,811,956,221,875	0.06	1,467,046,354,780
		1.00	58,956,305,649,567

Dari perhitungan diperoleh nilai i sebesar **31.575% per tahun**.

Harga i yang diperoleh lebih besar daripada harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga bank sebesar **10%**.

D.5.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*, POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel D.16 Cummulative Cash Flow

Tahun ke-n	Cummulative Cash Flow (Rp)
0	(58,956,305,649,571)
1	(44,036,894,073,842)
2	(23,921,517,686,588)
3	(2,907,281,354,460)
4	19,005,814,922,541
5	41,817,771,144,416

6	64,629,727,366,291
7	87,441,683,588,165
8	110,253,639,810,040
9	133,065,596,031,914
10	155,877,552,253,789

Berdasarkan tabel di atas, untuk investasi = Rp 53,390,010,747,276
 Dengan cara interpolasi linier antara tahun ke = 3 dan 4
 Maka diperoleh waktu pengembalian modal = 3.1327 tahun

D.5.6 Analisis Titik Impas (*Break Even Point, BEP*)

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel D.17 Biaya FC, VC, SVC, dan S

No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	Biaya Tetap (FC)	11,267,144,901,304
2	Biaya Variabel (VC)	
	• Utilitas	9,169,805,880,081
	• Royalty	1,685,399,827,683
		10,855,205,707,765
3	Biaya Semivariabel (SVC)	
	• Gaji karyawan	41,232,000,000
	• Pengawasan	4,123,200,000
	• Pemeliharaan dan perbaikan	68,589,742,137
	• <i>Operating Supplies</i>	6,858,974,214
	• Laboratorium	4,123,200,000
	• Pengeluaran umum	9,775,319,000,563
	• <i>Plant Overhead Cost</i>	1,685,399,827,683
		11,585,645,944,597
4	Total Penjualan (S)	59,980,163,115,327

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + \text{SVC}}{\text{S} - \text{VC}} \times 100 \% \\ &= 46.52 \% \end{aligned}$$

Tabel D.18 Data Pembuatan Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap (Rp)	11,267,144,901,304	11,267,144,901,304
Total Pengeluaran (Rp)	22,852,790,845,901	33,707,996,553,666
Total Penjualan (Rp)	0	59,980,163,115,327

