



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK *ETHYLENE*
DARI NAPHTHA**

Disusun Oleh:

I Wayan Restu Surya Krishna

NRP. 02211640000082

Pradnya Paramita Savira Kirana Sari

NRP. 02211640000084

Dosen Pembimbing :

Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D

NIP. 1981 0713 2005 01 1001

Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.

NIP. 1976 1020 2005 01 2001

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA
SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803

PRA DESAIN PABRIK *ETHYLENE* DARI NAPHTHA

Disusun Oleh:

I Wayan Restu Surya Krishna

NRP. 0221164000082

Pradnya Paramita Savira Kirana Sari

NRP. 0221164000084

Dosen Pembimbing:

Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D

NIP. 1981 0713 2005 01 1001

Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.

NIP. 1976 1020 2005 01 2001

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA

SISTEM

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2020



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

PRE-DESIGN OF ETHYLENE FACTORY FROM NAPTHA

By :

I Wayan Restu Surya Krishna

NRP. 0221164000082

Pradnya Paramita Savira Kirana Sari

NRP. 0221164000084

Advisor I :

Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D

NIP. 1981 0713 2005 01 1001

Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.

NIP. 1976 1020 2005 01 2001

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND
SYSTEMS ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**

LEMBAR PENGESAHAN

“Pra-Desain Pabrik *Ethylene* dari Naptha”

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

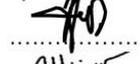
Oleh:

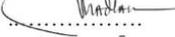
I Wayan Restu Surya Krishna 0221164000082
Pradnya Paramita Savira K.S. 0221164000084

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D.
(Pembimbing I)
2. Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.
(Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng
(Penguji I)
4. Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng
(Penguji II)
5. Suci Madhania, S.T., M.T..
(Penguji III)


.....

.....

.....

.....

.....



Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Kimia


Dr. Eng. Widiyastuti, ST., MT
NIP. 197503062002122002

Surabaya,
Agustus 2020

ABSTRAK

Seiring dengan bertambahnya jumlah penduduk di Indonesia maka tidak dapat dihindari bahwa kebutuhan dasar penduduk juga meningkat, salah satunya adalah kebutuhan plastik. Salah satu bahan dasar plastik adalah polyethylene yang dimana bahan ini terbuat dari *ethylene*. Oleh karena itu, pemerintah melalui sasaran jangka panjang peraturan menteri perindustrian tahun 2015-2025 mengarahkan untuk peningkatan produksi *ethylene* dalam negeri dari 750 KTPA menjadi 1600 KTPA. Namun, Indonesia hanya memiliki satu pabrik *ethylene* oleh Chandra Asri Petrochemical dengan kapasitas 820 KTPA. Sehingga dibutuhkan pabrik dengan tujuan memenuhi kebutuhan dalam negeri. Lisensi teknologi yang digunakan yaitu *Lummus Technology by Mcdermott Technology*. Kondisi operasi yang digunakan yaitu temperatur 850°C dan tekanan 1.4 bar pada proses *cracking naptha*. Proses pembuatan *ethylene* dari *naptha* terdiri dari *hot section, cold section, dan hydrogen purification section*. Untuk *hot section*, terdapat 2 proses utama yaitu *cracking* dan purifikasi gas dari H₂S dan CO₂. Pada *cold section*, terdapat 2 proses utama yaitu *acetylene conversion* dan *ethylene purification*. Serta pada *hydrogen purification* terdapat purifikasi gas hidrogen hingga kemurnian >99.95%. Pabrik direncanakan beroperasi pada tahun 2022 yang berlokasi pada kawasan Cilegon, Banten. Kapasitas pabrik ethylene sebesar 300 KTPA dan beroperasi secara kontinyu selama 24 jam/hari dengan waktu produksi 330 hari/tahun. Berdasarkan analisis ekonomi untuk kapasitas 300 KTPA, laju pengembalian modal (IRR) pabrik ini sebesar 23.2% pada tingkat suku bunga per-tahun 9.95%. Sedangkan untuk waktu

pengembalian modal (POT) adalah 9.25 tahun dan titik impas (BEP) sebesar 21,29%.

Kata kunci : *Cracking, Ethylene, Naptha*

ABSTRACT

With the growing amount of people living in Indonesia, it is inevitable that the basic needs of these people also increase, including the need of plastic. One of the basic ingredients in making plastic is Polyethylene which is made from Ethylene. Because of this, the government increase the production of Ethylene that is made by Indonesia from 750 KTPA to 1600 KTPA and this is written in the subject of long term from 2015-2025 in Indonesia's Industrial Minister Regulation. However, Indonesia only have one Ethylene producing factory which is Chandra Asri Petrochemical with the capacity of only 820 KTPA. Therefore, it is needed to have an Ethylene producing factory in order to fulfill the need in Indonesia. License Technology that is used is from Lummus Technology by Mcdermott Technology. Operating Condition that is used is 850°C and pressure of 1,4 bar in the Naptha Cracking Process. The process of making Ethylene from Naptha are composed by : Hot Section, Cold Section and Hydrogen Purification Section. For Hot Section, there are 2 main processes which are Cracking and Gas Purification from H₂S and CO₂. In Cold Section, there are two main processes which are Acetylene Conversion and Ethylene Purification. And in Hydrogen Purification there is a process to purify Hydrogen gasses until purity of >99,95% is obtained. This Factory is planned to be operated on 2022 and located in the area of Cilegon, Banten. The capacity of the Ethylene producing Factory is 300 KTPA and operated continuously for 24 hours / day with the production time of 330 day/year. Based on the Economic Analysis for the capacity of 300 KTPA, the Internal Rate of Return is 23,2%

with bank rate per year of 9,95%. For the Pay Out Time is 9,25 year and for the Break Even Point is 21,29%

Keyword : Cracking, Ethylene, Naptha

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur penulis ucapkan kepada Allah SWT karena atas berkah dan rahmat-Nya, penulis mampu menyelesaikan penyusunan Tugas Pra Desain Pabrik ini yang berjudul “Pra-Desain Pabrik *Ethylene* dari Naptha” yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Pada kesempatan kali ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu dan membimbing dalam penyusunan Tugas Pra Desain Pabrik, diantaranya:

1. Kedua orang tua dan keluarga kami yang telah memberikan segalanya pada kami.
2. Bapak Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing 1 dan Ibu Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing 2 yang telah membimbing dan mendukung kami sepenuhnya.
3. Dr. Ir. Susianto, DEA., selaku Kepala Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa.
4. Dr. Eng. Widiyastuti S.T., M.T., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTI - ITS
5. Seluruh Dosen dan Staf Departemen Teknik Kimia FTI - ITS.
6. Rekan – Rekan Laboratorium Perpindahan Massa dan Panas yang selalu memberi dukungan dalam pengerjaan laporan Tugas Penelitian ini.
7. Rekan – Rekan Teknik Kimia Angkatan 2016 yang selalu memberi dukungan dalam pengerjaan laporan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa laporan ini tidak akan luput dari kesalahan, oleh karena itu kami menerima saran dan kritik untuk perbaikan ke depan. Kami berharap penelitian yang akan kami

lakukan dapat berjalan dengan lancar dan bermanfaat bagi berbagai pihak.

Surabaya, Juli 2020

Penulis

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	xvi
BAB I PENDAHULUAN	I-1
I.1 Latar Belakang.....	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas Pabrik.....	II-1
II.2 Penentuan Lokasi Pabrik.....	II-3
II.3 <i>Ethylene</i> dan Bahan Baku Pembuatan <i>Ethylene</i>	II-10
II.3.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	II-13
II.3.2 Target Produk.....	II-15
II.3.3 Spesifikasi Produk	II-16
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1 Jenis Proses Pembuatan Ethylene.....	III-1
III.1.1. Dehidrasi Etanol.....	III-1
III.1.2. Thermal Cracking	III-2
III.1.3. Oxidative Coupling of Methane (OCM)	III-4
III.2 Seleksi Proses.....	III-4
III.3 Block Diagram Proses Pembuatan Ethylene dengan Thermal Cracking.....	III-7
III.4 Seleksi Lisensor.....	III-8
III.5 Feasibility Proses.....	III-9
III.6 Tahapan Proses Thermal Cracking	III-10
III.6.1 <i>Hot Section</i>	III-10
III.6.2 <i>Cold Section</i>	III-17

BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI.	IV-1
IV.1 Neraca	
Massa.....	IV-1
IV.2 Neraca Energi.....	IV-100
BAB V HARGA DAN SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI ANALISIS EKONOMI	VI-1
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....	VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan	VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan	VI-1
VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja	VI-7
VI.1.4 Status Karyawan dan Pengupahan.....	VI-13
VI.2 UTILITAS.....	VI-13
VI.2.1 Unit Pengolahan Air	VI-14
VI.2.2 Unit Penyediaan Steam	VI-15
VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik	VI-15
VI.2.4 Unit Bahan Bakar	VI-15
VI.2.5 Unit Penanganan Limbah	VI-15
VI.3 ANALISA EKONOMI.....	VI-16
VI.3.1 Analisa Keuangan.....	VI-16
VI.3.2 Analisa Laju Pengembalian Modal (<i>Internal Rate of Return / IRR</i>)	VI-17
VI.3.3 Analisa Waktu Pengembalian Modal (<i>Payout Period / POT</i>).....	VI-17
VI.3.4 Analisa Titik Impas (<i>Break Even Point / BEP</i>)	17
DAFTAR PUSTAKA	xix

DAFTAR TABEL

Tabel I- 1 Tabel Supply Demand <i>Ethylene</i> di Indonesia.....	I-2
Tabel I- 2 Supplier Bahan Baku <i>Etyhlene</i>	I-3
Tabel II- 1 Data Supply Demand <i>Ethylene</i> di Indonesia.....	II-1
Tabel II- 2 Pertumbuhan Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor <i>Ethylene</i> di Indonesia	II-1
Tabel II- 4 Spesifikasi naptha dari ADNOC (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)	II-13
Tabel II- 5 Spesifikasi naptha dari ADGAS (Sumber : Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)	II-13
Tabel III- 1 Perbandingan Proses Pembuatan Ethylene	III-5
Tabel III- 2 Perbandingan Lisensor	III-8
Tabel III- 3 Profil furnace di ethylene plant (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)	III-11
Tabel III- 4 Kondisi operasi furnace (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)	III-11
Tabel III- 5 Kondisi operasi CGC low pressure section (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.).....	III-14
Tabel III- 6 Kondisi operasi caustic tower (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)	III-15
Tabel III- 7 Kondisi operasi CGC High Pressure Section (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.).....	III-15
Tabel III- 8 Kondisi operasi charge gas dryer (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)	III-17
Tabel III- 9 Kondisi Operasi Acetylene Converter	III-19
Tabel IV- 1 Komposisi <i>Cracked Naptha</i>	IV-2
Tabel IV- 2 Komposisi Hydrogen	IV-4
Tabel IV- 3 Komposisi NaOH.....	IV-4
Tabel IV- 4 Neraca Massa Furnace (Aliran Utama).....	IV-5
Tabel IV- 5 Neraca Massa Furnace (Aliran Pembakaran).....	IV-8
Tabel IV- 6 Neraca Massa Mixing Point.....	IV-11

Tabel IV- 7	Neraca Massa Styrene-PGO Distillation Column.	IV-15
Tabel IV- 8	Neraca Massa Quench Tower	IV-19
Tabel IV- 9	Neraca Massa Decanter	IV-22
Tabel IV- 10	Neraca Massa 1 st Suction Drum.....	IV-26
Tabel IV- 11	Neraca Massa 2 nd Stage Suction Drum	IV-29
Tabel IV- 12	Neraca Massa 3rd Suction Drum	IV-33
Tabel IV- 13	Neraca Massa Compressor Accumulator	IV-36
Tabel IV- 14	Neraca Massa Compressor Decanter	IV-41
Tabel IV- 15	Neraca Massa Caustic Wash Tower	IV-44
Tabel IV- 16	Neraca Massa 1 st Stage Suction Drum.....	IV-47
Tabel IV- 17	Neraca Massa 2 nd Stage Suction Drum	IV-51
Tabel IV- 18	Neraca Massa Charged Gas Dryer.....	IV-55
Tabel IV- 19	Neraca Massa Demethanizer Feed Separator..	IV-58
Tabel IV- 20	Neraca Massa Demethanizer.....	IV-62
Tabel IV- 21	Neraca Massa Deethanizer.....	IV-65
Tabel IV- 22	Neraca Massa Mixing Point.....	IV-68
Tabel IV- 23	Neraca Massa Acetylene Converter 1 st Stage	IV-71
Tabel IV- 24	Neraca Massa Acetylene Converter 2 nd Stage	IV-73
Tabel IV- 25	Neraca Massa Acetylene Converter 3 rd Stage	IV-75
Tabel IV- 26	Neraca Massa Acetylene Converter 4 th Stage	IV-76
Tabel IV- 27	Neraca Massa 1,3 Butadiene KO Drum.....	IV-78
Tabel IV- 28	Neraca Massa Mixing Point.....	IV-81
Tabel IV- 29	Neraca Massa Ethylene Fractinator	IV-85
Tabel IV- 30	Neraca Massa Methanator.....	IV-87
Tabel IV- 31	Neraca Massa KO Drum.....	IV-90
Tabel IV- 32	Neraca Massa Hydrogen Dryer.....	IV-93
Tabel IV- 33	Neraca Massa Ethane Wash Tower	IV-97
Tabel IV- 34	Komposisi <i>Cracked Naptha</i>	IV-102
Tabel IV- 35	Komposisi Hydrogen	IV-103
Tabel IV- 36	Komposisi NaOH.....	IV-103
Tabel IV- 37	Neraca Panas Furnace Preheater (L-121).....	IV-104
Tabel IV- 38	Neraca Panas Furnace-Radiation Zone (Q-120).	IV-105
Tabel IV- 39	Neraca Panas Mixing Point.....	IV-108

Tabel IV- 40 Neraca Panas Heat Exchanger (E-131).....	IV-109
Tabel IV- 41 Neraca Panas Kolom Distilasi Styrene-PGO (D-130)	IV-111
Tabel IV- 42 Neraca Panas Condenser Kolom Distilasi Styrene- PGO (E-132)	IV-112
Tabel IV- 43 Neraca Panas Reboiler Kolom Distilasi Styrene-PGO (E-132)	IV-113
Tabel IV- 44 Neraca Panas Quench Tower (D-140)	IV-114
Tabel IV- 45 Neraca Panas Decanter (H-141).....	IV-116
Tabel IV- 46 Neraca Panas First Stage LP Compressor (G-151)	IV-117
Tabel IV- 47 Neraca Panas Second Stage LP Compressor (G-151)	IV-117
Tabel IV- 48 Neraca Panas Third Stage LP Compressor (G-151)	IV-118
Tabel IV- 49 Neraca Panas Caustic Wash Tower (D-150).	IV-119
Tabel IV- 50 Neraca Panas First Stage HP Compressor (G-171)	IV-120
Tabel IV- 51 Neraca Panas Second Stage HP Compressor (G-171)	IV-121
Tabel IV- 52 Neraca Panas Accumulator (H-180)	IV-122
Tabel IV- 53 Neraca Panas Decanter (H-181).....	IV-123
Tabel IV- 54 Neraca Panas CG Dryer Cooler (E-172).....	IV-124
Tabel IV- 55 Neraca Panas CG Dryer (B-170)	IV-126
Tabel IV- 56 Neraca Panas Cryogenic Cooler (E-210).....	IV-126
Tabel IV- 57 Neraca Panas Separator (H-221).....	IV-128
Tabel IV- 58 Neraca Panas Demethanizer (D-220).....	IV-129
Tabel IV- 59 Neraca Panas Condenser Demethanizer (E-223) IV- 130	
Tabel IV- 60 Neraca Panas Reboiler Demethanizer (E-222) ... IV- 131	
Tabel IV- 61 Neraca Panas Deethanizer Heater (E-231)....	IV-132
Tabel IV- 62 Neraca Panas Deethanizer (D-230).....	IV-134
Tabel IV- 63 Neraca Panas Condenser Deethanizer (E-232) ... IV- 135	

Tabel IV- 64 Neraca Panas Reboiler Demethanizer (E-234) ...	IV-136
Tabel IV- 65 Neraca Panas Mixing Point.....	IV-137
Tabel IV- 66 Neraca Panas Heat Exchanger (E-241).....	IV-138
Tabel IV- 67 Neraca Panas Acetylene Converter 1st Stage (R-240)	IV-139
Tabel IV- 68 Neraca Panas Acetylene Converter 1st Stage Intercooler (E-242).....	IV-140
Tabel IV- 69 Neraca Panas Acetylene Converter 2nd Stage (R- 240).....	IV-141
Tabel IV- 70 Neraca Panas Acetylene Converter 2nd Stage Intercooler (E-243).....	IV-142
Tabel IV- 71 Neraca Panas Acetylene Converter 3rd Stage (R-240)	IV-143
Tabel IV- 72 Neraca Panas Acetylene Converter 3rd Stage Intercooler (E-244).....	IV-144
Tabel IV- 73 Neraca Panas Acetylene Converter 4th Stage (R-240)	IV-145
Tabel IV- 74 Neraca Panas Heat Exchanger (E-245).....	IV-146
Tabel IV- 75 Neraca Panas Cooler (E-251).....	IV-147
Tabel IV- 76 Neraca Panas Knock Out Drum (H-250)	IV-148
Tabel IV- 77 Neraca Panas Mixing Point.....	IV-149
Tabel IV- 78 Neraca Panas Condenser Ethylene Fractionator (E- 261).....	IV-150
Tabel IV- 79 Neraca Panas Ethylene Fractionator (D-260)	IV-152
Tabel IV- 80 Neraca Panas Methanator Feed Heater (E-311)..	IV-153
Tabel IV- 81 Neraca Panas Methanator (R-310).....	IV-154
Tabel IV- 82 Neraca Panas Methanator Cooler (E-321)	IV-155
Tabel IV- 83 Neraca Panas Heat Exchanger (E-322).....	IV-156
Tabel IV- 84 Neraca Panas Knock Out Drum (H-320)	IV-157
Tabel IV- 85 Neraca Panas Hydrogen Dryer (B-330).....	IV-158
Tabel IV- 86 Neraca Panas Ethane Wash Tower Cooler (E-341)	IV-159
Tabel IV- 87 Neraca Panas Ethane Wash Tower (D-340) .	IV-160

Tabel IV- 88 Neraca Panas Hydrogen Heater (E-342)..... IV-161

Tabel V- 1 Spesifikasi Naptha Storage Tank (F-110)	V-1
Tabel V- 2 Spesifikasi Naptha Pump (L-111)	V-2
Tabel V- 3 Spesifikasi Furnace Pre-heater (E-121).....	V-2
Tabel V- 4 Spesifikasi Furnace (Q-120).....	V-4
Tabel V- 5 Transfer Line Exchanger 1	V-4
Tabel V- 6 Spesifikasi Transfer Line Exchanger 2.....	V-5
Tabel V- 7 Spesifikasi Heat Exchanger (E-131)	V-7
Tabel V- 8 Spesifikasi Styrene-PGO Distillation (D-130)	V-8
Tabel V- 9 Spesifikasi Styrene-PGO Condenser (E-132)	V-9
Tabel V- 10 Spesifikasi Styrene-PGO Reboiler	V-10
Tabel V- 11 Spesifikasi Styrene-PGO Accumulator (F-133) .	V-11
Tabel V- 12 Spesifikasi Heavy Oil Pump (L-135)	V-12
Tabel V- 13 Spesifikasi Quench Tower (D-140).....	V-12
Tabel V- 14 Spesifikasi Decanter (H-141)	V-13
Tabel V- 15 Spesifikasi Hydrocarbon Pump (L-142).....	V-14
Tabel V- 16 Spesifikasi Water Pump (L-143)	V-14
Tabel V- 17 Spesifikasi LP Compressor 1st Stage	V-15
Tabel V- 18 Spesifikasi LP Compressor 2nd Stage (G-151)..	V-16
Tabel V- 19 Spesifikasi LP Compressor 3rd Stage (G-151) ..	V-16
Tabel V- 20 Spesifikasi NaOH Storage Tank (F-160)	V-17
Tabel V- 21 Spesifikasi NaOH Pump (L-161)	V-18
Tabel V- 22 Spesifikasi Caustic Wash Tower (D-150)	V-18
Tabel V- 23 Spesifikasi HP Compressor 1st Stage (G-171)...	V-19
Tabel V- 24 Spesifikasi HP Compressor 2nd Stage (G-171) .	V-20
Tabel V- 25 Spesifikasi Compressor Accumulator (E-180)...	V-21
Tabel V- 26 Spesifikasi Compressor Decanter (E-181)	V-22
Tabel V- 27 Spesifikasi C3+ Pump (L-182).....	V-23
Tabel V- 28 Spesifikasi Charged Gas Dryer Cooler (E-172) .	V-23
Tabel V- 29 Spesifikasi C3+ Storage Tank (F1100)	V-24
Tabel V- 30 Spesifikasi Heavy Oil Tank (F-190).....	V-25
Tabel V- 31 Spesifikasi Chagre Gas Dryer (B-170).....	V-26
Tabel V- 32 Spesifikasi Cryogenic Cooler (E-210).....	V-27

Tabel V- 33 Spesifikasi Demethanizer Feed Separator (H-211) V-28	
Tabel V- 34 Spesifikasi Demethanizer (D-220)	V-29
Tabel V- 35 Spesifikasi Demethanizer Condenser (E-223)....	V-30
Tabel V- 36 Spesifikasi Demethanizer Accumulator (H-224)	V-31
Tabel V- 37 Spesifikasi Methane Pump (L-225).....	V-32
Tabel V- 38 Spesifikasi Deethanizer Pump (L-221)	V-32
Tabel V- 39 Spesifikasi Demethanizer Reboiler (E-222)	V-33
Tabel V- 40 Spesifikasi Deethanizer Feed Heat Exchanger (E-231)	V-34
Tabel V- 41 Spesifikasi Deethanizer (D-230)	V-35
Tabel V- 42 Spesifikasi Deethanizer Condenser (E-232).....	V-36
Tabel V- 43 Spesifikasi Deethanizer Accumulator (E-233) ...	V-37
Tabel V- 44 Spesifikasi Deethanizer Reboiler (E-234)	V-37
Tabel V- 45 Spesifikasi Acetylene Converter Feed Heat Exchanger (E-241)	V-39
Tabel V- 46 Spesifikasi Acetylene Converter 1st Stage (R-240).....	V-40
Tabel V- 47 Spesifikasi Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger (E-242)	V-41
Tabel V- 48 Spesifikasi Acetylene Converter 2nd Stage (R-240).....	V-42
Tabel V- 49 Spesifikasi Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger (E-243)	V-43
Tabel V- 50 Spesifikasi Acetylene Converter 3rd Stage (R-240).....	V-44
Tabel V- 51 Spesifikasi Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger (E-244)	V-46
Tabel V- 52 Spesifikasi Acetylene Converter 4th Stage (R-240).....	V-47
Tabel V- 53 Spesifikasi Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger (E-245)	V-48
Tabel V- 54 Spesifikasi Cooler (E-251)	V-49
Tabel V- 55 Spesifikasi 1-3 Butadiene KO Drum (H-250)....	V-50
Tabel V- 56 Spesifikasi Ethylene Fractinator (D-260)	V-51

Tabel V- 57 Spesifikasi Ethane Pump (L-263).....	V-52
Tabel V- 58 Spesifikasi Ethylene Fractinator Condenser (D-261).....	V-52
Tabel V- 59 Spesifikasi Ethylene Fractinator Accumulator (D-262).....	V-53
Tabel V- 60 Spesifikasi Ethylene Fractinator Reboiler (D-264)	V-54
Tabel V- 61 Spesifikasi Methane Storage Tank (F-290).....	V-55
Tabel V- 62 Spesifikasi Methane Pump (L-291).....	V-56
Tabel V- 63 Spesifikasi Ethane Storage Tank (F-280).....	V-57
Tabel V- 64 Spesifikasi Ethane Pump (L-281).....	V-58
Tabel V- 65 Spesifikasi Ethylene Storage Tank (F-280).....	V-58
Tabel V- 66 Spesifikasi Methanator Heater (E-311).....	V-60
Tabel V- 67 Spesifikasi Methanator (E-310).....	V-61
Tabel V- 68 Spesifikasi Methanator Cooler 1 (E-321).....	V-62
Tabel V- 69 Spesifikasi Methanator Cooler 2 (E-322).....	V-63
Tabel V- 70 Spesifikasi KO Drum (H-320).....	V-64
Tabel V- 71 Spesifikasi Hydrogen Dryer (B-330).....	V-65
Tabel V- 72 Spesifikasi Ethane Wash Tower Cooler (E-341)	V-66
Tabel V- 73 Spesifikasi Ethane Wash Tower (D-340).....	V-67
Tabel V- 74 Spesifikasi Hydrogen Heater (E-342).....	V-68
Tabel VI- 1 Daftar Kebutuhan Pekerja Pabrik <i>Ethylene</i>	VI-10
Tabel VI- 2 Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2.....	VI-12
Tabel VI- 3 Parameter Perhitungan Ekonomi	VI-16

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1 Supply and Demand dari *Ethylene* (lgcp.or.jp) I-5

Gambar I. 2 Produksi *Ethylene* di berbagai Negara (lgcp.or.jp) I-6

Gambar II. 1 PERMENPERIND no. 14 tahun 2010 mengenai sasaran jangka panjang mengenai penambahan kapasitas (Permenperind, 2010)..... II-2

Gambar II. 2 Target Pemasaran Produk *Ethylene* (Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk) II-4

Gambar II. 3 Topografi Kota Cilegon II-5

Gambar II. 4 Topografi Kabupaten Indramayu II-6

Gambar III. 1 Drawing furnace ABB Lummus (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.).....III-12

Gambar III. 2 Molecular Sieve.....III-16

Gambar IV. 1 Tahap Perhitungan *Enthalpy* dengan Keadaan Referensi Suhu 298,15 K dan Tekanan 1 atm IV-101

Gambar IV. 2 Diagram Aliran Furnace Preheater (L-121)IV-104

Gambar IV. 3 Diagram Aliran Furnace (Q-120) IV-105

Gambar IV. 4 Diagram Aliran Mixing Point..... IV-108

Gambar IV. 5 Diagram Aliran Heat Exchanger (E-131).. IV-109

Gambar IV. 6 Diagram Aliran Kolom Distilasi Styrene-PGO (D-130)..... IV-111

Gambar IV. 7 Diagram Aliran Condenser Kolom Distilasi Styrene-PGO (E-132)..... IV-112

Gambar IV. 8 Diagram Aliran Reboiler Kolom Distilasi Styrene-PGO (E-132) IV-113

Gambar IV. 9 Diagram Aliran Quench Tower (D-140) ... IV-114

Gambar IV. 10 Diagram Aliran Decanter (H-141)..... IV-116

Gambar IV. 11	Diagram Aliran First Stage LP Compressor (G-151).....	IV-117
Gambar IV. 12	Diagram Aliran Second Stage LP Compressor (G-151).....	IV-117
Gambar IV. 13	Diagram Aliran Third Stage LP Compressor (G-151).....	IV-118
Gambar IV. 14	Diagram Aliran Caustic Wash Tower (D-150).....	IV-119
Gambar IV. 15	Diagram Aliran First Stage HP Compressor (G-171).....	IV-120
Gambar IV. 16	Diagram Aliran Second Stage HP Compressor (G-171).....	IV-121
Gambar IV. 17	Diagram Aliran Accumulator (H-180)	IV-122
Gambar IV. 18	Diagram Aliran Decanter (H-181).....	IV-123
Gambar IV. 19	Diagram Aliran CG Dryer Cooler (E-172)....	IV-124
Gambar IV. 20	Diagram Aliran CG Dryer (B-170)	IV-126
Gambar IV. 21	Diagram Aliran Cryogenic Cooler (E-210) ...	IV-126
Gambar IV. 22	Diagram Aliran Separator (H-221).....	IV-128
Gambar IV. 23	Diagram Aliran Demethanizer (D-220)...	IV-129
Gambar IV. 24	Diagram Aliran Condenser Demethanizer (E-223).....	IV-130
Gambar IV. 25	Diagram Aliran Deethanizer Heater (E-231).	IV-132
Gambar IV. 26	Diagram Aliran Deethanizer (D-230).....	IV-134
Gambar IV. 27	Diagram Aliran Condenser Deethanizer (E-232).....	IV-134
Gambar IV. 28	Diagram Aliran Reboiler Demethanizer (E-234).....	IV-135
Gambar IV. 29	Diagram Aliran Heat Exchanger (E-241)	IV-137
Gambar IV. 30	Diagram Aliran Acetylene Converter 1st Stage (R-240)	IV-138
Gambar IV. 31	Diagram Aliran Acetylene Converter 1st Stage Intercooler (E-242).....	IV-139

Gambar IV. 32	Diagram Aliran Acetylene Converter 2nd Stage (R-240)	IV-141
Gambar IV. 33	Diagram Aliran Acetylene Converter 2nd Stage Intercooler (E-243)	IV-141
Gambar IV. 34	Diagram Aliran Acetylene Converter 3rd Stage (R-240)	IV-143
Gambar IV. 35	Diagram Aliran Acetylene Converter 3rd Stage Intercooler (E-244)	IV-144
Gambar IV. 36	Diagram Aliran Acetylene Converter 4th Stage (R-240)	IV-145
Gambar IV. 37	Diagram Aliran Heat Exchanger (E-245)	IV-146
Gambar IV. 38	Diagram Aliran Cooler (E-251).....	IV-147
Gambar IV. 39	Diagram Aliran Knock Out Drum (H-250) ...	IV-148
Gambar IV. 40	Diagram Aliran Condenser Ethylene Fractionator (E-261)	IV-150
Gambar IV. 41	Diagram Aliran Ethylene Fractionator (D-260).....	IV-152
Gambar IV. 42	Diagram Aliran Methanator Feed Heater (E-311)	IV-153
Gambar IV. 43	Diagram Aliran Methanator (R-310).....	IV-154
Gambar IV. 44	Diagram Aliran Methanator Cooler (E-321) .	IV-155
Gambar IV. 45	Diagram Aliran Heat Exchanger (E-322)	IV-156
Gambar IV. 46	Diagram Aliran Knock Out Drum (H-320) ...	IV-157
Gambar IV. 47	Diagram Aliran Hydrogen Dryer (B-330)	IV-158
Gambar IV. 48	Diagram Aliran Ethane Wash Tower Cooler (E-341).....	IV-159
Gambar IV. 49	Diagram Aliran Ethane Wash Tower (D-340).....	IV-160
Gambar IV. 50	Diagram Aliran Hydrogen Heater (E-342)....	IV-161
Gambar VI. 1	Struktur Organisasi	VI-2

Gambar VI. 2 Grafik Penentuan Kebutuhan Pekerja Operator untuk Industri Kimia	VI-9
Gambar VI. 3 Grafik Break Even Point	VI-18

BAB I PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara dengan pertumbuhan penduduk terbesar keempat di dunia (Worldometers). Seiring dengan bertambahnya jumlah penduduk di Indonesia maka tidak dapat dihindari bahwa kebutuhan dasar penduduk juga meningkat, salah satunya adalah kebutuhan plastik. Hal ini sejalan dengan keadaan ekonomi industri petrokimia yang saat ini sedang mengalami peningkatan. Selain itu pendirian maupun peningkatan kapasitas suatu pabrik polimer juga merupakan upaya untuk meningkatkan pembangunan industri nasional di Indonesia guna meningkatkan kebutuhan dan daya saing agar mampu menerobos pasar internasional dan mempertahankan pasar dalam negeri.

Industri Petrokimia di Indonesia juga telah diatur, memerlukan izin, dan diawasi oleh BKPM, Kementerian Perindustrian, Kementerian Negara Lingkungan Hidup, Badan Pengendalian Dampak Lingkungan, Kementerian Komunikasi, dan Departemen Tenaga Kerja. Berdasarkan izin prinsip yang telah diberikan oleh BKPM terhadap industri Petrokimia di Indonesia pada tanggal 31 Desember 2010, maka resmi ditetapkan bahwa pemerintah memberikan izin kepada perseroan untuk dapat melakukan kegiatan produksi atas *ethylene*, *propylene*, *pyrolysis gasoline*, *polyethylene*, *crude C4* dan *polypropylene*.

Naptha dapat dimanfaatkan menjadi bahan baku alternatif untuk memproduksi *ethylene* yang merupakan salah satu senyawa penting dalam mata rantai industri petrokimia dan bahan kimia organik terbesar di dunia. Penggunaan *ethylene* banyak digunakan dalam industri kimia dengan produk hasil akhir yang sangat beragam. Hasil akhir produk dengan bahan baku *ethylene* antara lain kemasan makanan, film, mainan, wadah makanan, botol, pipa, produk anti beku, isolasi kabel, karpet, saluran, dan berbagai macam bahan bangunan, drum, guci, kontainer, botol dan rak-rak untuk menahan botol, *antifreeze*, pelarut, dan *coating*, dan peralatan rumah tangga. Sedangkan beberapa bahan kimia yang

terbuat dari *ethylene* untuk menghasilkan produk-produk akhir tersebut adalah *polyethylene*, *ethylene dichloride*, etilen oksida, etilbenzena, dan vinil asetat.

(Emerson, 2010)

Kebutuhan *ethylene* di Indonesia sangat tinggi dan tumbuh dengan cepat seiring dengan pertumbuhan ekonomi yang cukup tinggi. Hal ini dibuktikan dengan perbandingan data impor dan ekspor *ethylene* yang sangat signifikan hingga mencapai 5,12 kali lipat. Pada tahun 2017, angka ekspor *ethylene* Indonesia mencapai 121.007.188 kg, namun angka impor jauh melampauinya, yaitu 620.711.723 kg (Kementerian Perindustrian Republik Indonesia). Hal ini menjadi tantangan serta peluang Indonesia untuk menjawab kebutuhan dalam negeri dengan menekan angka impor *polyethylene*.

Kebutuhan *ethylene* nasional sudah pasti akan meningkat dengan sejalannya meningkatnya perkembangan, pertumbuhan, dan pembangunan ekonomi Indonesia. Di Indonesia sendiri, pertumbuhan permintaan antara tahun 2017-2023 adalah sekitar 3,1%. Hal ini membuktikan bahwa pasar *ethylene* di Indonesia sangat menjanjikan.

Tabel I- 1 Tabel Supply Demand *Ethylene* di Indonesia

Tahun	Produksi (kg)	Konsumsi (kg)	Ekspor (kg)	Impor (kg)
2013	600,000,000	1,216,598,286	11,680,104	628,278,390
2014	600,000,000	1,236,191,626	700,480	636,892,106
2015	600,000,000	1,286,523,740	19,109,638	705,633,378
2016	860,000,000	1,390,941,259	114,404,278	645,345,537
2017	860,000,000	1,359,704,535	121,007,188	620,711,723

2018	860,000,000	1,341,065,321	121,580,203	633,440,312
Total	4,380,000,000	7,831,024,767	387,851,459	3,870,301,446

(Sumber : Kementerian Perindustrian Republik Indonesia)

Dari data di atas, diprediksi bahwa kebutuhan *ethylene* di Indonesia sangat tinggi. Sedangkan produksi *ethylene* nasional belum mencukupi kebutuhan di Indonesia. Sudah saatnya Indonesia mengembangkan industri *ethylene* karena Indonesia kaya dengan sumber daya alam (minyak bumi, gas dan batubara). Apabila dimulai dari sekarang, maka Indonesia tidak akan lagi tergantung dari produk-produk impor berbasis *ethylene* yang bisa menggerus cadangan devisa. Potensi pertumbuhan petrokimia di Indonesia sangat besar mengingat tingginya kebutuhan dari industri hilir dan industri terkait lainnya.

Dilihat dari pertumbuhan konsumsi yang telah ada dan juga dari perkiraan konsumsi *ethylene* untuk tahun yang akan datang, industri *ethylene* ini memiliki propek yang sangat besar untuk bisa dikembangkan di Indonesia dengan bahan baku gas alam yang sangat melimpah. Bahan baku utama pembuatan etilen adalah *naptha* yang berasal dari luar negeri, seperti halnya PT Chandra Asri Petrochemical yang mengimpor bahan baku *naptha* dengan rincian *supplier* sebagai berikut :

Tabel I- 2 Supplier Bahan Baku Etyhlene

Supplier Name	For the year ended 31 December 2016	
	US\$ '000	(%)
Vitol Asia Pte Ltd.....	304,163.0	35.6
Marubeni Petroleum Co Ltd.....	237,454.5	27.8
SCG Chemicals Co. Ltd.....	81,821.0	9.6
Chevron U.S.A. Inc.....	78,419.7	9.2
Shell International Eastern Trading	69,345.6	8.1
Kuwait Petroleum Corporation	31,640.2	3.7
Shell MDS (Malaysia) Sendirian	26,243.5	3.1
Konsorsium PT. Titis Sampurna	22,003.2	2.6
PT Surya Mandala Sakti	3,190.1	0.4
PT Sadikin Chemical Indonesia	495.8	0.1
Total.....	854,866.0	100.0

Supplier Name	For the three months ended 31 March 2017	
	US\$ '000	(%)
Vitol Asia Pte Ltd.....	103,326.7	35.8
Total Trading Asia Pte. Ltd.....	53,098.4	18.4
Marubeni Petroleum Co. Ltd.....	42,039.2	14.6
Chevron U.S.A. Inc.....	39,564.2	13.7
Shell International Eastern Trading	28,655.9	9.9
Konsorsium PT. Titis Sampurna	10,701.1	3.7
Shell MDS (Malaysia) Sendirian	9,546.5	3.3
PT Surya Mandala Sakti	1,955.3	0.7
Total.....	288,887.2	100.0

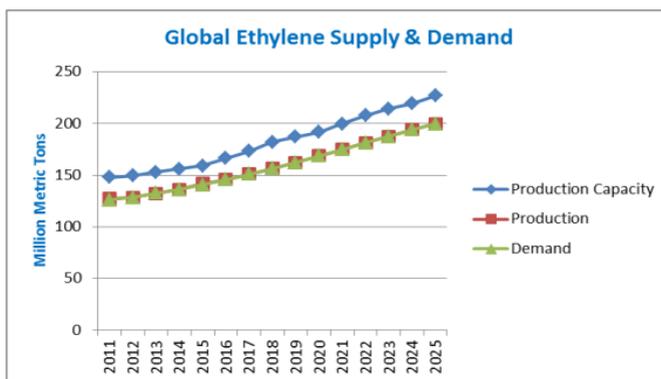
Sebagian besar *ethylene* yang digunakan berasal dari impor negara-negara maju, seperti Korea, dsb. Saat ini total kapasitas produksi *ethylene* sebagai bahan baku *polyethylene* (PE) yang digunakan oleh industri pengolahan plastik milik Chandra Asri berkisar 600.000 ton per tahun. Potensi pasar yang terus berkembang di Indonesia tidak diimbangi dengan kapasitas produksi *ethylene*. Oleh karena itu, diperlukan adanya pembangunan industri kimia Indonesia untuk mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap industri luar negeri. Hal ini akan berpengaruh positif pada pengeluaran devisa untuk mengimpor bahan-bahan kimia tersebut. Sehingga penambahan pabrik *ethylene* merupakan solusi yang tepat untuk menyelesaikan permasalahan tersebut.

Industri *polyethylene* dalam negeri sendiri belum mampu meningkatkan kapasitas produksi dikarenakan terbatasnya pasokan bahan bakunya, yaitu *ethylene*. Kondisi ini merupakan imbas dari kurangnya produksi naphtha di dalam negeri yang digunakan untuk memproduksi *ethylene*.

Pemerintah terus mendorong pengembangan industri refinery gas yang terintegrasi dari hulu sampai hilir. Saat ini industri plastik kurang lebih berjumlah 892 perusahaan dengan kapasitas terpasang sebanyak 2,35 juta ton per tahun terutulisasi sebesar 70% sehingga produksi rata-rata sebesar 1,65 juta ton.

Berdasarkan dari fakta yang ada, maka dirasa perlu melakukan pengembangan penelitian tentang *ethylene plant* untuk meningkatkan produksi *ethylene* di Indonesia tiap tahunnya baik dari segi kualitas maupun kuantitas. Hadirnya pabrik *ethylene* di Indonesia diharapkan dapat menekan kebutuhan impor *ethylene* dari luar negeri sehingga dapat meningkatkan devisa negara.

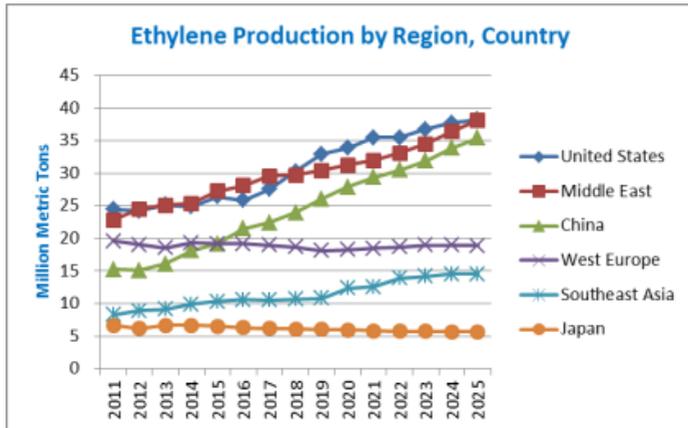
Disamping masalah minimum investasi, industri *polyethylene* resin terhambat pasokan bahan baku *ethylene* yang sangat terbatas dan tingginya harga impor seiring dengan kenaikan harga minyak dunia yang mencapai US dollar 70 per barel, mengakibatkan utilisasi industri PE rata-rata hanya 60% pada 2006. Padahal menurut pihak Asosiasi Industri plastic dan olefin (inaplas) industri petrokimia harus berproduksi sekitar 80% agar tidak merugi.



Gambar I. 1 Supply and Demand dari *Ethylene* (lgcp.or.jp)

Dari grafik di atas, dijelaskan bahwa kebutuhan *ethylene* dari tahun 2011 sampai 2017 terus meningkat. Diprediksikan bahwa sampai tahun 2025, kebutuhan *ethylene* akan terus meningkat. Hampir seluruh negara baik negara maju maupun negara berkembang membutuhkan *ethylene*. Pada tahun 2016, permintaan *ethylene* di dunia sebesar 150 juta metric ton dan pada tahun 2025, diperkirakan permintaan *ethylene* akan sebesar 200 juta metric ton. Pertumbuhan permintaan *ethylene* tahun 2016-2025 diperkirakan 3,6%/tahun. Untuk memenuhi kebutuhan *ethylene* dunia, beberapa negara seperti Amerika Serikat, Timur Tengah dan Tiongkok terus meningkatkan produksinya.

Gambar I. 2 Produksi *Ethylene* di berbagai Negara (lgcp.or.jp)



Melihat dari kebutuhan *ethylene* di dunia, maka aspek pasar *ethylene* secara global terbuka lebar. Dengan memiliki cadangan gas alam yang melimpah, Indonesia memiliki potensi tinggi dalam hal pemenuhan kebutuhan *ethylene* dunia.

BAB II BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas Pabrik

Indonesia telah melakukan impor *Ethylene* rata-rata sekitar 651,285 Ton per tahunnya. Tabel berikut menunjukkan data *supply demand Ethylene* ada di Indonesia sampai tahun 2017, serta tabel pertumbuhan *supply demand Ethylene* yang ada di Indonesia :

Tabel II- 1 Data Supply Demand *Ethylene* di Indonesia

Tahun	Produksi (kg)	Konsumsi (kg)	Ekspor (kg)	Impor (kg)
2015	600,000,000	1,286,523,740	19,109,638	705,633,378
2016	860,000,000	1,390,941,259	114,404,278	645,345,537
2017	860,000,000	1,359,704,535	121,007,188	620,711,723
2018	860,000,000	1,341,065,321	121,580,203	633,440,312
Total	3,180,000,000	5,378,234,855	376,101,307	2,605,130,950

Tabel II- 2 Pertumbuhan Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor *Ethylene* dalam persentase di Indonesia

Tahun	Pertumbuhan Produksi	Pertumbuhan Konsumsi	Pertumbuhan Ekspor	Pertumbuhan Impor
2015-2016	43,33	8,11	498,67	8,54

2016-2017	0	2,25	5,77	3,82
2017-2018	0	1,39	0,47	2,05
TOTAL	14,44	1,49	168,31	3,44

2.2. Sasaran Jangka Panjang (2015-2025)

- a. Meningkatkan kapasitas produksi industri petrokimia hulu :
- Olefin : ethylene dari 750.000 Ton/Tahun menjadi 1,6 Juta Ton/Tahun, Propylene dari 1,270 juta Ton/Tahun menjadi 1.334 juta Ton/Tahun.
 - Aromatik : Toluene 170.000 Ton/Tahun, Benzene 440.000 Ton/Tahun, Paraxylene 796.000 Ton/Tahun menjadi 1,25 juta Ton/tahun dan Orthoxylene 120.000 Ton/Tahun.

Gambar II. 1 PERMENPERIND no. 14 tahun 2010 mengenai sasaran jangka panjang mengenai penambahan kapasitas (Permenperind, 2010)

Berdasarkan peraturan PERMENPERIND no. 14 tahun 2010 dimana diatur pada poin 2.2 pada Bab II bahwa untuk Sasaran Jangka Panjang (2015-2025), Meningkatkan kapasitas industri petrokimia hulu untuk olefin dimana kapasitas Ethylene ditingkatkan dari 750 KTPA menjadi 1600 KTPA. Dan dikarenakan penghasil *Ethylene* di Indonesia hanya di produksi oleh Chandra Asri Petrochemical dengan kapasitas 900 KTPA, maka dengan memenuhi 40% dari kekurangan yang masih dibutuhkan untuk peningkatan kapasitas dari perusahaan *Ethylene* maka pabrik *Ethylene* dari Naptha yang akan didirikan pada 2023 ini memiliki kapasitas pabrik yaitu 300 KTPA.

II.2 Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan sangat penting dalam perencanaannya. Lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan, harga produk yang semurah mungkin dengan keuntungan yang sebesar mungkin. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau menambah kapasitas pabrik tersebut.

Pada pemilihan lokasi pendirian pra-desain pabrik ethylene ini, faktor yang dijadikan pertimbangan ialah sebagai berikut:

a. Bahan baku

- Bahan baku yang tersedia
- Jarak bahan baku ke lokasi pabrik

b. Lokasi pasar

- Potensi penyerapan pasar
- Jarak lokasi pasar dengan lokasi pabrik

c. Iklim dan geografis

- Kondisi tanah
- Suhu lingkungan
- Frekuensi gempa

d. Utilitas

- Ketersediaan pasokan listrik
- Ketersediaan pasokan air

e. Aksesibilitas dan fasilitas

- Jarak pabrik dengan pelabuhan
- Jarak pabrik dengan bandara
- Ketersediaan layanan komunikasi

a. Bahan Baku

Bahan baku yang di gunakan dalam pradesain pabrik *ethylene* ini adalah *naptha* yang di impor karena ketersediaan bahan baku di Indonesia yang belum bisa memenuhi kebutuhan pabrik *ethylene* ini. Untuk penyedia bahan baku pradesain pabrik *ethylene*

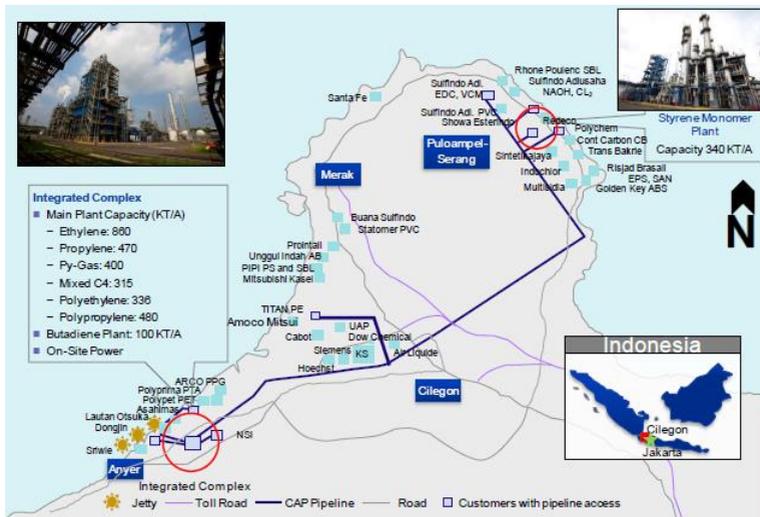
ini adalah Saudi Aramco, dengan kapasitas produksi pertahunnya sebesar 309.87 MBD. Karena bahan baku adalah impor, maka jarak bahan baku ke lokasi pabrik menjadi pertimbangan dalam pemilihan lokasi.

Jarak Saudi Aramco ke lokasi pabrik :

1. Saudi Arabia ke Cilegon : 7390 km
2. Saudi Arabia ke Balongan : 7634 km

b. Lokasi Pemasaran

Produsen dan konsumen terbesar dari produk *ethylene* yaitu PT. Chandra Asri Petrochemical yang berlokasi di Banten.



Gambar II. 2 Target Pemasaran Produk *Ethylene* (Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk)

c. Iklim dan Geografis

Berikut ini adalah kondisi wilayah berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika dari setiap provinsi pada tahun 2019. Kondisi wilayah ini dapat dijadikan basis dengan data pabrik polietilena akan direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2020.

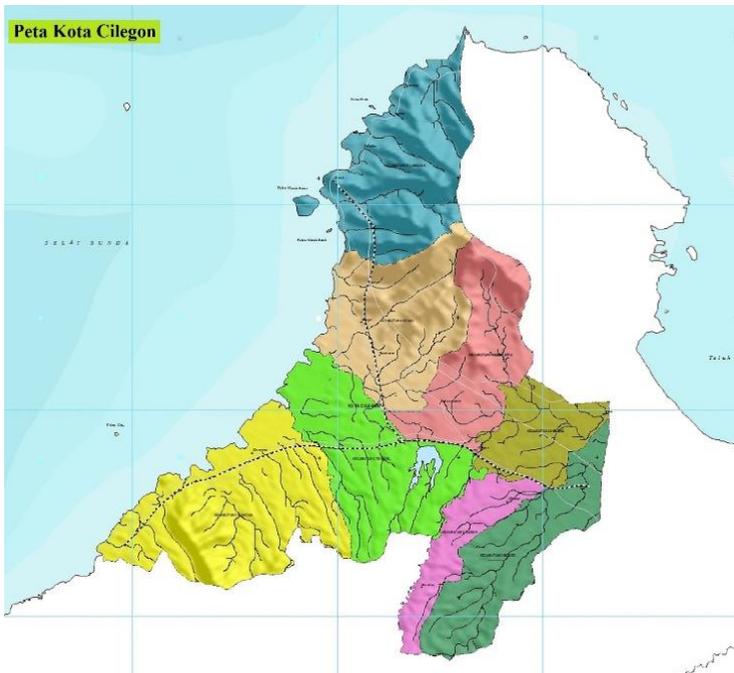
1. Cilegon

- Suhu lingkungan rata: 24-34°C
- Frekuensi gempa: Tidak ada data
- Kelembaban rata-rata: 55-90%
- Kecepatan angin rata-rata: 9-19 km/jam

2. Balongan

- Suhu lingkungan rata: 25-36 °C
- Frekuensi gempa: Tidak ada data
- Kelembaban rata-rata: 45-75%
- Kecepatan angin rata-rata: 4-9 km/jam

(Sumber: bmetg.go.id pada tanggal 8 Nov. 2019)



Gambar II. 3 Topografi Kota Cilegon



Gambar II. 4 Topografi Kabupaten Indramayu

d. Utilitas

Utilitas merupakan faktor yang berpengaruh dalam keberlangsungan suatu pabrik. Berikut ini adalah data kapasitas terpasang pembangkit tenaga listrik PLN dan kapasitas produksi air bersih efektif untuk wilayah Provinsi Banten dan Jawa Barat.

1. Kapasitas terpasang pembangkit listrik

Provinsi	Jenis & Kapasitas Pembangkit Listrik			
	PLTU	PLTA	PLTP	PLTGU
Banten	PT. Krakatau Daya Listrik (400 MW)	-	-	-

	Suralaya (4x400 MW;3x600 MW)			
	Banten 1 (1x625MW)			
	Banten 2 (2x300 MW)			
	Banten 3 (3x315 MW)			
Jawa Barat	-	Ubrug (2x10,8 MW;1x6,3 MW)	Gunung Salak (3x60 MW, 3x65,5 MW)	Pembangkit Muara Tawar (920 MW)
		Bengkok (3x3,15 MW; 1x0,7 MW)	Kamojan g (350 MW)	
		Cikalong (3x6,4 MW)	Wayang Windu (371 MW)	
		Saguling(4x175 MW)		

		Cirata (8x126 MW)		
		Jatiluhur (7x25 MW)		
		Lamajan (3x6,4 MW)		
		Parakan Kondang (4x2,48 MW)		
		Plengan (5x6,27 MW)		
		Pembangkitan Brantas (1008 MW)		

(Sumber: PLN)

2. Ketersediaan pasokan air

Provinsi	Ketersediaan Pasokan Air (liter/detik)				
	2012	2013	2014	2015	2017
Banten	2026	8452	8073	8464	8414
Jawa Barat	17503	14026	14535	15793	15170

(Sumber: BPS)

e. Aksesibilitas dan Fasilitas

Aksesibilitas dan fasilitas transportasi juga menjadi faktor dalam memilih lokasi pabrik. Penyediaan bahan baku maupun pemasaran tertentu akan membutuhkan kedua faktor ini agar pabrik dapat berjalan dengan baik. Aksesibilitas dan fasilitas transportasi ini melingkupi jalan, bandara, dan pelabuhan.

1. Total Panjang Jalan Raya

Provinsi	Kondisi Permukaan Jalan				Panjang Total (km)
	Baik	Sed-ang	Rusak Ringan	Rusak Berat	
Banten	289.51	236.71	26.06	12.61	564.89
Jawa Barat	873.11	819.26	77.57	19.26	1789.2

(Buku Informasi Statistik, 2017)

2. Aksesibilitas

Loka si	Pelabuhan Terdekat	Jarak dari Kota-Pelabuhan (km)	Bandara Terdekat	Jarak dari Kota - Bandara (km)
Cilegon	Pelabuhan Merak	14.9	Bandar Udara Internasional Soekarno Hatta	102.6
Balongan	Pelabuhan Cirebon	47	Bandar Udara Internasional Husein Sastranegara	218.7
	Pelabuhan Patimban	71.9		

			Bandar Udara BIJB Kertajati	54.8
	Pelabuhan Khusus Pertamina	6.6		

(Sumber: Wikipedia)

II.3 *Ethylene* dan Bahan Baku Pembuatan *Ethylene*

Ethylene atau etena adalah senyawa organik dengan rumus kimia C_2H_4 atau $H_2C=CH_2$ yang memiliki sifat tidak berwarna, tidak berbau, mudah terbakar pada fase gas. *Ethylene* merupakan senyawa olefin (hidrokarbon dengan ikatan rangkap karbon-karbon) yang paling ringan, sehingga diklasifikasikan sebagai hidrokarbon tidak jenuh. Hidrokarbon tidak jenuh yang paling sederhana adalah asetilena (C_2H_2). Beberapa bahan kimia utama dan polimer yang dihasilkan dari *ethylene* diantaranya adalah:

1. *Low Density Polyethylene* (LDPE)
2. *Low Linear Density Polyethylene* (LLDPE)
3. *High Density Polyethylene* (HDPE)
4. *Ethylene Dichloride* (EDC)
5. *Vinyl Dichloride* (VDC)
6. *Polyvinyl Chloride* (PVC) serta kopolimernya
7. *Alfa-Olefine* (AO)
8. *Ethylene Oxide* (EO)
9. *Mono Ethylene Glycol* (MEG) digunakan dalam produksi poliester dan antibeku
10. *Vinyl Acetate* (MVA)
11. Etanol
12. *Ethylene Propylene Diene Monomer* (EPDM)
13. *Co-Monomer* untuk *Polypropylene*
14. *Ethyl Benzene* (EB)
15. Stirena Monomer (SM)
16. *Polystyrene* (PS) beserta kopolimernya

(Simoeih, 2013)

Ethylene dapat dibuat dari berbagai macam bahan baku diantaranya:

1. *Naphtha*

Naphtha adalah suatu kelompok unsur karbon C₅ hingga C₁₂ yang terdiri dari beberapa jenis hidrokarbon cair produk antara kilang minyak yang digunakan terutama sebagai bahan baku produksi komponen bensin oktan tinggi melalui proses reformasi katalitik. *Naphtha* banyak diperoleh dari pemurnian minyak entah atau gas alam dengan titik didih kira-kira berada pada 27°C – 221°C. *Naphtha* juga digunakan dalam industri petrokimia untuk memproduksi olefin dalam reaktor perengkah uap (*steam cracker*) serta digunakan sebagai pelarut atau solven dalam industri kimia. Bila dicampur dengan bahan lain akan menjadi *motor gasoline* atau *jet fuel* dengan mutu yang lebih tinggi. Juga digunakan sebagai bahan pelarut, tergantung pada sifat dari turunan *naphtha* serta permintaan dari berbagai jenis industri. *Naphtha* dibagi menjadi dua kategori, yaitu *light naphtha* dan *heavy naphtha*. Bahan baku untuk pembuatan *ethylene* adalah *light naphtha* yang berasal dari Saudi Arabia (*Arabian Light Naphtha*).

Penggunaan *Arabian Light Naphtha* dilakukan pertimbangan, seperti bahan baku untuk *ethylene* minimal mengandung 75% parafin, kandungan parafin dalam *light naphtha* lebih besar daripada *heavy naphtha* dan memenuhi minimal 75% parafin, dan dapat menghasilkan produk lebih banyak. *Light naphtha* di supply dari Saudi Arabia karena memiliki karakteristik yang sesuai untuk diolah menjadi *ethylene* bila dibandingkan dengan *light naphtha* yang berasal dari dalam negeri. *Light naphtha* Indonesia saat ini hanya mampu memenuhi karakteristik untuk pembuatan pupuk, sehingga jika digunakan *light naphtha* domestik maka akan membutuhkan biaya operasi yang sangat tinggi untuk mendapatkan produk *ethylene* yang diinginkan.

2. Etanol

Produksi *ethylene* dari etanol akan bernilai ekonomis sangat tinggi untuk suatu negara yang tidak memiliki sumber gas alam maupun minyak bumi, namun memiliki produksi etanol dari fermentasi yang melimpah. Hal ini disebabkan *ethylene* merupakan

senyawa hidrokarbon utama yang banyak dipakai sebagai bahan baku dalam industri petrokimia untuk menghasilkan senyawa-senyawa lain yang lebih bervariasi dan dibutuhkan oleh manusia. Pembuatan etanol di Indonesia sebagian besar berasal dari proses fermentasi bahan pangan seperti dari singkong sehingga dapat mengganggu ketahanan pangan nasional dan hal itu sangat dihindari karena ketahanan pangan Indonesia rendah.

3. Gas Etana

Minyak bumi dan gas alam adalah campuran kompleks hidrokarbon dan senyawa organik lainnya. Komponen hidrokarbon adalah komponen utama minyak bumi dan gas alam. Cadangan minyak bumi pada Indonesia lebih kecil daripada gas alam, minyak bumi merupakan hidrokarbon (C_nH_{2n+2}) yang terdiri dari campuran beberapa macam gas hidrokarbon yang mudah terbakar dan non-hidrokarbon seperti nitrogen, helium, karbon dioksida, hidrogen sulfida, dan air serta merkuri dalam jumlah kecil. Etana merupakan komponen energi yang paling banyak berikutnya yang ditemukan dalam gas alam. Etana juga dapat diperoleh dari hasil penyulingan minyak bumi. Dengan nilai kalor lebih tinggi dari metana, etana digunakan dalam beberapa cara setelah terisolasi dari gas alam maupun minyak bumi. Setelah dipisahkan dari gas alam, etana sering digunakan untuk memproduksi *ethylene* dan produk *polyethylene*.

4. Gas Metana

Cadangan gas Indonesia lebih besar daripada minyak bumi, meski sebagian juga telah dikonsesikan kepada pihak asing. Metana merupakan kandungan tertinggi pada gas alam yang merupakan molekul hidrokarbon dengan rantai terpendek dan teringan. Selain itu, gas alam juga mengandung molekul-molekul hidrokarbon yang lebih berat, seperti etana (C_2H_6), propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}). Gas alam juga merupakan sumber utama gas helium. Komposisi gas alam bervariasi tergantung pada sumber gas alam masing-masing. Gas alam sebagian besar dilah menjadi LNG (*Liquefied Natural Gas*) agar bisa dikonsumsi sehingga komponen

hidrokarbon yang lebih berat, seperti etana, propana, dan butana harus dipisahkan.

(Indoenergi, 2014)

II.3.1 Spesifikasi Bahan Baku

II.3.1.1 Bahan Baku Utama Pembuatan Ethylene

II.3.1.1.1 Naphta

Naphta yang digunakan untuk produksi olefin diperoleh dari negara-negara Timur Tengah. Jumlah *naphta* yang diperlukan mencapai 4000 hingga 5000 ton/hari dengan total 1.700.000 ton/tahun. Tabel II-4. dan Tabel II-5 menunjukkan spesifikasi *naphta* dari ADNOC dan ADGAS.

Tabel II- 3 Spesifikasi *naphta* dari ADNOC (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)

Item	Supplier Specific	Calab
Densitas (g/cm ³)	0.656	0.6567
Titik didih awal (°C)	35	35.5
Titik didih 50% (°C)	49	47.5
Titik didih akhir (°C)	142	1355
Sulfur (wt ppm)	44	163
Parafin (% v)	95.3	93.1
Olefin (% v)	-	-
Kenaftaan (% v)	3.9	5.1
Aromatik (% v)	0.8	1.8
n-parafin total	-	0.49

Tabel II- 4 Spesifikasi *naphta* dari ADGAS (Sumber : Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)

Item	Supplier specific	Calab
Densitas (g/cm ³)	0.6568	0.6575
Titik didih awal (°C)	36	34.6
Titik didih 50% (°C)	51	49
Titik didih akhir (°C)	131	140
Sulfur (wt ppm)	596	235.9
Parafin (% v)	92.6	93.6
Olefin (% v)	-	-
Kenaftaan (% v)	5.4	5.6
Aromatik (% v)	2	0.8
n-parafin total	-	0.5

Naphta impor memiliki kandungan *paraffin* yang lebih besar dibandingkan *naphta* dari dalam negeri. konsentrasi *paraffin* yang lebih tinggi akan membuat *yield ethylene* menjadi lebih tinggi pada unit *olefin* ini karena semakin jenuh rantai atom karbon, maka semakin besar *yield ethylene*. *Naphta* dapat dibedakan menjadi dua jenis yaitu *light naphta* dan *heavy naphta*. Perbedaan ini berdasarkan densitas *naphta* yang ditentukan oleh parameter PIONA (*Parraffins, Isoparaffins, Olefins, Naphtalens and Aromatics*).

II.3.1.2 Bahan Baku Penunjang

Bahan penunjang yang ditambahkan di *ethylene plant* sebagai berikut:

II.3.1.2.1 Dilution Steam

Dilution steam memiliki fungsi berikut. Meminimalisir terbentuknya *coke* akibat penurunan tekanan parsial *naphta*, karena menyebabkan menurunkan *resident time* dari proses perengkahan. Mencegah *overheating* yang terjadi di *tube coil*. Dan

untuk memaksimalkan *yield* dari proses perengkahan (selektivitas tinggi).

II.3.1.2.2 *Dimethyl Disulfide (DMDS)*

Dimethyl disulfide (DMDS) ditambahkan pada *feed* yang akan masuk ke dalam *furnace* jika kandungan sulfur dari umpan kurang dari 100 ppm. Senyawa DMDS ini berfungsi untuk mencegah terbentuk coke di *tube furnace* dengan cara menghambat reaksi katalitik nikel. Adapun reaksi katalitik nikel yang terjadi adalah sebagai berikut:

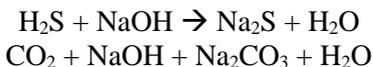


II.3.1.2.2 *Amine*

Amine (NH₃) berfungsi untuk mencegah korosi dipermukaan condenser dengan cara mengontrol pH.

II.3.1.2.3 *Caustic Soda*

Caustic soda (NaOH) digunakan untuk menjerap H₂S dan CO₂ di *caustic tower*. Reaksi yang terjadi di *caustic tower* adalah sebagai berikut:



II.3.2 Target Produk

Ethylene (C₂H₄) adalah olefin yang paling ringan yang bersifat tidak berwarna, tidak berbau, dan mudah terbakar. Adapun penggunaan *ethylene* dalam dunia industri kimia cukup luas antara lain sebagai bahan baku industri kimia *ethylene oxide*, *polyethylene*, *ethylene benzene*, *vinyl chloride*, dan *ethylene glikol*. Saat ini, total kapasitas produksi *ethylene* sebagai bahan baku *polyethylene* yang digunakan oleh industri pengolahan biji plastik milik PT Chandra Asri Petrochemical, Tbk berkisar 336 KTPA.

(Chandra Asri Petrochemical Company Profile, 2017)

Pemerintah semula berharap fasilitas *refinery* PT Chandra Asri Petrochemical, Tbk dapat segera ditambah untuk mengurangi ketergantungan impor *ethylene* yang setiap tahun menembus 996 KTPA.

(Inaplas, 2009)

Berdasarkan Perry (1973) sifat fisik dari *ethylene* adalah:

- Rumus molekul : C_2H_4
 - Berat molekul : 28,05 g/mol
 - Titik lebur : $-169^{\circ}C$
 - Titik didih normal : $-103,9^{\circ}C$ (tekanan atmosferik)
 - Bentuk zat : Gas
 - Warna : Tidak berwarna
 - Densitas : $0,61 \text{ g/cm}^3$ (pada $0^{\circ}C$, 1 atm)
- Sifat kimia dari *ethylene* adalah:
- Mempunyai bau yang khas
 - Mudah terbakar

II.3.3 Spesifikasi Produk

No	Properties	Unit	Sales Spec
1	Ethylene	Vol %	>99.5
2	Methane + Ethane	Vol ppm	<5000
3	Total C3 and Heavier	Vol ppm	<10
4	Acetylene	Vol ppm	<5
5	Hydrogen	Vol ppm	<5
6	Carbon Monoxide	Vol ppm	<2
7	Carbon Dioxide	Vol ppm	<50

8	Alcohol	Wt ppm	<10
9	Water	Vol ppm	<3
10	Total Sulphur	Wt ppm	<2
11	Oxygen	Vol ppm	<2
12	Total Combined Nitrogen (as NH ₃)	Vol ppm	<1

Sumber : Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical

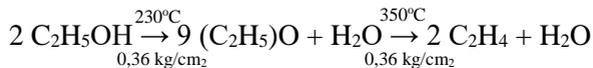
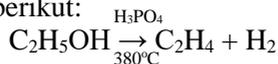
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Jenis Proses Pembuatan Ethylene

Ethylene merupakan dasar bahan baku industri kimia untuk berbagai produk industri kimia, dan juga dapat dibuat dengan berbagai cara dari berbagai jenis bahan baku yang digunakan, yaitu:

III.1.1. Dehidrasi Etanol

Reaksi dehidrasi etanol sebagian bereaksi menjadi *ethylene* dan eter, sebagian menjadi produk lanjutan. Reaksi dari dehidrasi etanol adalah sebagai berikut:



Eter diperoleh pada temperatur $\pm 230^\circ\text{C}$ dimana *ethylene* didapatkan pada temperatur $300\text{-}400^\circ\text{C}$. Pemurnian lebih lanjut dilakukan untuk melepaskan ikatan aldehid, asam, hidrokarbon fraksi berat dan karbon dioksida dengan membentuk H_2O .

Proses pembuatan *ethylene* dari etanol dimulai pada umpan etanol dipompa kedalam steam-heated *vaporizer*. Uap etanol diberi pemanasan awal dengan steam bertekanan tinggi dan dilewatkan pada katalis yaitu *phosphoric acid* (H_3PO_4). Dalam satu kali proses produksi, yield *ethylene* didapatkan sekitar 96 persen.

Dalam proses ini diperlukan adanya kontrol terhadap suhu. Bila suhu terlalu tinggi, akan terbentuk aldehid. Dan bila suhu terlalu rendah, akan terbentuk eter. *Ethylene* yang keluar dari reaktor masih mengandung sejumlah kecil pengotor. Oleh karena itu, gas *ethylene* dicuci dengan *wash water* dan pada saat yang sama akan dilepaskan etanol yang tidak bereaksi. Tahapan selanjutnya dengan larutan NaOH yang bertujuan untuk melepaskan kandungan karbon dioksida.

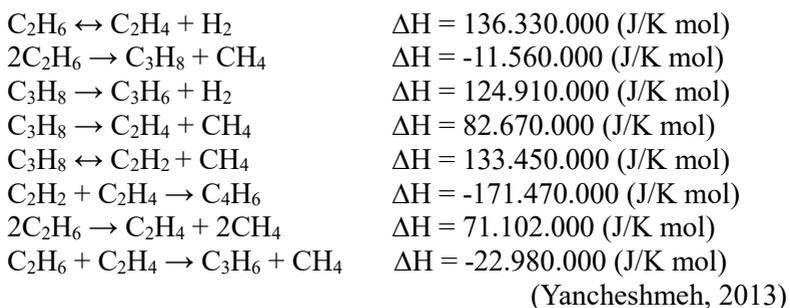
Ethylene kemudian dikirim ke gas holder, dimana *ethylene* akan dikompresi lalu didinginkan dengan *refrigeration system* sampai temperaturnya 46°C. Selanjutnya gas dari gas holder dilewatkan pada adsorber untuk menghilangkan kandungan pengotor seperti butana. Setelah itu kadar air yang terkandung dalam *ethylene* dihilangkan sehingga dapat dihasilkan *ethylene* dengan kemurnian 99%.

III.1.2. Thermal Cracking

Pada geologi minyak bumi dan kimiawi, perengkahan adalah proses dimana molekul sederhana seperti hidrokarbon ringan dengan pemutusan ikatan rangkap C=C pada awalnya. Laju perengkahan dan produk akhir dipengaruhi oleh temperatur dan keberadaan katalis.

Dalam proses perengkahan, penyulingan minyak digunakan produksi produk ringan (seperti LPG dan bensin) dari fraksi distilasi minyak murni yang lebih berat dan residu seperti gas oil. Sekarang ini *thermal cracking* banyak digunakan untuk meningkatkan nilai jual dari fraksi yang sangat berat. *Thermal cracking* menggunakan suhu hingga 800°C dan tekanan 700 KPa (6,9 atm).

Reaksi perengkahan etana berlangsung secara endotermik dalam tungku pirolisa. Panas reaksi diambil dari campuran bahan bakar gas metana dan hidrogen yang merupakan produk samping. Adapun reaksi perengkahan etana adalah sebagai berikut:



Selanjutnya dilakukan pendinginan pada *Transfer Line Exchanger* (TLE) dari suhu 800°C hingga 380°C. Lalu, gas yang telah didinginkan pada TLE didinginkan secara tiba-tiba pada *Quench Fitting* (QF) oleh *Quench Oil* (QO) dari suhu 380°C hingga 180°C. Di unit pendinginan ini dihasilkan uap jenuh bertekanan tinggi yang nantinya digunakan di unit *cracking*, *reboiler*, *de-ethanizer* dan *ethylene fractionator*.

Pemisahan produk dari hasil sampingnya juga dilakukan secara bertahap meliputi proses absorpsi, adsorpsi dan distilasi. Absorber yang memisahkan gas hidrokarbon terhadap cairan hidrokarbon (*fuel oil*) dalam alirannya dengan media pencuci air. Cairan hidrokarbon dan air keluar dari dasar menara, sedangkan aliran hidrokarbon gas keluar dari atas lalu masuk ke unit kompresi, setelah itu diteruskan ke unit *caustic water wash tower* dilakukan pemisahan gas CO₂ dengan cara absorpsi dengan reaksi dengan larutan NaOH.

Gas keluar unit pencuci kaustik masuk ke kompresor untuk meningkatkan tekanan dari gas hidrokarbon yang telah dicuci. Setelah itu, gas hidrokarbon dikeringkan pada *dryer*. Gas yang telah dikeringkan masuk ke dalam *chilling train* untuk didinginkan hingga suhu -170°C.

Unit pemisah distilasi adalah *de-ethanizer* yang memisahkan fraksi C₁ dan C₂ terhadap fraksi C₃. Produk dasar menara distilasi dipisahkan sebagai produk samping untuk bahan bakar, sedangkan produk puncak menara masuk *acetylene converter*. *Acetylene* direaksikan menjadi *ethylene* dengan bantuan katalis Palladium dalam fixed bed reaktor. Perbandingan mol *acetylene* dengan gas hidrogen adalah 1:1 agar *ethylene* yang terbentuk tidak bereaksi lebih lanjut menjadi etana. Reaksi pada *acetylene converter* adalah sebagai berikut:

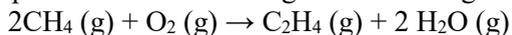


Sebelum masuk ke unit pemisahan berikutnya, dilakukan penurunan temperatur dan penurunan tekanan gas hidrokarbon keluar ekspander terdiri dari fase cair dan gas. Unit pemisahan

berikutnya adalah *demethanizer* yang memisahkan fraksi gas CH₄ dan H₂ dari fraksi cair C₂. Produk diatas menara dipisahkan sebagai produk samping berupa bahan bakar metana dan hidrogen yang digunakan pada unit perengkahan. Produk bawah masuk ke unit pemisahan *ethylene fractionator* yang memisahkan *ethylene* sebagai produk atas dan etana sebagai produk bawah yang didaur ulang sebagai umpan di unit cracking.

III.1.3. Oxidative Coupling of Methane (OCM)

Pada metode *Oxidative Coupling of Methane* (OCM), bahan baku yang digunakan adalah gas metana. Gas metana ini direaksikan pada reaktor OCM dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi OCM secara konvensional memiliki beberapa kelemahan, yaitu oksigen yang bereaksi dengan gas metana adalah oksigen murni yang telah dipisahkan dari nitrogen, *yield ethylene* yang rendah karena oksidasi yang terlalu lama dari gas metana, dan terdapat potensi ledakan karena bercampurnya gas metana dengan oksigen murni. Sehingga, reaktor OCM konvensional tersebut digantikan dengan reaktor *Solid Oxide Fuel Cell* (SOFC) *tubular membrane*. Keuntungan dari menggunakan reaktor ini untuk reaksi OCM adalah menggantikan oksigen murni dengan udara sebagai reaktan, sehingga tidak diperlukan proses pemurnian oksigen, *yield ethylene* meningkat, serta menghilangkan potensi ledakan. Reaktor SOFC *tubular membrane* memiliki performa sangat baik dibanding reaktor OCM lainnya. Konversi gas metana mencapai 60,7%, selektifitas C₂₊ sebesar 41,6%, perbandingan antara *ethylene* dengan gas etana yang terbentuk sebesar 5,8, serta *yield ethylene* sebesar 19,4% dengan katalis Mn-Ce-Na₂WO₄/SiO₂ gel.

(Liu, 2017)

III.2 Seleksi Proses

Dari banyak kriteria dan uraian proses pembuatan *ethylene* diatas dapat dilihat keuntungan dan kerugian dari masing-masing proses seperti terlihat dalam Tabel III.1.

Tabel III- 1 Perbandingan Proses Pembuatan Ethylene

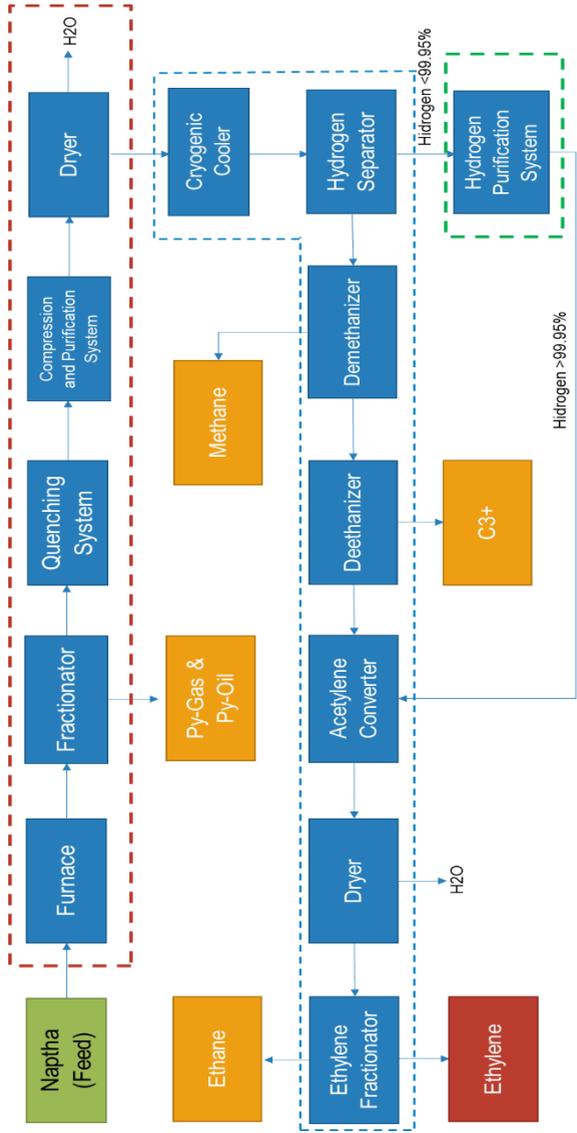
Parameter	Proses		
	Dehidrasi Etanol	Thermal Cracking	Oxidative Coupling of Methane (OCM)
Bahan Baku	Etanol	Etana, Propana, Butana, Naphtha	Metana, Etana
Katalis Reaksi	Menggunakan katalis asam sulfat pekat atau asam fosfat	Menggunakan Pd/Al ₂ O ₃ catalyst	Menggunakan Mn-Ce-Na ₂ WO ₄ /SiO ₂ gel catalyst
Temperatur	300-400°C	700-1000°C	500-800°C
Tekanan	Atmosfer	Atmosfer	Atmosfer
Intensitas Proses	Jarang digunakan	Sering digunakan	Belum banyak digunakan
Kemurnian Produk	96%	99,95%	99,95%
Sumber Energi	Fuel gas (supply dari luar)	Metana, LNG (fuel gas dari hasil samping proses)	C ₃₊ (hasil produk bawah De-ethanizer sebelum reaktor OCM)

Segi Ekonomi	Harga bahan baku lebih mahal dibandingkan harga produknya	Harga bahan baku yang lebih murah, cadangan bahan baku masih tersedia banyak, dan proses berlangsung tanpa katalis sehingga biaya proses lebih murah.	Harga bahan baku yang paling murah dibanding <i>Naphtha</i> , etana, dan metanol, serta proses pemisahan tidak serumit dengan reaktor <i>steam cracking</i> dengan <i>naphtha</i> sebagai feed.
-------------------------	---	---	---

(Amghizar, 2017)

Dari data diatas terlihat bahwa pada proses dehidrasi etanol tidak dapat dilakukan karena harga etanol sebagai bahan baku lebih mahal dibandingkan *ethylene*. Dari segi ekonomi, *Oxidative Coupling of Methane* (OCM) lebih menguntungkan dibandingkan dengan dehidrasi etanol dan *thermal cracking*. Namun dari segi bahan baku, proses *thermal cracking* menggunakan *Naphtha* dimana hal ini sesuai dengan proses pembuatan bahan baku dimana *Naphtha* di *cracking* sehingga dapat menghasilkan *Ethylene*. Sedangkan jika dilihat dari OCM mereka menggunakan Metana dan Etana dan itu tidak sesuai dengan proses yang digunakan. Sehingga dipilih proses Thermal Cracking dalam pradesain pabrik ini.

III.3 Block Diagram Proses Pembuatan Ethylene dengan Thermal Cracking.



III.4 Seleksi Lisensor

Lisensor merupakan salah satu pihak yang penting berjalannya perancangan suatu proses perancangan pabrik, hal ini disebabkan karena lisensor memiliki paten terhadap teknologi yang menghasilkan optimasi dalam perancangan pabrik sehingga proses berjalan ekonomis. Terdapat beberapa lisensor yang tersedia untuk pembuatan naptha dengan proses Thermal Cracking antara lain yaitu Technip FMP dan Lummus Technology. Perbedaan diantar kedua lisensor tersebut dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel III- 2 Perbandingan Lisensor

Parameter	Lisensor	
	Technip FMC	Lummus Tech. by McDermott
Yield Ethylene by Furnace (wt%)	35%	34.4%
Coil Related Furnace Features	Coil pada section radiant harus di pretreatment untuk mengurangi resiko coking dengan campuran sulfur-silica	Coil pada radiant menggunakan double pass, sehingga coking bisa dilakukan secara langsung dan mereduksi emisi
Demethanizer Separation Features	Sistem stripping ganda pada demethanizer	Sistem demethanizer dengan kebutuhan refrigasi yang rendah

Specific Energy Consumption (GJ/t ethylene)	21.6-25.2	21
---	-----------	----

Dari data diatas didapatkan bahwa Lisensor Technip FMP memiliki yield ethylene yang lebih tinggi dibandingkan Lummus Tech. namun memiliki kekurangan yaitu konsumsi energi yang lebih tinggi, resiko *coking* yang tinggi sehingga harus dilakukan *pretreatment* pada umpan, serta kebutuhan refrigasi yang lebih rendah dibandingkan Lummus. Sehingga pada hal ini dipilih lisensor yaitu Lummus Technology.

III.5 Feasibility Proses

Untuk melihat feasibilitas secara kasar dari proses thermal cracking dengan lisensor Lummus Techonolgy, maka dilakukan peninjauan terhadap harga produk, harga bahan baku dan biaya operasi pada proses. Feasibilitas ini dilakukan dengan melihat harga produk yang akan dihasilkan dengan dikurangi oleh bahan baku dan biaya operasi (OPEX) pada lisensor Lummus Technology.

Dari literatur yaitu Petrochemical Process Handbook, proses produksi ethylene dari naptha dengan lisensor Lummus Techonology, didapatkan bahwa untuk memproduksi 1 kg ethylene (produk utama) dibutuhkan energi total proses sebanyak 4000 kcal. Serta diketahui bahwa ethylene yang terkonversi dari naptha sebesar 27.9 persen massa. Dan sisanya menjadi produk samping dengan presentase terbesar yaitu ethane 3.7 persen massa, methane 15.73 persen massa, dan C3+ dengan 24.8 persen. Juga terdapat beberapa hasil cracking naptha, yang direcycle pada proses sebagai bahan bakar, dibuang ke sistem water treatment, serta dijual namun dengan persentase yang kecil.

Dalam peninjauan feasibilitas, digunakan produk samping dan produk utama sebagai harga produk, naptha sebagai harga bahan baku, serta energi yang dibutuhkan sebagai biaya operasi (OPEX). Diketahui bahwa harga produk ethylene/ton adalah Rp

15.429.266, ethane/mmbtu adalah Rp 104.848 dimana setiap ton naptha menghasilkan 1.593 mmbtu ethane, C3+/ton adalah Rp 9.153.004, serta methane (LNG)/mmbtu adalah Rp 26.139 dimana setiap ton naptha dapat menghasilkan 3.15 mmbtu methane. Untuk naptha sendiri dihargai sebesar Rp 2.851.040,91/ton. Untuk perhitungan OPEX, dengan menggunakan steam dengan kondisi High Pressure yang memiliki nilai High Heating Value sebesar 544.08 kcal/kg steam sehingga untuk proses pembuatan 1 ton total produk dengan 1 ton naptha, dibutuhkan 7.35 ton steam. Dan dari literatur, didapatkan harga steam per ton yaitu Rp 85,714. Maka dapat dihitung untuk feasibility kasar dari proses dalam satuan ton adalah:

$$\begin{aligned} \text{Feasibility} &= \text{Harga produk} - [\text{Harga bahan baku} + \text{Operational} \\ &\quad \text{Expenses (OPEX)}] \\ &= \\ &[(0.279*15.429.266)+(1.593*104.848)+(0.248*9.153.004)+(3.15 \\ &\quad *26.139)] - [2.851.040,91+7.35*85,714] = \text{Rp } 3.343.032,11 \end{aligned}$$

Karena bernilai positif, maka dapat dianggap produksi ethylene dari naptha menggunakan lisensor Lummus Technology secara kasar dapat dilaksanakan/feasible.

III.6 Tahapan Proses Thermal Cracking

Proses pembuatan *ethylene* pada pabrik ini terdiri dari beberapa unit proses, yaitu:

1. *Hot Section*
2. *Cold Section*
3. *Hydrogen Purification*

III.6.1 Hot Section

III.6.1.1 Furnace

Furnace digunakan untuk *cracking* umpan hidrokarbon dengan keberadaan *dilution steam* untuk memproduksi *ethylene*. *Furnace* menggunakan umpan *light naptha*. Untuk udara pembakaran, menggunakan udara ambien. Profil *furnace* ditampilkan pada Tabel III-2.

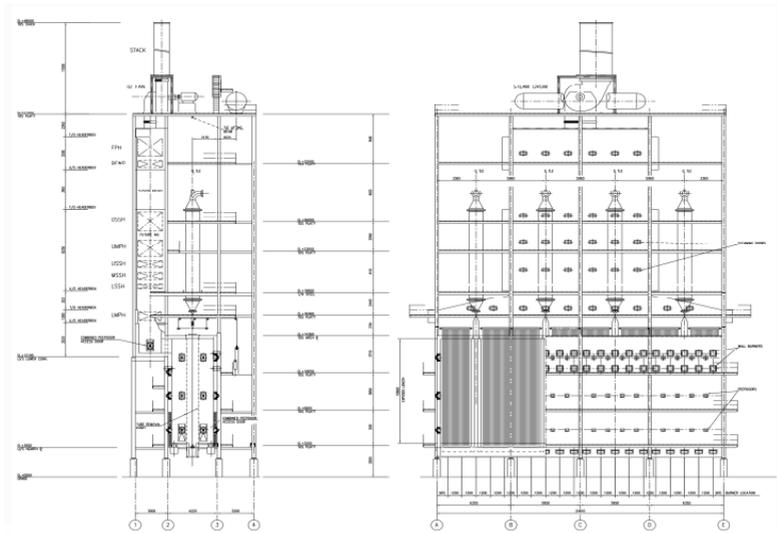
Tabel III- 3 Profil furnace di ethylene plant (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)

Licensor	Lummus
Feed Type	Light-Naphta
Combustion Air	Ambient
Fuel Type	FO & FG

Keluaran *radiant section* dikirimkan ke TLE yang terdiri atas 2 unit, yaitu *primary* TLE dan *secondary* TLE. Aliran *primary* TLE kemudian digabung dan dialirkan ke *secondary* TLE. Keluaran masing-masing TLE akan di-*quench* dengan *quench oil* menuju *PGO-Styrene Distillation*. *Cracked gas* bertemperatur 850°C dan didinginkan dengan cepat untuk menghindari reaksi polimerisasi hingga temperatur 390°C. Temperatur *cracked gas* dikontrol sebelum memasuki *PGO-Styrene Distillation* sehingga dilakukan pendinginan lebih lanjut dengan *Quench Fitting*. Kondisi operasi dari furnace ditunjukkan dengan Tabel III.3.

Tabel III- 4 Kondisi operasi furnace (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)

Item	Operating Condition
COT	810 – 840°C
TLE Temperature	375 – 420°C
Coil Inlet Pressure	2.28 – 2.30 kg/cm ² A
Coil Outlet Pressure	1.35 – 1.62 kg/cm ² A



Gambar III. 1 Drawing furnace ABB Lummus (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)

III.6.1.2 PGO-Styrene Distillation dan Quench Tower

PGO-Styrene Distillation digunakan untuk memisahkan fraksi-fraksi ringan *cracked gas*, *gasoline* dari fraksi yang lebih berat yaitu PFO (*Pyrolysis Fuel Oil*), PGO (*Pyrolysis Gas Oil*). *PGO-Styrene Distillation* juga mendinginkan gas keluaran *cracker*, serta memaksimalkan *recovery* dari panas yang terbuang dari reaksi pirolisis untuk keperluan lainnya.

Quench tower berfungsi untuk mendinginkan *cracked gas* keluaran *PGO-Styrene Distillation* sebelum *cracked gas* masuk ke *charge gas compressor*. Pendinginan dilakukan dengan mengontakkkan *cracked gas* dengan *quench water* didinginkan lebih lanjut dengan air laut dan disirkulasi secara *counter current*. Produk atas *quench tower* dijaga agar 39-42°C agar ratio tekanan kompresor bertambah dan kenaikan temperatur gas lebih kecil sehingga efisiensi kompresor tinggi. Komponen-komponen yang terkondensasi pada *quench tower* dipisahkan dari resirkulasi *quench water* pada *decanter*. *Quench water* yang dihasilkan dari

quench tower berfungsi sebagai *preheater* sebelum masuk ke *furnace* dan dapat disirkulasi kembali kedalam *quench tower*. Sedangkan *gasoline* yang terkondensasi dan telah dipisahkan dari resirkulasi *quench water* dapat dikontakkan kembali dengan *output* dari *furnace* sebagai pendingin.

III.6.1.3 Charge Gas Compressor (Low Pressure Section)

Charge gas compressor bertugas untuk menaikkan tekanan pada *cracked gas* sebelum dipisahkan. Pemisahan komponen-komponen pada *cracked gas* agar menjadi komponen lebih murni dapat dilakukan dengan menggunakan prinsip pemisahan bertingkat pada menara distilasi. Komponen di dalam *cracked gas* mayoritas merupakan komponen ringan yang memiliki *bubble point* dan *dew point* yang sangat rendah.

Untuk mengurangi beban condenser pada menara distilasi agar target suhu pendinginan tidak terlalu rendah, dibutuhkan kenaikan tekanan pada *cracked gas* sebelum dipisahkan. Target tekanan yang dibutuhkan sistem agar suhu pendinginan tidak terlalu rendah adalah 37 kg/cm^2 (tekanan *gauge*) dari tekanan awal $0,3 \text{ kg/cm}^2$ (tekanan *gauge*). Untuk menaikkan tekanan *cracked gas* menjadi setinggi itu dibutuhkan 5 *stage* (tingkatan) kompresi. Digunakan 5 *stage* karena turbine mempunyai kinerja efektif antara $P_{\text{out}} : P_{\text{in}}$ kurang lebih 2:1. Lima *stage* dibagi menjadi 2 section, yaitu *low pressure section (LP section)* dengan 3 *stage* dan *high pressure section (HP section)* dengan 2 *stage*. Di antara *low pressure section* dan *high pressure section* terdapat *caustic wash tower*.

Low pressure section terdiri dari 3 *stage*. *Stage* pertama menaikkan tekanan dari $0,3 \text{ kg/cm}^2$ ke $1,54 \text{ kg/cm}^2$. *Stage* kedua menaikkan tekanan dari $1,43 \text{ kg/cm}^2$ ke $4,0 \text{ kg/cm}^2$. *Stage* ketiga menaikkan tekanan dari $3,9 \text{ kg/cm}^2$ ke $8,7 \text{ kg/cm}^2$. Setiap kenaikan tekanan pada *cracked gas* menyebabkan sebagian dari *cracked gas* terkondensasi. Adanya cairan yang terdispersi di dalam gas pada saat kompresi sangat dihindari karena cairan bersifat *incompressible fluid* dan ini menyebabkan *surging* (masuknya

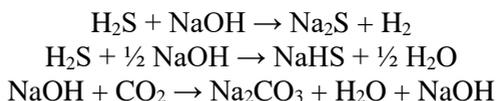
cairan kedalam turbin). Cairan tersebut akan menyebabkan rusaknya *blade* kompresor. Oleh karena itu di antara tiap stage baik di *low-pressure section* maupun *high pressure section* dilengkapi dengan *suction drum* yang berfungsi untuk memisahkan cairan yang terkondensasi pada *charged gas*. Dan untuk mencegah masuknya liquida ke dalam turbine terdapat demister di bagian atas steam drum. Tiap *stage* pada *charged gas compressor* juga dilengkapi dengan *intercooler* karena kompresi terhadap fluid pada fase gas akan menaikkan suhu dari fluid itu sendiri karena naiknya tekanan akan menaikkan temperaturnya juga. Kenaikan suhu *cracked gas* yang terlalu tinggi dihindari karena dapat menurunkan efisiensi.

Tabel III- 5 Kondisi operasi CGC low pressure section (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)

Kondisi Operasi		Nonisothermal dan adiabatik	
Compressor	Stage 1	Stage 2	Stage 3
T in (°C)	48.2	43.6	47.7
T out (°C)	97.5	95.4	91
P in (kg/cm²)	0.3	1.43	3.9
P out (kg/cm²)	1.54	4	8.7

III.6.1.4 Caustic Water Wash Tower

Caustic water wash tower terdapat di antara tahap kompresi ketiga dan keempat untuk menghilangkan gas-gas asam (H₂S dan CO₂) yang dapat merusak atau memengaruhi operasi dan kualitas produk akhir. Adapun reaksi pemisahan gas asam sebagai berikut:



Charge gas dari *overhead caustic water wash tower* diumpangkan ke tahap kompresi ke-4. Tabel III-5 menunjukkan kondisi operasi *caustic tower*.

Tabel III- 6 Kondisi operasi caustic tower (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)

Kondisi Operasi	Nonisothermal dan adiabatik
T in (°C)	16.1
T out (°C)	44.86

Caustic yang telah digunakan mengalir lewat bawah *caustic tower* dan dikirimkan ke *waste water treatment*. Penambahan *caustic* diatur agar tidak berlebih, karena dapat membuat proses pemisahan menjadi lebih besar bebannya, sehingga biaya yang diperlukan juga akan lebih besar. Selain itu, peningkatan jumlah *caustic* meningkatkan risiko penyumbatan dan masalah lain dalam pengoperasian.

III.6.1.5 *Charge Gas Compressor (High Pressure Section)*

Setelah menghilangkan CO₂ dan H₂S yang ada di *cracked gas* pada *caustic water wash tower*, *high pressure section* terdapat dari 2 *stage*. *Stage* keempat menaikkan tekanan dari 8,1 kg/cm² ke 18 kg/cm². *Stage* kelima menaikkan tekanan dari 17,87 kg/cm² ke 37,2 kg/cm². Tabel III.6 menunjukkan kondisi operasi pada *charge gas compressor high pressure section*.

Tabel III- 7 Kondisi operasi CGC High Pressure Section (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)

Kondisi operasi	Nonisothermal dan adiabatik	
Compressor	Stage 4	Stage 5
T in (oC)	38.7	33.5
T out (oC)	88	83.2
P in (KG)	8.1	17.87
P out (KG)	18	37.2

III.6.1.6 Charge Gas Dryer

Charge gas dryer berfungsi untuk menghilangkan uap air dari *charge gas* untuk mencegah pembentukan es atau hidrat pada peralatan *cold section* pada *cryogenic cooler* maupun *demethanizer*. Setelah keluaran gas kompresor didinginkan, kondensasi parsial terjadi dan campuran cair dan uap mengalir menuju *charge gas dryer*. *Charge gas* akan dikeringkan dengan *molecular sieve* sebanyak dua buah. Sistem *charge gas dryer* terdiri atas beberapa bagian antara lain: *dryer*, *dryer regeneration gas cooler*, dan *dryer regeneration knock drum* di mana setiap *dryer* terdiri atas dua *desiccant bed*. Sebuah *analyzer* kelembaban dipasang di bawah *bed* utama untuk mengindikasikan keberadaan gas basah. *Guard bed* di bawahnya mencegah *moisture* terpecah dan terlepas dari *dryer*. Sistem pengeringan dengan absorpsi air oleh *molecular sieve* yang terbuat dari zeolit sintetik.



Gambar III. 2 Molecular Sieve

Regenerasi desikan ini dilakukan dengan mengalirkan HP steam secara *back operation*. Gas untuk regenerasi didinginkan untuk menghilangkan kandungannya sebelum dikirimkan ke *fuel system*. Regenerasi dilakukan setelah terdapat indikasi bahwa *main bed* tidak berfungsi dengan baik. Tabel III-7 menunjukkan kondisi operasi *charge gas dryer*.

Tabel III- 8 Kondisi operasi charge gas dryer (Sumber: Dokumen PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk.)

Kondisi Operasi	Isothermal dan adiabatik
T in (°C)	16
T out (°C)	16

III.6.2 Cold Section

III.6.2.1 Cryogenic Cooler

Cryogenic cooler bertujuan untuk mendinginkan *charged gas* hingga suhu -165°C dengan tujuan untuk memisahkan *charged gas* dengan hydrogen yang terkandung didalamnya. Pendinginan ini juga berfungsi sebagai persiapan untuk pemisahan pada segmen *Cold Section* yang membutuhkan suhu yang rendah. Hydrogen akan dipisahkan dengan separator dan gas hydrogen akan menuju segmen *Hydrogen Purification* sedangkan Metana dan fraksi yang lebih berat akan lanjut ke kolom *Demethanizer*.

III.6.2.2 Demethanizer

Demethanizer bertujuan untuk memisahkan metana dari etilena dan hidrokarbon lain yang lebih berat. *Demethanizer* beroperasi dengan tekanan dan temperature $5.2 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ dan -137°C untuk bagian atas tower serta $5.6 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ dan -59.16°C untuk bagian bawah tower. Produk bawah dipompa menuju *heat exchanger* yang memanaskan produk bawah sebelum dialirkan ke *deethanizer*. Sedangkan produk atas demethanizer akan dikondensasi menjadi LNG sebagai bahan bakar untuk furnace serta dijual.

III.6.2.3 Deethanizer

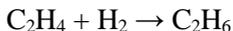
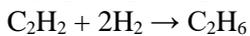
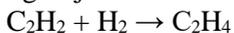
Deethanizer memfraksionasi aliran kaya etilen dari produk bawah *demethanizer* menjadi dua aliran. C_2 diambil dari produk atas *deethanizer* dan produk bawahnya merupakan C_3 dan komponen yang lebih berat. Produk atasnya dialirkan ke *acetylene converter* untuk mengkonversi asetilena menjadi etilena dan

produk bawahnya akan dijual. Refluks didapatkan dengan mengondensasi secara parsial produk atas dengan refrigerasi N₂. Deethanizer beroperasi dengan tekanan 22.48 kg/cm²G dan -21°C pada bagian atas tower serta 22.68 kg/cm²G dan -9.42°C pada bagian bawah tower.

III.6.2.4 Acetylene converter

Acetylene converter berfungsi untuk mengubah asetilena dari produk atas deethanizer menjadi etilena untuk memenuhi spesifikasi konsentrasi maksimum asetilena, yaitu tidak lebih dari 2 ppm. Hidrogenasi asetilena terdiri atas dua tahapan yang meningkatkan selektivitas reaksi. Reaksi keduanya pada fasa uap. Hidrogen dengan kemurnian tinggi (99% mol) ditambahkan dari ethane wash tower. Rasio dari hydrogen berkemurnian tinggi dan *raw hydrogen* diatur diantara kedua reaktor.

Kemungkinan reaksi yang terjadi antara lain:



Umpan reaktor dari deethanizer dipanaskan menuju temperatur reaksi menggunakan *HP steam* di *Acetylene Converter Feed Preheater*. Umpan lalu memasuki reaktor pertama dan mengalir kebawah melalui *catalyst bed*. Keluaran dari reaktor pertama didinginkan di *Acetylene Converter Intercooler* untuk menghilangkan panas reaksi untuk kemudian memasuki reaktor kedua dimana asetilena tersisa kan dihidrogenasi dan proses ini berlanjut hingga reaktor ke empat. Keluaran reaktor keempat didinginkan dan dialirkan menuju *C2 Green Oil KO Drum* sebelum menuju *Ethylene Fractionator*. Tabel III-9 menunjukkan kondisi operasi *acetylene converter*.

Tabel III- 9 Kondisi Operasi Acetylene Converter

Paramater	First Bed	Second Bed	Third Bed	Fourth Bed
Tekanan <i>top</i> , kg/cm ²	17.72	17.59	17.43	17.36
Tekanan <i>bottom</i> , kg/cm ²	17.59	17.43	17.36	17.36
Temperatur <i>top</i> , °C	46.5	45	45	45
Temperatur <i>bottom</i> , °C	187.4	184.7	182.7	130.8

III.6.2.5 Knock Out Drum

Fungsi *Knock Out Drum* adalah untuk mencegah *heavy green oil* (1,3 Butadiene) yang terbentuk pada *acetylene converter* dimana akan menuju ke *ethylene fractionation* dan menuju *recycle* etana sebab, *green oil* merupakan polymer berkualitas rendah. Fasa liquid dan vapour akan terpisah dengan kesetimbangan pada *Knock Out Drum*. Cairan mengandung kaya *green oil* akan dipompakan kedalam sistem *water treatment*.

III.6.2.6 Ethylene Fractionator

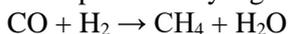
Ethylene fractionator berfungsi untuk memisahkan ethylene dari ethane. Umpan ini akan dipecah menjadi beberapa produk antara lain: *ethylene* yang berasal dari bagian atas kolom *Ethylene Fractionator* dan ethane yang berasal dari bagian bawah kolom *Ethylene Fractionator*. Produk atas *ethylene* akan dijual sebagai produk utama dari pabrik. Sedangkan produk bawah merupakan etana yang akan digunakan untuk pemurnian hydrogen pada *ethane wash tower* dan sebagai produk samping.

III.6.3 Hydrogen Purification

Hydrogen Purification Section menerima gas hidrogen yang dihasilkan dari hydrogen methane separator setelah cryogenic cooler dan menyiapkannya untuk digunakan di proses hidrogenasi downstream. Proses yang terlibat ada tiga, antara lain:

III.6.3.1 Metanasi

Metanasi bertujuan untuk mengkonversi CO yang dihasilkan pada acetylene converter menjadi metana (CH₄) dan air (H₂O). CO merupakan racun bagi katalis pada reaksi hidrogenasi downstream. Sebelum memasuki metanator, aliran raw hydrogen keluaran hydrogen methane separation dipanaskan pada Methanator Feed/Effluent Exchanger dengan HP steam hingga temperaturnya 288 °C. Adapun reaksi yang berlangsung adalah:



Reaksi tersebut menggunakan katalis nikel dan bersifat eksotermis. Hidrogen meninggalkan reaktor pada 321 °C. Temperatur metanator harus dikontrol dan dimonitor untuk mencegah terjadinya reaksi berlebih. Keluaran reaktor, yaitu hidrogen bebas CO digunakan untuk memanaskan umpan metanator dan kemudian didinginkan dengan cooling water dan nitrogen refrigerant hingga 16 °C. Hasil pendinginan masuk ke hydrogen dryer K.O. drum untuk dipisahkan air dari hidrogen.

III.6.3.2 Hydrogen Dryer

Hydrogen dryer digunakan untuk memisahkan air dari hydrogen untuk sebagian aliran keluaran K.O drum. Hydrogen dryer terdiri atas molecular sieve yang terdiri atas dua unit, dimana satu dryer sebagai cadangan saat regenerasi.

III.6.3.3 Ethane Wash Tower

Ethane wash tower mengabsorb metana dan memurnikan hidrogen dari 96% hidrogen hingga 99% hidrogen melalui pencucian dengan etana dingin. Etana yang digunakan berasal dari ethylene fractionator. Etana dan hidrogen dikontak secara counter current, dimana hidrogen mengalir dari atas kolom dan etana dari

bawah kolom. Hidrogen yang meninggalkan kolom pencuci akan dipanaskan sebelum menuju acetylene converter

BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

IV.1 Neraca Massa

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

Aliran massa masuk sistem	-	Aliran massa keluar sistem	=	Akumulasi massa dalam sistem
------------------------------	---	-------------------------------	---	---------------------------------

Jika ada reaksi di dalam sistem tersebut (dalam hal ini Reaktor Acetylene Converter (R-240) dan Methanator (R-310)), maka perhitungan neraca massa komponen menjadi:

Aliran masuk sistem	-	Aliran keluar sistem	-	Konsumsi	+	Regenerasi	=	Akumulasi massa dalam sistem
---------------------------	---	----------------------------	---	----------	---	------------	---	---------------------------------------

Dengan asumsi aliran steady state, maka akumulasi dalam sistem sama dengan nol. Dalam perhitungan neraca massa ini satuan yang digunakan adalah kg material. Neraca massa proses pembuatan Ethylene dari Naptha dapat dihitung sebagai berikut:

- Kapasitas Bahan Baku :
 - a) Naptha : 123003,18 kg/h
 - b) Hydrogen : 1,085 kg/h
 - c) NaOH : 248,374 kg/h
 - d) Nickel Catalyst : 5868 kg/h
 - e) Pd/Al₂O₃ Catalyst : 470,738 kg/h
- Basis Perhitungan : 1 jam operasi
- Waktu Operasi : 1 tahun = 330 hari
: 1 hari = 24 jam
- Komposisi Bahan Baku
 - a. *Cracked Naptha*:

Tabel IV- 1 Komposisi *Cracked Naptha*

Komponen	BM	Fraksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
Methane	16	0,155	1331,995	21311,91835
Ethane	30	0,019	167,316	5019,494611
Propane	44	0,002	14,189	624,3365448
n-Butane	58	0,005	47,061	2729,566106
Ethylene	28	0,157	1352,770	37877,56415
Propene	42	0,063	543,706	22835,65307
1-Butene	56	0,017	144,925	8115,80939

13-Butadiene	54	0,012	104,005	5616,276498
Cyclohexane	84	0,003	26,710	2243,605192
Cyclopropane	42	0,000	0,000	0
o-Xylene	106	0,001	5,136	544,4582085
Toluene	92	0,005	47,170	4339,609451
Benzene	78	0,010	87,377	6815,377818
Oxygen	32	0,000	0,000	0
H2O	18	0,436	3748,855	67479,3956
Nitrogen	28	0,000	0,000	0
CO2	44	0,000	1,398	61,49416037
CO	28	0,000	4,193	117,3979425
n-Pentane	72	0,009	80,069	5764,942284
Hydrogen	2	0,072	616,037	1232,07489

Styrene	104	0,000	2,601	270,4828681
Acetylene	26	0,030	255,560	6644,563821
H2S	34	0,000	1,734	58,96880897
Light Naptha	145	0,000	0,000	0
PGO	163	0,001	9,493	1548,236168
PFO	196,5	0,001	8,672	1704,025142
Total		1,000	8600,973	202955,251

b. Hydrogen

Tabel IV- 2 Komposisi Hydrogen

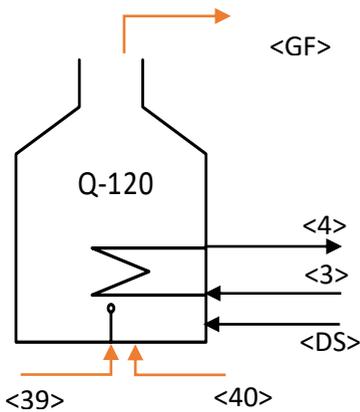
Komponen	BM	Fraksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
Hydrogen	2	1	290,344	580,688

c. NaOH

Tabel IV- 3 Komposisi NaOH

Komponen	BM	Fraksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
NaOH	40	0,1	6,209	248,374
H ₂ O	18	0,9	124,187	2235,368

1. Furnace (Q-120)



Keterangan:

Aliran 3 : Light Naptha Inlet

Aliran 4 : Hot Cracked Gas

Aliran GF : Flue Gas

Aliran 40 : Fuel Gas (Methane)

Aliran 39 : Udara Ambien

Aliran DS : Dilution Steam

Aliran BFW : Boiler Feed Water

Aliran SS : Superheated High Pressure Steam

Kondisi Operasi :

Suhu : Coil Out Temperature = $850^{\circ}\text{C} = 576,85 \text{ K}$

Tabel IV- 4 Neraca Massa Furnace (Aliran Utama)

Komponen	Keluar <4>		Masuk <3>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,1050	21311,91835	0,0000	0
Ethane	0,0247	5019,494611	0,0000	0
Propane	0,0031	624,3365448	0,0000	0
n-Butane	0,0134	2729,566106	0,0000	0
Ethylene	0,1866	37877,56415	0,0000	0

Propene	0,1125	22835,6530 7	0,0000	0
1-Butene	0,0400	8115,80939	0,0000	0
1,3-Butadiene	0,0277	5616,27649 8	0,0000	0
Cyclohexane	0,0111	2243,60519 2	0,0000	0
Cyclopropane	0,0000	0	0,0000	0
o-Xylene	0,0027	544,458208 5	0,0000	0
Toluene	0,0214	4339,60945 1	0,0000	0
Benzene	0,0336	6815,37781 8	0,0000	0
Oxygen	0,0000	0	0,0000	0
H ₂ O	0,3325	67479,3956	0,0000	0
Nitrogen	0,0000	0	0,0000	0
CO ₂	0,0003	61,4941603 7	0,0000	0
CO	0,0006	117,397942 5	0,0000	0
n-Pentane	0,0284	5764,94228 4	0,0000	0
Hydrogen	0,0061	1232,07489	0,0000	0
Styrene	0,0013	270,482868 1	0,0000	0
Acetylene	0,0327	6644,56382 1	0,0000	0
H ₂ S	0,0003	58,9688089 7	0,0000	0

Light Naptha	0,0000	0	1,0000	123003,18 25
PGO	0,0076	1548,23616 8	0,0000	0
PFO	0,0084	1704,02514 2	0,0000	0
Total	1,0000	202955,251 1	1,0000	123003,18 25
Komponen				Masuk <DS>
				Fraksi Massa Flowrate (kg/h)
Methane				0,0000 0,0000
Ethane				0,0000 0,0000
Propane				0,0000 0,0000
n-Butane				0,0000 0,0000
Ethylene				0,0000 0,0000
Propene				0,0000 0,0000
1-Butene				0,0000 0,0000
13-Butadiene				0,0000 0,0000
Cyclohexane				0,0000 0,0000
Cyclopropane				0,0000 0,0000
o-Xylene				0,0000 0,0000
Toluene				0,0000 0,0000
Benzene				0,0000 0,0000
Oxygen				0,0000 0,0000
H ₂ O				1,0000 79952,068 61

Nitrogen			0,0000	0,0000
CO ₂			0,0000	0,0000
CO			0,0000	0,0000
n- Pentane			0,0000	0,0000
Hydroge n			0,0000	0,0000
Styrene			0,0000	0,0000
Acetylen e			0,0000	0,0000
H ₂ S			0,0000	0,0000
Light Naptha			0,0000	0,0000
PGO			0,0000	0,0000
PFO			0,0000	0,0000
Total			1,0000	79952,068 6
TOTAL	IN	202955,251 1	OUT	202955,25 11

Tabel IV- 5 Neraca Massa Furnace (Aliran Pembakaran)

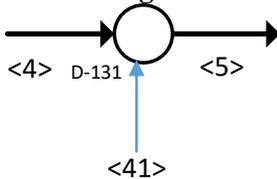
Kompon en	Masuk <40>		Masuk <39>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,9846	11547,4887	0,0000	0,0000
Ethane	0,0017	19,9302	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ethylene	0,0087	102,3176	0,0000	0,0000

Propene	0,0000	0,0009	0,0000	0,0000
1-Butene	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
1,3-Butadiene	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Cyclohexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Cyclopropane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
o-Xylene	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Toluene	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Benzene	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	0,0000	0,0000	0,233	48499,4524
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,767	159644,0309
CO ₂	0,0000	0,0010	0,0000	0,0000
CO	0,0049	57,7912	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Hydrogen	0,0000	0,1463	0,0000	0,0000
Styrene	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Acetylene	0,0001	0,6863	0,0000	0,0000
H ₂ S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Light Naptha	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
PGO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
PFO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Total	1,0000	11728,3622	1,0000	208143,48 33
Kompon en			Keluar <GF>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,0000	0
Ethane			0,0001	19,9302
Propane			0,0000	0
n-Butane			0,0000	0
Ethylene			0,0005	102,3176
Propene			0,0000	0,0009
1-Butene			0,0000	0
13- Butadien e			0,0000	0
Cyclohe xane			0,0000	0
Cyclopro pane			0,0000	0
o-Xylene			0,0000	0
Toluene			0,0000	0
Benzene			0,0000	0
Oxygen			0,0105	2309,4977 34
H ₂ O			0,1182	25981,849 51
Nitrogen			0,7261	159644,03 09
CO ₂			0,1444	31755,593 84
CO			0,0003	57,7912

n-Pentane			0,0000	0,0000
Hydrogen			0,0000	0,1463
Styrene			0,0000	0,0000
Acetylene			0,0000	0,6863
H ₂ S			0,0000	0
Light Naptha			0,0000	0
PGO			0,0000	0
PFO			0,0000	0
Total			1,0000	219871,844
TOTAL	IN	219871,845	OUT	219871,844

2. Mixing Point



Keterangan:

Aliran 4 : Hot Cracked Gas

Aliran 5 : Cold Cracked Gas

Aliran 50 : Quench Oil

Tabel IV- 6 Neraca Massa Mixing Point

Komponen	Masuk <4>		Masuk <41>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,1050079 67	21311,918	1,79877E -05	0,103
Ethane	0,0247320 26	5019,495	0,004811 467	27,542

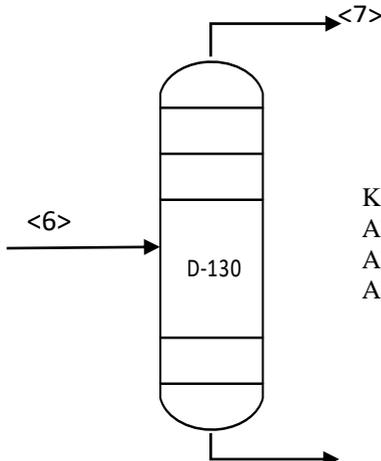
Propane	0,0030762 28	624,337	0,004248 708	24,320
n-Butane	0,0134491 03	2729,566	0,015209 473	87,062
Ethylene	0,1866301 26	37877,564	0,000213 783	1,224
Propene	0,1125157 05	22835,653	0,006517 496	37,307
1-Butene	0,0399881 72	8115,809	0,024426 895	139,824
1,3- Butadien e	0,0276724 87	5616,276	0,016903 822	96,760
Cyclohe xane	0,0110546 79	2243,605	0,015268 071	87,397
Cyclopro pane	0	0,000	0	0,000
o-Xylene	0,0026826 51	544,458	0,161821 149	926,293
Toluene	0,0213821	4339,609	0,370826 823	2122,678
Benzene	0,0335806 92	6815,378	0,203736 531	1166,224
Oxygen	0	0,000	0	0,000
H ₂ O	0,3324841 08	67479,396	0	0,000
Nitrogen	0	0,000	0	0,000
CO ₂	0,0003029 94	61,494	0,002588 742	14,818
CO	0,0005784 42	117,398	0,000700 263	4,008
n- Pentane	0,0284049 92	5764,942	0,040016 883	229,064

Hydrogen	0,0060706 73	1232,075	0,000186 397	1,067
Styrene	0,0013327 22	270,483	0,110302 854	631,393
Acetylene	0,0327390 58	6644,564	0,020877 315	119,505
H ₂ S	0,0002905 51	58,969	0	0,000
Light Naptha	0	0,000	0	0,000
PGO	0,0076284 61	1548,236	0,001325 34	7,586
PFO	0,0083960 63	1704,025	0	0,000
TOTAL	1	202955,251	1	5724,177
Komponen	Keluar <5>			
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,102128 042	21312,021 31
Ethane			0,024185 596	5047,0362 97
Propane			0,003108 389	648,65689 87
n-Butane			0,013497 391	2816,6278 17
Ethylene			0,181516 636	37878,787 88
Propene			0,109608 123	22872,960 37
1-Butene			0,039561 318	8255,6332 56

13-Butadiene	0,027377 097	5713,0369 63
Cyclohexane	0,011170 255	2331,0023 31
Cyclopropane	0	0
o-Xylene	0,007047 899	1470,7514 71
Toluene	0,030967 536	6462,2877 12
Benzene	0,038248 148	7981,6017 32
Oxygen	0	0
H ₂ O	0,323363 909	67479,395 6
Nitrogen	0	0
CO ₂	0,000365 693	76,312576 31
CO	0,000581 784	121,40637 14
n-Pentane	0,028723 512	5994,0059 94
Hydrogen	0,005909 264	1233,1418 58
Styrene	0,004321 825	901,87590 19
Acetylene	0,032413 685	6764,0692 64
H ₂ S	0,000282 581	58,968808 97
Light Naptha	0	0

PGO			0,007455 563	1555,8226 5
PFO			0,008165 755	1704,0251 42
TOTAL			1	208679,42 82
TOTAL	IN	208679,428 2	OUT	208679,42 82

3. Styrene-PGO Distillation Column (D-130)



Keterangan:

Aliran 6 : Cold Cracked Gas

Aliran 7 : Light Cracked Gas

Aliran 43 : Pyrolysis Fuel Oil (PFO)

Kondisi Operasi :

Suhu : 171,8°C = 444,9 K

Tekanan : 1,46 bar = 146 kPa

Tabel IV- 7 Neraca Massa Styrene-PGO Distillation Column

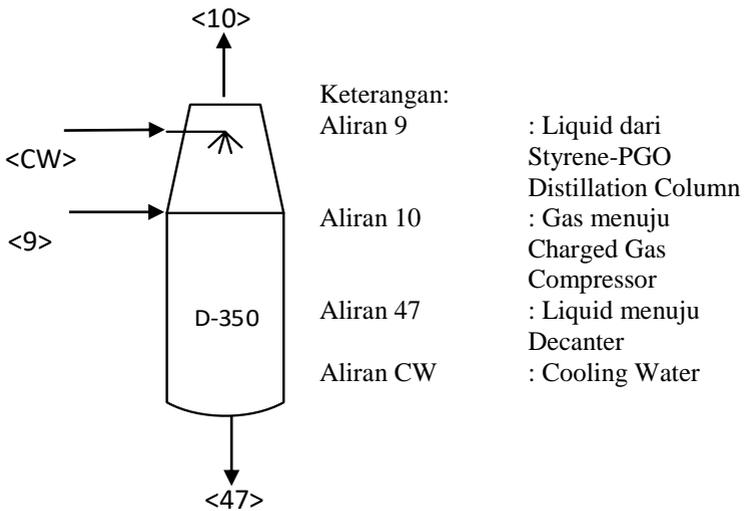
Komponen	Masuk <6>		Keluar <7>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi	Flowrate (kg/h)

			Mass a	
Methane	0,102	21312,021	0,104	21312,021
Ethane	0,024	5047,036	0,025	5047,036
Propane	0,003	648,657	0,003	648,657
n-Butane	0,013	2816,628	0,014	2816,628
Ethylene	0,182	37878,788	0,184	37878,788
Propene	0,110	22872,960	0,111	22872,960
1-Butene	0,040	8255,633	0,040	8255,633
1,3- Butadiene	0,027	5713,037	0,028	5713,037
Cyclohexa ne	0,011	2331,002	0,011	2331,000
Cycloprop ane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,007	1470,751	0,007	1464,650
Toluene	0,031	6462,288	0,031	6462,049
Benzene	0,038	7981,602	0,039	7981,597
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,323	67479,396	0,328	67479,285
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	76,313	0,000	76,313
CO	0,001	121,406	0,001	121,406
n-Pentane	0,029	5994,006	0,029	5994,006
Hydrogen	0,006	1233,142	0,006	1233,142
Styrene	0,004	901,876	0,004	897,367
Acetylene	0,032	6764,069	0,033	6764,069
H ₂ S	0,000	58,969	0,000	58,969

Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,007	1555,823	0,000	7,779
PFO	0,008	1704,025	0,000	0,000
TOTAL	1,000	208679,428	1	205416,393
Komponen			Keluar <43>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,000	0,000
Ethane			0,000	0,000
Propane			0,000	0,000
n-Butane			0,000	0,000
Ethylene			0,000	0,000
Propene			0,000	0,000
1-Butene			0,000	0,000
1,3-Butadiene			0,000	0,000
Cyclohexane			0,000	0,002
Cyclopropane			0,000	0,000
o-Xylene			0,002	6,102
Toluene			0,000	0,239
Benzene			0,000	0,004
Oxygen			0,000	0,000
H ₂ O			0,000	0,111
Nitrogen			0,000	0,000
CO ₂			0,000	0,000

CO			0,000	0,000
n-Pentane			0,000	0,000
Hydrogen			0,000	0,000
Styrene			0,001	4,509
Acetylene			0,000	0,000
H ₂ S			0,000	0,000
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,474	1548,044
PFO			0,522	1704,025
TOTAL			1	3263,035078
TOTAL	IN	208679,4282	OUT	208679,4282

4. Quench Tower (D-140)



Kondisi Operasi :

Suhu : 55°C = 328,3 K

Tekanan : 1,075 bar = 107,5 kPa

Tabel IV- 8 Neraca Massa Quench Tower

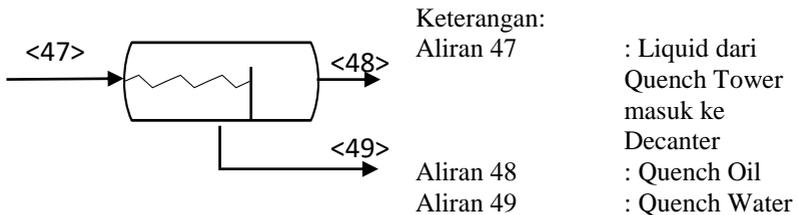
Komponen	Masuk <9>		Keluar <10>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,104	21312,021	0,157	21311,918
Ethane	0,025	5047,036	0,037	5019,495
Propane	0,003	648,657	0,005	624,337
n-Butane	0,014	2816,628	0,020	2729,566
Ethylene	0,184	37878,788	0,279	37877,564
Propene	0,111	22872,960	0,168	22835,653
1-Butene	0,040	8255,633	0,060	8115,809
1,3-Butadiene	0,028	5713,037	0,041	5616,276
Cyclohexane	0,011	2331,000	0,017	2243,603
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,007	1464,650	0,004	538,357
Toluene	0,031	6462,049	0,032	4339,371
Benzene	0,039	7981,597	0,050	6815,374
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,328	67479,285	0,027	3606,949
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	76,313	0,000	61,494
CO	0,001	121,406	0,001	117,398

n-Pentane	0,029	5994,006	0,042	5764,942
Hydrogen	0,006	1233,142	0,009	1232,075
Styrene	0,004	897,367	0,002	265,973
Acetylene	0,033	6764,069	0,049	6644,564
H ₂ S	0,000	58,969	0,000	58,969
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	7,779	0,000	0,193
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	1	205416,393	1	135819,881
Komponen	Masuk <CW>		Keluar <47>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0	0	2,60996E-07	0,103
Ethane	0	0	6,98128E-05	27,542
Propane	0	0	6,16473E-05	24,320
n-Butane	0	0	0,000220684	87,062
Ethylene	0	0	3,10192E-06	1,224
Propene	0	0	9,45667E-05	37,307
1-Butene	0	0	0,000354426	139,824

1,3-Butadiene	0	0	0,000245 269	96,760
Cyclohexane	0	0	0,000221 535	87,397
Cyclopropane	0	0	0	0,000
o-Xylene	0	0	0,002347 972	926,293
Toluene	0	0	0,005380 573	2122,678
Benzene	0	0	0,002956 149	1166,224
Oxygen	0	0	0	0,000
H ₂ O	1	324911,36 14	0,985490 335	388783,69 7
Nitrogen	0	0	0	0,000
CO ₂	0	0	3,75618E -05	14,818
CO	0	0	1,01606E -05	4,008
n-Pentane	0	0	0,000580 632	229,064
Hydrogen	0	0	2,70456E -06	1,067
Styrene	0	0	0,001600 457	631,393
Acetylene	0	0	0,000302 923	119,505
H ₂ S	0	0	0	0,000
Light Naptha	0	0	0	0,000
PGO	0	0	1,92302E -05	7,586

PFO	0	0	0	0,000
TOTAL	1	324911,36 14	1	394507,87 4
TOTAL	IN	530327,75 45	OUT	530327,75 45

5. Decanter (H-141)



Kondisi Operasi :

Suhu : $55^{\circ}\text{C} = 328,2 \text{ K}$

Tekanan : $1,075 \text{ bar} = 107,5 \text{ kPa}$

Tabel IV- 9 Neraca Massa Decanter

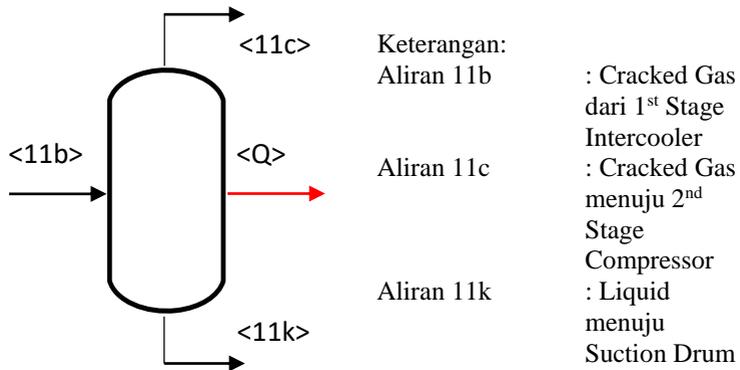
Komponen	Masuk <47>		Keluar <48>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	2,60996E-07	0,103	1,79877E-05	0,103
Ethane	6,98128E-05	27,542	0,004811466	27,5416863
Propane	6,16473E-05	24,320	0,004248707	24,32035383
n-Butane	0,000220684	87,062	0,015209472	87,06171088
Ethylene	3,10192E-06	1,224	0,000213783	1,22373104

Propene	9,45667E -05	37,307298 64	0,006517 495	37,307298 64
1-Butene	0,000354 426	139,82386 59	0,024426 894	139,82386 59
13- Butadien e	0,000245 269	96,760465 2	0,016903 821	96,760465 2
Cyclohex ane	0,000221 535	87,397138 59	0,015268 07	87,397138 59
Cyclopro pane	0	0	0	0
o-Xylene	0,002347 972	926,29326 22	0,161821 209	926,29326 22
Toluene	0,005380 573	2122,6782 61	0,370826 795	2122,6782 61
Benzene	0,002956 149	1166,2239 14	0,203736 517	1166,2239 14
Oxygen	0	0	0	0
H ₂ O	0,985490 335	388783,69 67	0	0
Nitrogen	0	0	0	0
CO ₂	3,75618E -05	14,818415 95	0,002588 742	14,818415 95
CO	1,01606E -05	4,0084288 9	0,000700 263	4,0084288 9
n- Pentane	0,000580 632	229,06371 03	0,040016 88	229,06371 03
Hydroge n	2,70456E -06	1,0669684 56	0,000186 397	1,0669684 56
Styrene	0,001600 457	631,39303 38	0,110302 847	631,39303 38
Acetylen e	0,000302 923	119,50544 27	0,020877 314	119,50544 27
H ₂ S	0	0	0	0

Light Naptha	0	0	0	0
PGO	1,92302E-05	7,586481413	0,00132534	7,586481413
PFO	0	0	0	0
TOTAL	1	394507,8739	1	5724,177134
Komponen			Keluar <49>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0	0
Ethane			0	0
Propane			0	0
n-Butane			0	0
Ethylene			0	0
Propene			0	0
1-Butene			0	0
1,3-Butadiene			0	0
Cyclohexane			0	0
Cyclopropane			0	0
o-Xylene			0	0
Toluene			0	0
Benzene			0	0
Oxygen			0	0
H ₂ O			1	388783,6967
Nitrogen			0	0

CO ₂			0	0
CO			0	0
n-Pentane			0	0
Hydrogen			0	0
Styrene			0	0
Acetylene			0	0
H ₂ S			0	0
Light Naptha			0	0
PGO			0	0
PFO			0	0
TOTAL			1	388783,6967
TOTAL	IN	394507,8739	OUT	394507,8739

6. 1st Stage Suction Drum Charged Gas Dryer Low Pressure Section



Kondisi Operasi :

Suhu : 43,6 °C = 316,8 K

Tekanan : 1,43 bar = 143 kPa

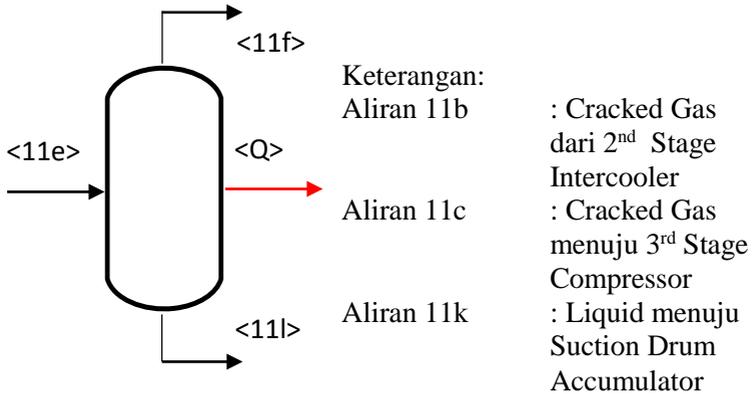
Tabel IV- 10 Neraca Massa 1st Suction Drum

Komponen	Masuk <11b>		Keluar <11c>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,157	21311,918	0,157	21311,845
Ethane	0,037	5019,495	0,037	5019,437
Propane	0,005	624,337	0,005	624,209
n-Butane	0,020	2729,566	0,020	2727,577
Ethylene	0,279	37877,564	0,280	37876,412
Propene	0,168	22835,653	0,169	22831,738
1-Butene	0,060	8115,809	0,060	8110,897
1,3-Butadiene	0,041	5616,276	0,041	5612,755
Cyclohexane	0,017	2243,603	0,016	2219,766
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,004	538,357	0,004	478,885
Toluene	0,032	4339,371	0,031	4201,036
Benzene	0,050	6815,374	0,050	6743,522
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,027	3606,949	0,026	3487,573
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000

CO ₂	0,000	61,494	0,000	61,492
CO	0,001	117,398	0,001	117,398
n-Pentane	0,042	5764,942	0,042	5751,397
Hydrogen	0,009	1232,075	0,009	1232,075
Styrene	0,002	265,973	0,002	235,062
Acetylene	0,049	6644,564	0,049	6644,287
H ₂ S	0,000	58,969	0,000	58,963
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,193	0,000	0,050
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	135819,881	1,000	135346,377
Komponen			Keluar <11k>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,000	0,073
Ethane			0,000	0,057
Propane			0,000	0,128
n-Butane			0,004	1,989
Ethylene			0,002	1,152
Propene			0,008	3,915
1-Butene			0,010	4,912
1,3-Butadiene			0,007	3,522
Cyclohexane			0,050	23,838

Cyclopropane			0,000	0,000
o-Xylene			0,126	59,471
Toluene			0,292	138,335
Benzene			0,152	71,851
Oxygen			0,000	0,000
H ₂ O			0,252	119,376
Nitrogen			0,000	0,000
CO ₂			0,000	0,002
CO			0,000	0,000
n-Pentane			0,029	13,545
Hydrogen			0,000	0,000
Styrene			0,065	30,912
Acetylene			0,001	0,277
H ₂ S			0,000	0,006
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,142
PFO			0,000	0,000
Total			1,000	473,503
TOTAL	IN	135819,8806	OUT	135819,8806

7. 2nd Stage Suction Drum Charged Gas Dryer Low Pressure Section



Kondisi Operasi :

Suhu : 47,7 °C = 320,9 K

Tekanan : 3,9 bar = 390 kPa

Tabel IV- 11 Neraca Massa 2nd Stage Suction Drum

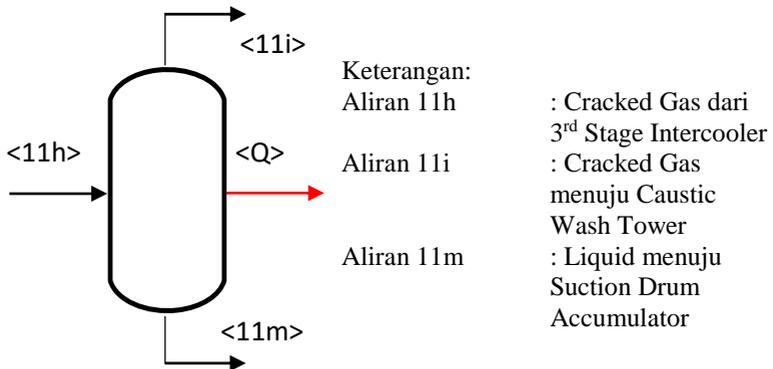
Komponen	Masuk <11e>		Keluar <11f>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,157	21311,845	0,170	21307,948
Ethane	0,037	5019,437	0,040	5016,487
Propane	0,005	624,209	0,005	617,499
n-Butane	0,020	2727,577	0,021	2627,915
Ethylene	0,280	37876,412	0,301	37814,562
Propene	0,169	22831,738	0,180	22625,912
1-Butene	0,060	8110,897	0,063	7862,632

13-Butadiene	0,041	5612,755	0,043	5435,245
Cyclohexane	0,016	2219,766	0,012	1448,462
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,004	478,885	0,001	69,776
Toluene	0,031	4201,036	0,013	1618,482
Benzene	0,050	6743,522	0,035	4427,396
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,026	3487,573	0,011	1335,749
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	61,492	0,000	61,388
CO	0,001	117,398	0,001	117,398
n-Pentane	0,042	5751,397	0,041	5135,228
Hydrogen	0,009	1232,075	0,010	1232,075
Styrene	0,002	235,062	0,000	32,714
Acetylene	0,049	6644,287	0,053	6629,559
H ₂ S	0,000	58,963	0,000	58,656
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,050	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	135346,377	1,000	125475,083

Komponen	Keluar <11>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	3,897
Ethane	0,000	2,950
Propane	0,001	6,709
n-Butane	0,010	99,662
Ethylene	0,006	61,850
Propene	0,021	205,826
1-Butene	0,025	248,265
1,3-Butadiene	0,018	177,510
Cyclohexane	0,078	771,304
Cyclopropane	0,000	0,000
o-Xylene	0,041	409,110
Toluene	0,262	2582,554
Benzene	0,235	2316,126
Oxygen	0,000	0,000
H ₂ O	0,218	2151,824
Nitrogen	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,104
CO	0,000	0,000
n-Pentane	0,062	616,169
Hydrogen	0,000	0,000
Styrene	0,020	202,347

Acetylene			0,001	14,728
H ₂ S			0,000	0,307
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,050
PFO			0,000	0,000
Total			1,000	9871,2946
TOTAL	IN	135346,37	OUT	135346,37
		74		74

8. 3rd Stage Suction Drum Charged Gas Dryer Low Pressure Section



Kondisi Operasi :

Suhu : 46°C = 319,2 K

Tekanan : 8,45 bar = 845 kPa

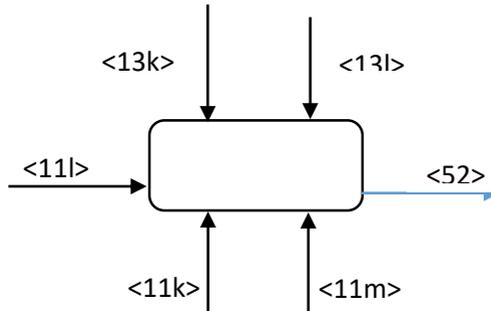
Tabel IV- 12 Neraca Massa 3rd Suction Drum

Komponen	Masuk <11h>		Keluar <11i>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,170	21307,948	0,179	21302,560
Ethane	0,040	5016,487	0,042	5012,361
Propane	0,005	617,499	0,005	608,345
n-Butane	0,021	2627,915	0,021	2495,837
Ethylene	0,301	37814,562	0,317	37729,605
Propene	0,180	22625,912	0,188	22344,557
1-Butene	0,063	7862,632	0,063	7531,127
1,3-Butadiene	0,043	5435,245	0,044	5198,408
Cyclohexane	0,012	1448,462	0,007	824,044
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,001	69,776	0,000	7,335
Toluene	0,013	1618,482	0,004	491,609
Benzene	0,035	4427,396	0,021	2533,751
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,011	1335,749	0,003	399,665
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	61,388	0,001	61,245
CO	0,001	117,398	0,001	117,397
n-Pentane	0,041	5135,228	0,037	4393,368

Hydrogen	0,010	1232,075	0,010	1232,075
Styrene	0,000	32,714	0,000	3,273
Acetylene	0,053	6629,559	0,056	6609,279
H ₂ S	0,000	58,656	0,000	58,233
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	125475,083	1,000	118954,074
Komponen			Keluar <11m>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,001	5,389
Ethane			0,001	4,126
Propane			0,001	9,154
n-Butane			0,020	132,079
Ethylene			0,013	84,957
Propene			0,043	281,355
1-Butene			0,051	331,505
1,3-Butadiene			0,036	236,836
Cyclohexane			0,096	624,418
Cyclopropane			0,000	0,000
o-Xylene			0,010	62,441
Toluene			0,173	1126,873

Benzene			0,290	1893,645
Oxygen			0,000	0,000
H ₂ O			0,144	936,084
Nitrogen			0,000	0,000
CO ₂			0,000	0,143
CO			0,000	0,001
n-Pentane			0,114	741,860
Hydrogen			0,000	0,000
Styrene			0,005	29,441
Acetylene			0,003	20,280
H ₂ S			0,000	0,422
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,000
PFO			0,000	0,000
Total			1,000	6521,009
TOTAL	IN	125475,0828	OUT	125475,0828

9. Compressor Accumulator (E-180)



Keterangan:

- Aliran 11k : Liquid dari 1st Suction Drum LP Compressor
- Aliran 11l : Liquid dari 2nd Suction Drum LP Compressor
- Aliran 11m : Liquid dari 3rd Suction Drum LP Compressor
- Aliran 52 : Liquid menuju Decanter
- Aliran 13k : Liquid dari 1st Suction Drum HP Compressor
- Aliran 13l : Liquid dari 2nd Suction Drum HP Compressor

Kondisi Operasi :

Suhu : 4,19 °C = 277,34 K

Tekanan : 1,4 bar = 1400 kPa

Tabel IV- 13 Neraca Massa Compressor Accumulator

Komponen	Masuk <11k>		Masuk <11l>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	0,073	0,000	3,897
Ethane	0,000	0,057	0,000	2,950
Propane	0,000	0,128	0,001	6,709
n-Butane	0,004	1,989	0,010	99,662
Ethylene	0,002	1,152	0,006	61,850
Propene	0,008	3,915	0,021	205,826
1-Butene	0,010	4,912	0,025	248,265
13-Butadiene	0,007	3,522	0,018	177,510
Cyclohexane	0,050	23,838	0,078	771,304

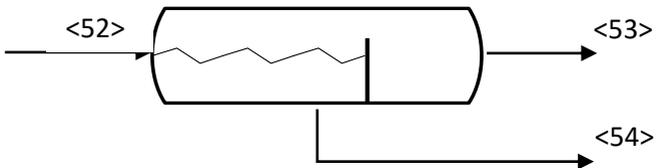
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,126	59,471	0,041	409,110
Toluene	0,292	138,335	0,262	2582,554
Benzene	0,152	71,851	0,235	2316,126
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,252	119,376	0,218	2151,824
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,002	0,000	0,104
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,029	13,545	0,062	616,169
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
Styrene	0,065	30,912	0,020	202,347
Acetylene	0,001	0,277	0,001	14,728
H ₂ S	0,000	0,006	0,000	0,307
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,142	0,000	0,050
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	473,503	1,000	9871,295
Komponen	Masuk <11m>		Masuk <13k>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,001	5,389	0,002	18,364
Ethane	0,001	4,126	0,002	15,385
Propane	0,001	9,154	0,003	30,337

n-Butane	0,020	132,079	0,047	408,735
Ethylene	0,013	84,957	0,032	279,569
Propene	0,043	281,355	0,107	935,515
1-Butene	0,051	331,505	0,120	1048,269
1,3-Butadiene	0,036	236,836	0,086	748,552
Cyclohexane	0,096	624,418	0,072	630,973
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,010	62,441	0,001	7,168
Toluene	0,173	1126,873	0,052	449,364
Benzene	0,290	1893,645	0,224	1950,191
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,144	936,084	0,042	368,709
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,143	0,000	0,033
CO	0,000	0,001	0,000	0,002
n-Pentane	0,114	741,860	0,202	1759,137
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
Styrene	0,005	29,441	0,000	3,203
Acetylene	0,003	20,280	0,008	68,336
H ₂ S	0,000	0,422	0,000	0,078
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000

PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	6521,009	1,000	8721,917
Komponen	Masuk <13l>		Keluar <52>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,005	47,377	0,002133 915	75,100
Ethane	0,004	39,450	0,001760 782	61,968
Propane	0,007	69,059	0,003278 689	115,388
n-Butane	0,073	701,401	0,038185 256	1343,865
Ethylene	0,074	709,240	0,032300 711	1136,768
Propene	0,226	2173,131	0,102284 887	3599,742
1-Butene	0,199	1910,847	0,100695 269	3543,798
13- Butadiene	0,140	1348,457	0,071458 961	2514,876
Cyclohexane	0,018	172,621	0,063169 812	2223,154
Cyclopropane	0,000	0,000	0	0,000
o-Xylene	0,000	0,166	0,015297 094	538,355
Toluene	0,004	40,761	0,123258 898	4337,887
Benzene	0,054	522,965	0,191933 662	6754,778
Oxygen	0,000	0,000	0	0,000

H ₂ O	0,003	29,981	0,102461 964	3605,974
Nitrogen	0,000	0,000	0	0,000
CO ₂	0,000	0,082	1,03483E -05	0,364
CO	0,000	0,006	2,67399E -07	0,009
n- Pentane	0,174	1667,729	0,136345 274	4798,440
Hydroge n	0,000	0,000	1,10102E -28	0,000
Styrene	0,000	0,069	0,007557 488	265,973
Acetylen e	0,018	172,041	0,007832 798	275,662
H ₂ S	0,000	0,188	2,84507E -05	1,001
Light Naptha	0,000	0,000	0	0,000
PGO	0,000	0,000	5,47354E -06	0,193
PFO	0,000	0,000	4,44257E -10	0,000
Total	1,000	9605,573	1	35193,296
TOTAL	IN	35193,295	OUT	35193,295
		7		7

10. Compressor Decanter (E-181)



Keterangan:

Aliran 47 : Liquid dari Quench Tower
masuk ke Decanter

Aliran 48 : Quench Oil

Aliran 49 : Quench Water

Kondisi Operasi :

Suhu : 80 °C = 353,15 K

Tekanan : 1,43 bar = 1430 kPa

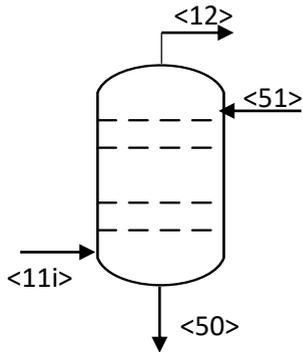
Tabel IV- 14 Neraca Massa Compressor Decanter

Komponen	Masuk <52>		Keluar <53>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,002	75,100	0,002	75,100
Ethane	0,002	61,968	0,002	61,968
Propane	0,003	115,388	0,004	115,388
n-Butane	0,038	1343,865	0,043	1343,865
Ethylene	0,032	1136,768	0,036	1136,768
Propene	0,102	3599,742	0,114	3599,742
1-Butene	0,101	3543,798	0,112	3543,798
1,3-Butadiene	0,071	2514,876	0,080	2514,876
Cyclohexane	0,063	2223,154	0,070	2223,154
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,015	538,355	0,017	538,355
Toluene	0,123	4337,887	0,137	4337,887
Benzene	0,192	6754,778	0,214	6754,778
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000

H ₂ O	0,102	3605,974	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,364	0,000	0,364
CO	0,000	0,009	0,000	0,009
n-Pentane	0,136	4798,440	0,152	4798,440
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
Styrene	0,008	265,973	0,008	265,973
Acetylene	0,008	275,662	0,009	275,662
H ₂ S	0,000	1,001	0,000	1,001
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,193	0,000	0,193
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	1,000	35193,296	1	31587,321
Komponen			Keluar <54>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0	0
Ethane			0	0
Propane			0	0
n-Butane			0	0
Ethylene			0	0
Propene			0	0
1-Butene			0	0
1,3-Butadiene			0	0

Cyclohexane			0	0
Cyclopropane			0	0
o-Xylene			0	0
Toluene			0	0
Benzene			0	0
Oxygen			0	0
H ₂ O			1	3605,974
Nitrogen			0	0
CO ₂			0	0
CO			0	0
n-Pentane			0	0
Hydrogen			0	0
Styrene			0	0
Acetylene			0	0
H ₂ S			0	0
Light Naptha			0	0
PGO			0	0
PFO			0	0
TOTAL			1	3605,974211
TOTAL	IN	35193,2957	OUT	35193,2957

11. Caustic Wash Tower (D-150)



Keterangan:

Aliran 11i

: Cracked Gas dari
CGC LP Section

Aliran 51

: Larutan NaOH

Aliran 12

: Gas dengan kadar
CO₂ 1 ppm

Aliran 50

: Larutan *Brine*
(Na₂CO₃) setelah
mengabsorpsi CO₂

Kondisi Operasi :

Suhu : 319,2 °C = 592,35 K

Tekanan : 8 bar = 800 kPa

Tabel IV- 15 Neraca Massa Caustic Wash Tower

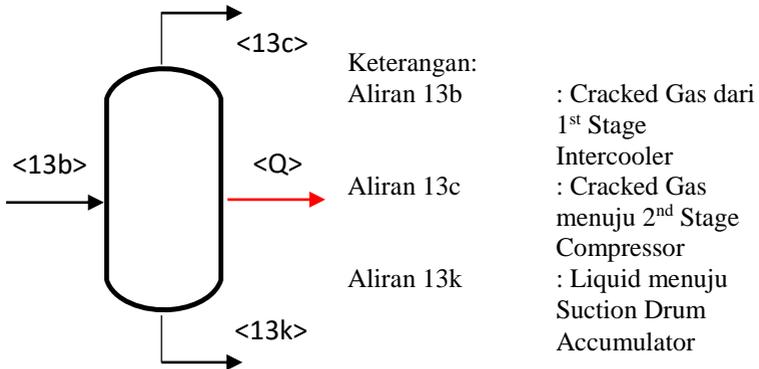
Komponen	Masuk <11i>		Keluar <12>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,179	21302,560	0,179	21302,560
Ethane	0,042	5012,361	0,042	5012,361
Propane	0,005	608,345	0,005	608,345
n-Butane	0,021	2495,837	0,021	2495,837
Ethylene	0,317	37729,605	0,317	37729,605
Propene	0,188	22344,557	0,188	22344,557
1-Butene	0,063	7531,127	0,063	7531,127
1,3-Butadiene	0,044	5198,408	0,044	5198,408

Cyclohexane	0,007	824,044	0,007	824,044
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	7,335	0,000	7,335
Toluene	0,004	491,609	0,004	491,609
Benzene	0,021	2533,751	0,021	2533,751
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,003	399,665	0,003	399,665
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,001	61,245	0,000	4,112
CO	0,001	117,397	0,001	117,397
n-Pentane	0,037	4393,368	0,037	4393,368
Hydrogen	0,010	1232,075	0,010	1232,075
Styrene	0,000	3,273	0,000	3,273
Acetylene	0,056	6609,279	0,056	6609,279
H ₂ S	0,000	58,233	0,000	3,177
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	118954,074	1,000	118841,885
Komponen	Masuk <51>		Keluar <50>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	0,000	0,000	0,000

Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Propene	0,000	0,000	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,900	2235,368	0,893	2317,035
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
NaOH	0,100	248,374	0,006	14,952
CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
Na ₂ CO ₃	0,000	0,000	0,053	137,639
Na ₂ S	0,000	0,000	0,049	126,305
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,000

Acetylene	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	0,000	0,000	0,000	0,000
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	1,000	2483,742	1,000	2595,931
TOTAL	IN	121437,816	OUT	121437,816

12. 1st Stage Suction Drum Charged Gas Dryer High Pressure Section



Kondisi Operasi :

Suhu : 33,5°C = 306,7K

Tekanan : 17,87 bar = 1787 kPa

Tabel IV- 16 Neraca Massa 1st Stage Suction Drum

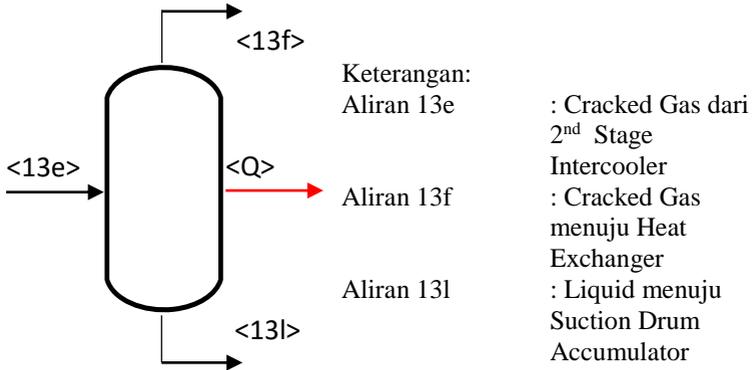
	Masuk <13b>	Keluar <13c>
--	--------------------------	---------------------------

Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,157	21302,560	0,193	21284,196
Ethane	0,037	5012,361	0,045	4996,977
Propane	0,005	608,345	0,005	578,008
n-Butane	0,020	2495,837	0,019	2087,102
Ethylene	0,279	37729,605	0,340	37450,036
Propene	0,168	22344,557	0,194	21409,042
1-Butene	0,060	7531,127	0,059	6482,858
1,3-Butadiene	0,041	5198,408	0,040	4449,857
Cyclohexane	0,017	824,044	0,002	193,071
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,004	7,335	0,000	0,167
Toluene	0,032	491,609	0,000	42,246
Benzene	0,050	2533,751	0,005	583,561
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,027	399,665	0,000	30,956
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	4,112	0,000	4,079
CO	0,001	117,397	0,001	117,395
n-Pentane	0,042	4393,368	0,024	2634,231
Hydrogen	0,009	1232,075	0,011	1232,075
Styrene	0,002	3,273	0,000	0,070

Acetylene	0,049	6609,279	0,059	6540,943
H ₂ S	0,000	3,177	0,000	3,100
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	118841,885	1,000	110119,968
Komponen			Keluar <13k>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,002	18,364
Ethane			0,002	15,385
Propane			0,003	30,337
n-Butane			0,047	408,735
Ethylene			0,032	279,569
Propene			0,107	935,515
1-Butene			0,120	1048,269
1,3-Butadiene			0,086	748,552
Cyclohexane			0,072	630,973
Cyclopropane			0,000	0,000
o-Xylene			0,001	7,168
Toluene			0,052	449,364
Benzene			0,224	1950,191
Oxygen			0,000	0,000

H ₂ O			0,042	368,709
Nitrogen			0,000	0,000
CO ₂			0,000	0,033
CO			0,000	0,002
n- Pentane			0,202	1759,137
Hydroge n			0,000	0,000
Styrene			0,000	3,203
Acetylen e			0,008	68,336
H ₂ S			0,000	0,078
Light Naphtha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,000
PFO			0,000	0,000
Total			1,000	8721,917
TOTAL	IN	118841,88 50	OUT	118841,88 50

13. 2nd Stage Suction Drum Charged Gas Dryer High Pressure Section



Kondisi Operasi :

Suhu : 33,6 °C = 306,8K

Tekanan : 35,5 bar = 3550 kPa

Tabel IV- 17 Neraca Massa 2nd Stage Suction Drum

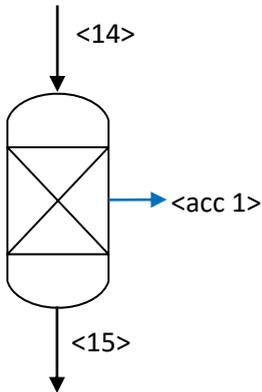
Komponen	Masuk <13e>		Keluar <13f>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,193	21284,196	0,211	21236,819
Ethane	0,045	4996,977	0,049	4957,527
Propane	0,005	578,008	0,005	508,949
n-Butane	0,019	2087,102	0,014	1385,701
Ethylene	0,340	37450,036	0,366	36740,796
Propene	0,194	21409,042	0,191	19235,911
1-Butene	0,059	6482,858	0,045	4572,011

13-Butadiene	0,040	4449,857	0,031	3101,400
Cyclohexane	0,002	193,071	0,000	20,449
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,167	0,000	0,001
Toluene	0,000	42,246	0,000	1,484
Benzene	0,005	583,561	0,001	60,595
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	30,956	0,000	0,975
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	4,079	0,000	3,997
CO	0,001	117,395	0,001	117,389
n-Pentane	0,024	2634,231	0,010	966,503
Hydrogen	0,011	1232,075	0,012	1232,075
Styrene	0,000	0,070	0,000	0,001
Acetylene	0,059	6540,943	0,063	6368,902
H ₂ S	0,000	3,100	0,000	2,911
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	110119,968	1,000	100514,396
			Keluar <13I>	

Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,005	47,377
Ethane	0,004	39,450
Propane	0,007	69,059
n-Butane	0,073	701,401
Ethylene	0,074	709,240
Propene	0,226	2173,131
1-Butene	0,199	1910,847
1,3-Butadiene	0,140	1348,457
Cyclohexane	0,018	172,621
Cyclopropane	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,166
Toluene	0,004	40,761
Benzene	0,054	522,965
Oxygen	0,000	0,000
H ₂ O	0,003	29,981
Nitrogen	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,082
CO	0,000	0,006
n-Pentane	0,174	1667,729
Hydrogen	0,000	0,000
Styrene	0,000	0,069

Acetylene			0,018	172,041
H ₂ S			0,000	0,188
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,000
PFO			0,000	0,000
Total			1,000	9605,573
TOTAL	IN	110119,9684	OUT	110119,9684

14. Charged Gas Dryer (B-170)



Keterangan:

Aliran 14: Gas menuju
Charged Gas Dryer

Aliran 15: Gas yang telah
dikeringkan

Kondisi Operasi :

Suhu : 17,05 = 290,2K

Tekanan : 35,37 bar = 3537 kPa

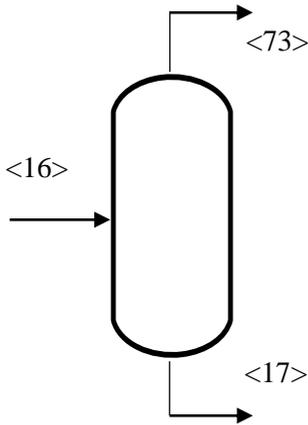
Tabel IV- 18 Neraca Massa Charged Gas Dryer

Komponen	Masuk <14>		Keluar <15>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,211	21236,819	0,211	21236,819
Ethane	0,049	4957,527	0,049	4957,527
Propane	0,005	508,949	0,005	508,949
n-Butane	0,014	1385,701	0,014	1385,701
Ethylene	0,366	36740,796	0,366	36740,796
Propene	0,191	19235,911	0,191	19235,911
1-Butene	0,045	4572,011	0,045	4572,011
1,3-Butadiene	0,031	3101,400	0,031	3101,400
Cyclohexane	0,000	20,449	0,000	20,449
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,001	0,000	0,001
Toluene	0,000	1,484	0,000	1,484
Benzene	0,001	60,595	0,001	60,595
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,975	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	3,997	0,000	3,997
CO	0,001	117,389	0,001	117,389
n-Pentane	0,010	966,503	0,010	966,503

Hydrogen	0,012	1232,075	0,012	1232,075
Styrene	0,000	0,001	0,000	0,001
Acetylene	0,063	6368,902	0,063	6368,902
H ₂ S	0,000	2,911	0,000	2,911
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	100514,396	1,000	100513,421
Komponen			Keluar <acc 1>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0	0
Ethane			0	0
Propane			0	0
n-Butane			0	0
Ethylene			0	0
Propene			0	0
1-Butene			0	0
1,3-Butadiene			0	0
Cyclohexane			0	0
Cyclopropane			0	0
o-Xylene			0	0
Toluene			0	0

Benzene			0	0
Oxygen			0	0
H ₂ O			1	0,975
Nitrogen			0	0
CO ₂			0	0
CO			0	0
n-Pentane			0	0
Hydrogen			0	0
Styrene			0	0
Acetylene			0	0
H ₂ S			0	0
Light Naptha			0	0
PGO			0	0
PFO			0	0
TOTAL			1	0,975
TOTAL	IN	100514,396	OUT	100514,396

15. Demethanizer Feed Separator (H-211)



Aliran 16

Aliran 73

Aliran 17

Keterangan:

: Gas menuju
Charged Gas
Dryer

: Gas yang telah
dikeringkan

: Liquid menuju
Demethanizer

Kondisi Operasi :

Suhu : $-165\text{ }^{\circ}\text{C} = 108,15\text{K}$

Tekanan : $35,24\text{ bar} = 3524\text{ kPa}$

Tabel IV- 19 Neraca Massa Demethanizer Feed Separator

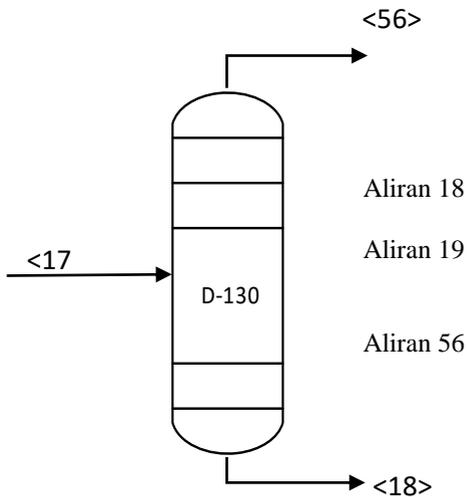
Komponen	Masuk <16>		Keluar <73>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,211	21236,819	0,058	76,389
Ethane	0,049	4957,527	0,000	0,016
Propane	0,005	508,949	0,000	0,000
n-Butane	0,014	1385,701	0,000	0,000
Ethylene	0,366	36740,796	0,000	0,430
Propene	0,191	19235,911	0,000	0,000
1-Butene	0,045	4572,011	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,031	3101,400	0,000	0,000

Cyclohexane	0,000	20,449	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,001	0,000	0,000
Toluene	0,000	1,484	0,000	0,000
Benzene	0,001	60,595	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	3,997	0,000	0,000
CO	0,001	117,389	0,004	5,067
n-Pentane	0,010	966,503	0,000	0,000
Hydrogen	0,012	1232,075	0,938	1229,156
Styrene	0,000	0,001	0,000	0,000
Acetylene	0,063	6368,902	0,000	0,004
H ₂ S	0,000	2,911	0,000	0,000
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	100513,421	1,000	1311,062
Komponen			Keluar <17>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,213	21160,430

Ethane		0,050	4957,511
Propane		0,005	508,949
n-Butane		0,014	1385,701
Ethylene		0,370	36740,365
Propene		0,194	19235,910
1-Butene		0,046	4572,011
1,3-Butadiene		0,031	3101,400
Cyclohexane		0,000	20,449
Cyclopropane		0,000	0,000
o-Xylene		0,000	0,001
Toluene		0,000	1,484
Benzene		0,001	60,595
Oxygen		0,000	0,000
H ₂ O		0,000	0,000
Nitrogen		0,000	0,000
CO ₂		0,000	3,997
CO		0,001	112,322
n-Pentane		0,010	966,503
Hydrogen		0,000	2,919
Styrene		0,000	0,001
Acetylene		0,064	6368,898
H ₂ S		0,000	2,911

Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,000
PFO			0,000	0,000
Total			1,000	99202,358
TOTAL		100513,4206	OUT	100513,4206

16. Demethanizer (D-220)



Keterangan:

: Feed

Demethanizer

: Methane dan fraksi yang lebih ringan

: C2+

Kondisi Operasi :

Suhu : $-98,1\text{ }^{\circ}\text{C} = 175,1\text{K}$

Tekanan : $5,4\text{ bar} = 540\text{ kPa}$

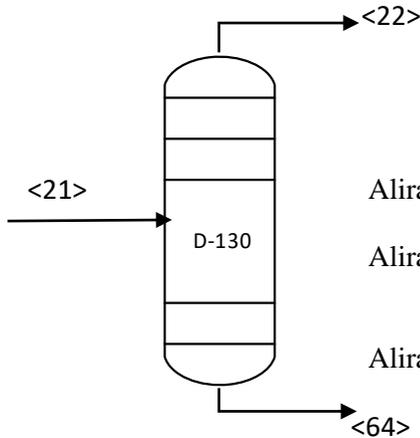
Tabel IV- 20 Neraca Massa Demethanizer

Komponen	Masuk <17>		Keluar <56>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,213	21160,430	0,989	21149,849
Ethane	0,050	4957,511	0,000	2,479
Propane	0,005	508,949	0,000	0,000
n-Butane	0,014	1385,701	0,000	0,000
Ethylene	0,370	36740,365	0,005	111,737
Propene	0,194	19235,910	0,000	0,000
1-Butene	0,046	4572,011	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,031	3101,400	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	20,449	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,001	0,000	0,000
Toluene	0,000	1,484	0,000	0,000
Benzene	0,001	60,595	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	3,997	0,000	0,000
CO	0,001	112,322	0,005	112,322
n-Pentane	0,010	966,503	0,000	0,000
Hydrogen	0,000	2,919	0,000	2,919

Styrene	0,000	0,001	0,000	0,000
Acetylene	0,064	6368,898	0,000	0,079
H ₂ S	0,000	2,911	0,000	0,000
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	99202,358	1	21379,385
Komponen			Keluar <18>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,000	10,580
Ethane			0,064	4955,032
Propane			0,007	508,949
n-Butane			0,018	1385,701
Ethylene			0,471	36628,629
Propene			0,247	19235,910
1-Butene			0,059	4572,011
13-Butadiene			0,040	3101,400
Cyclohexane			0,000	20,449
Cyclopropane			0,000	0,000
o-Xylene			0,000	0,001
Toluene			0,000	1,484
Benzene			0,001	60,595
Oxygen			0,000	0,000

H ₂ O			0,000	0,000
Nitrogen			0,000	0,000
CO ₂			0,000	3,997
CO			0,000	0,000
n-Pentane			0,012	966,503
Hydrogen			0,000	0,000
Styrene			0,000	0,001
Acetylene			0,082	6368,818
H ₂ S			0,000	2,911
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,000
PFO			0,000	0,000
Total			1	77822,973
TOTAL	IN	99202,3583	OUT	99202,3583

17. Deethanizer (D-230)



Keterangan:

- Aliran 21 : Feed
- Aliran 22 : Ethane dan fraksi yang lebih ringan
- Aliran 64 : C₃+

Kondisi Operasi :

Suhu : -15,21 °C = 257,9K

Tekanan : 22,48 bar = 2248 kPa

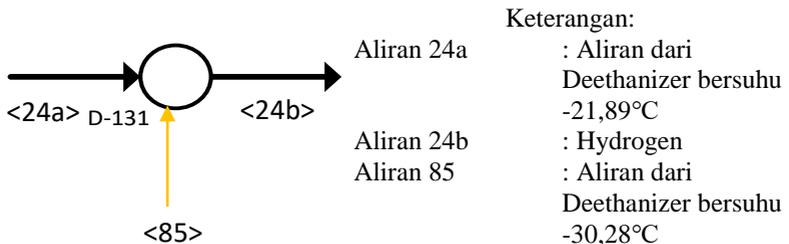
Tabel IV- 21 Neraca Massa Deethanizer

Komponen	Masuk <21>		Keluar <22>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	10,580	0,000	10,580
Ethane	0,064	4955,032	0,105	4952,555
Propane	0,007	508,949	0,000	0,254
n-Butane	0,018	1385,701	0,000	0,000
Ethylene	0,471	36628,629	0,770	36438,897
Propene	0,247	19235,910	0,001	32,496
1-Butene	0,059	4572,011	0,000	0,001
1,3-Butadiene	0,040	3101,400	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	20,449	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,001	0,000	0,000
Toluene	0,000	1,484	0,000	0,000
Benzene	0,001	60,595	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	3,997	0,000	3,921

CO	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,012	966,503	0,000	0,000
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
Styrene	0,000	0,001	0,000	0,000
Acetylene	0,082	6368,818	0,124	5874,426
H ₂ S	0,000	2,911	0,000	0,122
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	77822,973	1	47313,253
Komponen			Keluar <64>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,000	0,000
Ethane			0,000	2,478
Propane			0,017	508,694
n-Butane			0,045	1385,701
Ethylene			0,006	189,732
Propene			0,629	19203,414
1-Butene			0,150	4572,010
1,3-Butadiene			0,102	3101,400
Cyclohexane			0,001	20,449
Cyclopropane			0,000	0,000
o-Xylene			0,000	0,001

Toluene			0,000	1,484
Benzene			0,002	60,595
Oxygen			0,000	0,000
H ₂ O			0,000	0,000
Nitrogen			0,000	0,000
CO ₂			0,000	0,076
CO			0,000	0,000
n-Pentane			0,032	966,503
Hydrogen			0,000	0,000
Styrene			0,000	0,001
Acetylene			0,016	494,392
H ₂ S			0,000	2,789
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,000
PFO			0,000	0,000
Total			1	30509,721
TOTAL	IN	77822,9732	OUT	77822,9732

18. Mixing Point



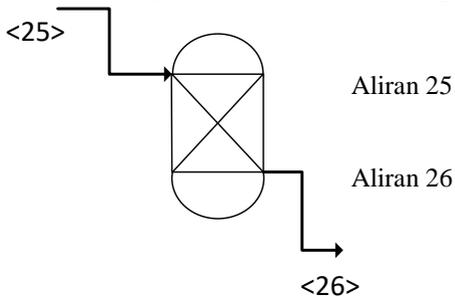
Tabel IV- 22 Neraca Massa Mixing Point

Komponen	Masuk <24a>		Masuk <85>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	10,580	0,000	0,000
Ethane	0,105	4952,555	0,000	0,008
Propane	0,000	0,254	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene	0,770	36438,897	0,000	0,204
Propene	0,001	32,496	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,001	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	3,921	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,001
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000

Hydrogen	0,000	0,000	1,000	580,473
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,000
Acetylene	0,124	5874,426	0,000	0,002
H ₂ S	0,000	0,122	0,000	0,000
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	1,000	47313,253	1	580,688
Komponen			Keluar <25>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,000	10,580
Ethane			0,103	4952,563
Propane			0,000	0,254
n-Butane			0,000	0,000
Ethylene			0,761	36439,100
Propene			0,001	32,496
1-Butene			0,000	0,001
1,3-Butadiene			0,000	0,000
Cyclohexane			0,000	0,000
Cyclopropane			0,000	0,000
o-Xylene			0,000	0,000
Toluene			0,000	0,000

Benzene			0,000	0,000
Oxygen			0,000	0,000
H ₂ O			0,000	0,000
Nitrogen			0,000	0,000
CO ₂			0,000	3,921
CO			0,000	0,001
n-Pentane			0,000	0,000
Hydrogen			0,012	580,473
Styrene			0,000	0,000
Acetylene			0,123	5874,428
H ₂ S			0,000	0,122
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,000
PFO			0,000	0,000
TOTAL			1	47893,940
TOTAL	IN	47893,940	OUT	47893,940

19. Acetylene Converter 1st Stage (R-240)



Keterangan:

: Aliran dari
Acetylene Converter
Heat Exchanger
: Aliran menuju
Acetylene Converter
Intercooler

Kondisi Operasi :

Suhu : 46,5 °C = 319,65K

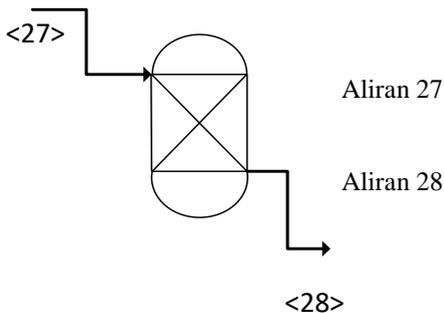
Tekanan : 17,72 bar = 1772 kPa

Tabel IV- 23 Neraca Massa Acetylene Converter 1st Stage

Komponen	Masuk <25>		Keluar <26>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	10,580	0,000	10,5800
Ethane	0,103	4952,563	0,109	5223,9323
Propane	0,000	0,254	0,000	0,2540
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,0000
Ethylene	0,761	36439,100	0,797	38179,6412
Propene	0,001	32,496	0,001	32,4960
1-Butene	0,000	0,001	0,000	0,0010
1,3-Butadiene	0,000	0,000	0,001	61,0182
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,0000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,0000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,0000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,0000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,0000
CO ₂	0,000	3,921	0,000	3,9210

CO	0,000	0,001	0,000	0,0010
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,0000
Hydrogen	0,012	580,473	0,009	416,7347
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Acetylene	0,123	5874,428	0,083	3965,2390
H ₂ S	0,000	0,122	0,000	0,1220
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,0000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,0000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,0000
Total	1,000	47893,940	1,000	47893,940

20. Acetylene Converter 2nd Stage (R-240)



Keterangan:

: Aliran dari
Acetylene Converter
1st Stage
: Aliran menuju
Acetylene Converter
Intercooler

Kondisi Operasi :

Suhu : 45 °C = 318,15K

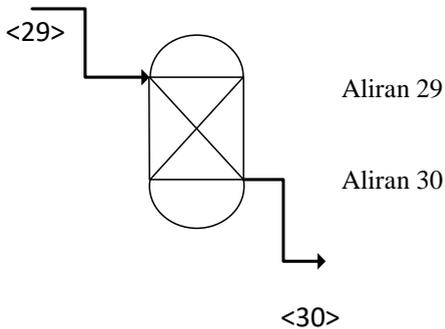
Tekanan : 17,59 bar = 1759 kPa

Tabel IV- 24 Neraca Massa Acetylene Converter 2nd Stage

Komponen	Masuk <27>		Keluar <28>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	10,580	0,000	10,580
Ethane	0,109	5223,932	0,122	5865,031
Propane	0,000	0,254	0,000	0,254
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene	0,797	38179,641	0,819	39247,700
Propene	0,001	32,496	0,001	32,496
1-Butene	0,000	0,001	0,000	0,001
1,3-Butadiene	0,001	61,018	0,002	85,731
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	3,921	0,000	3,921
CO	0,000	0,001	0,000	0,001
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000

Hydrogen	0,009	416,735	0,005	253,098
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,000
Acetylene	0,083	3965,239	0,050	2395,004
H ₂ S	0,000	0,122	0,000	0,122
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	47893,940	1,000	47893,940

21. Acetylene Converter 3rd Stage (R-240)



Keterangan:
: Aliran dari Acetylene Converter 2nd Stage
: Aliran menuju Acetylene Converter Intercooler

Kondisi Operasi :

Suhu : 45,05 °C = 318,2K

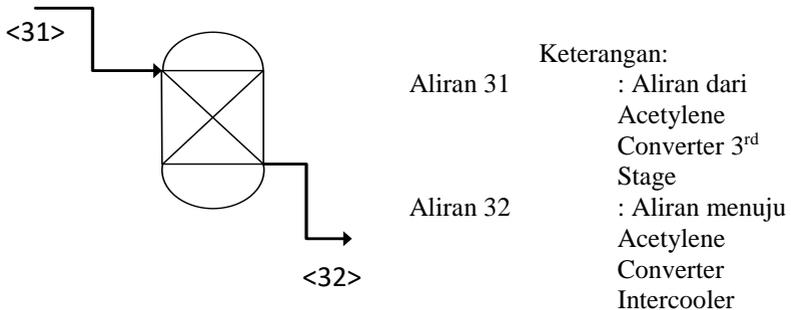
Tekanan : 17,43 bar = 1743 kPa

Tabel IV- 25 Neraca Massa Acetylene Converter 3rd Stage

Komponen	Masuk <29>		Keluar <30>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	10,580	0,000	10,5800
Ethane	0,122	5865,031	0,139	6639,4766
Propane	0,000	0,254	0,000	0,2540
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,0000
Ethylene	0,819	39247,700	0,836	40021,8303
Propene	0,001	32,496	0,001	32,4960
1-Butene	0,000	0,001	0,000	0,0010
1,3-Butadiene	0,002	85,731	0,002	110,6077
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,0000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,0000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,0000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,0000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,0000
CO ₂	0,000	3,921	0,000	3,9210
CO	0,000	0,001	0,000	0,0010
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,0000

Hydrogen	0,005	253,098	0,002	92,6981
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Acetylene	0,050	2395,004	0,021	981,9518
H ₂ S	0,000	0,122	0,000	0,1220
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,0000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,0000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,0000
Total	1,000	47893,940	1,000	47893,940

22. Acetylene Converter 4th Stage (R-240)



Kondisi Operasi :

Suhu : 45 °C = 318,15K

Tekanan : 17,36 bar = 1736 kPa

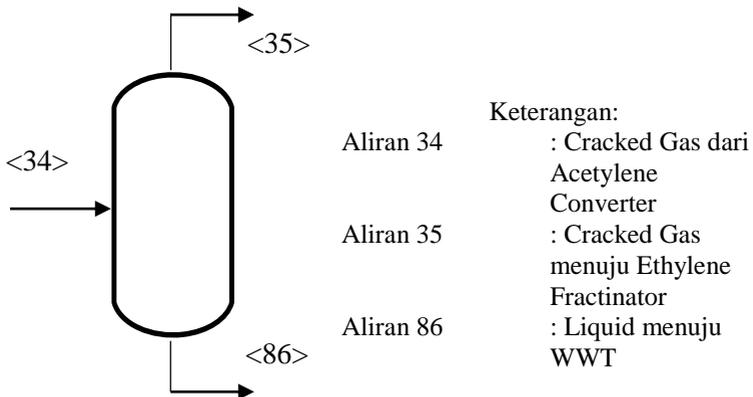
Tabel IV- 26 Neraca Massa Acetylene Converter 4th Stage

Komponen	Masuk <31>		Keluar <32>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	10,580	0,000	10,5800

Ethane	0,139	6639,477	0,144	6894,0640
Propane	0,000	0,254	0,000	0,2540
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,0000
Ethylene	0,836	40021,830	0,853	40831,3554
Propene	0,001	32,496	0,001	32,4960
1-Butene	0,000	0,001	0,000	0,0010
1,3-Butadiene	0,002	110,608	0,003	121,0113
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,0000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,0000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,0000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,0000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,0000
CO ₂	0,000	3,921	0,000	3,9210
CO	0,000	0,001	0,000	0,0010
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,0000
Hydrogen	0,002	92,698	0,000	0,0000
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,0000
Acetylene	0,021	981,952	0,000	0,1341
H ₂ S	0,000	0,122	0,000	0,1220

Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,0000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,0000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,0000
Total	1,000	47893,940	1,000	47893,940

23. 1,3 Butadiene KO Drum (H-250)



Kondisi Operasi :

Suhu : $-30\text{ }^{\circ}\text{C} = 243,2\text{K}$

Tekanan : $17,1\text{ bar} = 1710\text{ kPa}$

Tabel IV- 27 Neraca Massa 1,3 Butadiene KO Drum

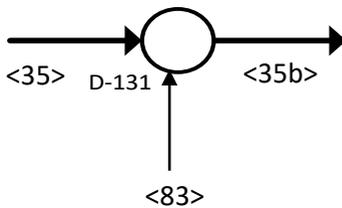
Komponen	Masuk <34>		Keluar <35>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	10,580	0,000	10,538
Ethane	0,139	6639,477	0,145	6707,123
Propane	0,000	0,254	0,000	0,178

n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene	0,836	40021,830	0,853	39383,199
Propene	0,001	32,496	0,001	24,319
1-Butene	0,000	0,001	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,002	110,608	0,001	38,845
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	3,921	0,000	3,734
CO	0,000	0,001	0,000	0,001
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	0,002	92,698	0,000	0,000
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,000
Acetylene	0,021	981,952	0,000	0,126
H ₂ S	0,000	0,122	0,000	0,103
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000

PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	47893,940	1,000	46168,166
Kompon en			Keluar <86>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,000	0,042
Ethane			0,108	186,941
Propane			0,000	0,076
n-Butane			0,000	0,000
Ethylene			0,839	1448,157
Propene			0,005	8,177
1-Butene			0,000	0,001
13- Butadien e			0,048	82,166
Cyclohex ane			0,000	0,000
Cyclopro pane			0,000	0,000
o-Xylene			0,000	0,000
Toluene			0,000	0,000
Benzene			0,000	0,000
Oxygen			0,000	0,000
H ₂ O			0,000	0,000
Nitrogen			0,000	0,000
CO ₂			0,000	0,187
CO			0,000	0,000
n- Pentane			0,000	0,000

Hydrogen			0,000	0,000
Styrene			0,000	0,000
Acetylene			0,000	0,008
H ₂ S			0,000	0,019
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,000
PFO			0,000	0,000
Total			1,000	1725,773
TOTAL	IN	47893,940	OUT	47893,940

24. Mixing Point



Aliran 34

Aliran 35

Aliran 86

Keterangan:

: Aliran dari KO Drum
bersuhu -30 °C

: Hydrogen

: Aliran dari KO Drum
bersuhu -29,85 °C

Tabel IV- 28 Neraca Massa Mixing Point

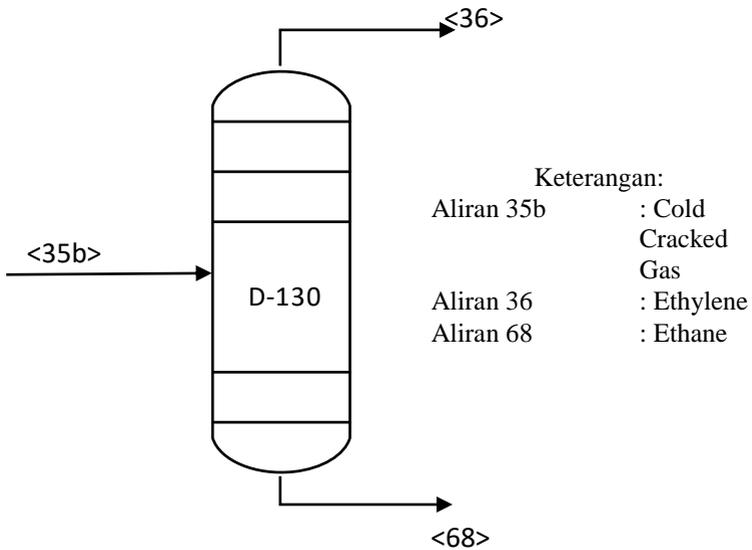
Komponen	Masuk <35a>		Masuk <83>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	10,538	0,021	79,282
Ethane	0,145	6707,123	0,979	3652,582
Propane	0,000	0,178	0,000	0,000

n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene	0,853	39383,199	0,000	0,000
Propene	0,001	24,319	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,001	38,845	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	3,734	0,000	0,000
CO	0,000	0,001	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,000
Acetylene	0,000	0,126	0,000	0,000
H ₂ S	0,000	0,103	0,000	0,000
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000

PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	1,000	46168,166	1,000	3731,864
Komponen			Keluar <35b>	
			Fraaksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0,002	89,820
Ethane			0,208	10359,705
Propane			0,000	0,178
n-Butane			0,000	0,000
Ethylene			0,789	39383,199
Propene			0,000	24,319
1-Butene			0,000	0,000
1,3-Butadiene			0,001	38,845
Cyclohexane			0,000	0,000
Cyclopropane			0,000	0,000
o-Xylene			0,000	0,000
Toluene			0,000	0,000
Benzene			0,000	0,000
Oxygen			0,000	0,000
H ₂ O			0,000	0,000
Nitrogen			0,000	0,000
CO ₂			0,000	3,734
CO			0,000	0,001
n-Pentane			0,000	0,000

Hydrogen			0,000	0,000
Styrene			0,000	0,000
Acetylene			0,000	0,126
H ₂ S			0,000	0,103
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,000
PFO			0,000	0,000
TOTAL			1	49900,031
TOTAL	IN	49900,031	OUT	49900,031

25. Ethylene Fractinator (D-260)



Kondisi Operasi :

Suhu : -25,2 °C = 248K

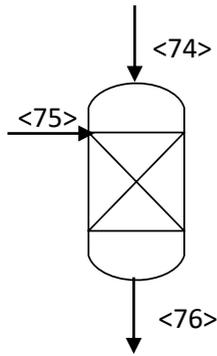
Tekanan : 16,4 bar = 1640 kPa

Tabel IV- 29 Neraca Massa Ethylene Fractinator

Komponen	Keluar <36>			Keluar <68>		
	Fraaksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)	Fraaksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
Methane	0,004	5,60	89,58	0,0000	0,00	0,00
Ethane	0,000	0,11	3,38	0,9942	344,41	10332,2
Propane	0,000	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,18
n-Butane	0,000	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,00
Ethylene	0,996	1403,15	39288,2	0,0020	0,70	19,47
Propene	0,000	0,00	0,00	0,0017	0,58	24,27
1-Butene	0,000	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,00
13-Butadiene	0,000	0,00	0,00	0,0021	0,72	38,78
Cyclohexane	0,000	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,00
Cyclopropane	0,000	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,00
o-Xylene	0,000	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,00
Toluene	0,000	0,00	0,00	0,0000	0,00	0,00

Benzene	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
Oxygen	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
H2O	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
Nitrogen	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
CO2	0,00 0	0,08	3,73	0,00 00	0,00	0,00
CO	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
n-Pentane	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
Hydrogen	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
Styrene	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
Acetylene	0,00 0	0,00	0,11	0,00 00	0,00	0,02
H2S	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,10
Light Naptha	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
PGO	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
PFO	0,00 0	0,00	0,00	0,00 00	0,00	0,00
TOTAL	1	1408,9 5	39385, 0	1	346,41	10415, 1

26. Methanator (D-310)



Aliran 73

Aliran 75

Aliran 76

Keterangan:

: Cracked gas dari
Feed Separator

: Hidrogen

: Cracked gas
menuju

Methanator

Cooler

Kondisi Operasi :

Suhu : 288 °C = 561,15K

Tekanan : 31,75 bar = 3175 kPa

Tabel IV- 30 Neraca Massa Methanator

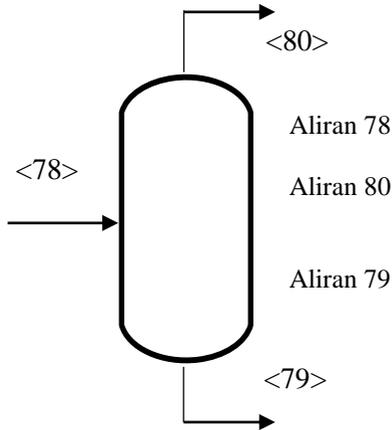
Komponen	Masuk <74>		Keluar <76>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,058	76,389	0,060	79,284
Ethane	0,000	0,016	0,000	0,016
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene	0,000	0,430	0,000	0,430
Propene	0,000	0,000	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,000

Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,002	3,256
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,004	5,067	0,000	0,001
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	0,938	1229,156	0,937	1229,156
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,000
Acetylene	0,000	0,004	0,000	0,004
H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	1311,062	1,000	1312,148
Komponen	Masuk <75>			
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)		
Methane	0,000	0,000		
Ethane	0,000	0,000		
Propane	0,000	0,000		

n-Butane	0,000	0,000
Ethylene	0,000	0,000
Propene	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000
CO	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000
Hydrogen	1,000	1,086
Styrene	0,000	0,000
Acetylene	0,000	0,000
H ₂ S	0,000	0,000
Light Naptha	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000

PFO	0,000	0,000		
Total	1,000	1,086		
TOTAL	IN	1312,1481	OUT	1312,1481

27. Knock Out Drum (H-320)



Keterangan:

: Cracked gas dari Heat Exchanger
 : Cracked gas menuju Hydrogen Dryer
 : Liquid menuju CWR

Kondisi Operasi :

Suhu : $-10\text{ }^{\circ}\text{C} = 263,2\text{K}$

Tekanan : $30\text{ bar} = 3000\text{ kPa}$

Tabel IV- 31 Neraca Massa KO Drum

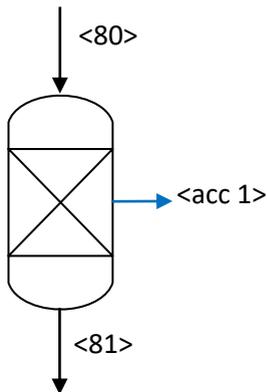
Komponen	Masuk <78>		Keluar <80>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,060	79,284	0,061	79,282
Ethane	0,000	0,016	0,000	0,016
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene	0,000	0,430	0,000	0,430

Propene	0,000	0,000	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,002	3,256	0,001	1,060
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,001	0,000	0,001
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	0,937	1229,156	0,938	1229,156
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,000
Acetylene	0,000	0,004	0,000	0,004
H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	1312,148	1,000	1309,950

Komponen	Keluar <79>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,001	0,002
Ethane	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000
Ethylene	0,000	0,000
Propene	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000
H ₂ O	0,999	2,196
Nitrogen	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000
CO	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000
Hydrogen	0,000	0,000
Styrene	0,000	0,000

Acetylene			0,000	0,000
H ₂ S			0,000	0,000
Light Naptha			0,000	0,000
PGO			0,000	0,000
PFO			0,000	0,000
Total			1,000	2,198
TOTAL	IN	1312,1481	OUT	1312,1481

28. Hydrogen Dryer (B-330)



Aliran 80

Aliran 81

Keterangan:

: Gas menuju
Hydrogen Dryer
: Gas yang telah
dikeringkan

Kondisi Operasi :

Suhu : -10 °C = 263,15K

Tekanan : 30 bar = 3000 kPa

Tabel IV- 32 Neraca Massa Hydrogen Dryer

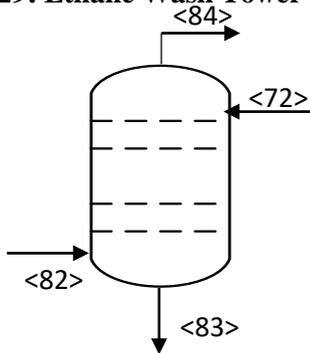
Komponen	Masuk <80>		Keluar <81>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)

Methane	0,061	79,282	0,061	79,282
Ethane	0,000	0,016	0,000	0,016
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene	0,000	0,430	0,000	0,430
Propene	0,000	0,000	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,001	1,060	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,001	0,000	0,001
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	0,938	1229,156	0,939	1229,156
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,000
Acetylene	0,000	0,004	0,000	0,004
H ₂ S	0,000	0,000	0,000	0,000

Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	1309,950	1,000	1308,890
Komponen			Keluar <acc 1>	
			Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane			0	0
Ethane			0	0
Propane			0	0
n-Butane			0	0
Ethylene			0	0
Propene			0	0
1-Butene			0	0
13-Butadiene			0	0
Cyclohexane			0	0
Cyclopropane			0	0
o-Xylene			0	0
Toluene			0	0
Benzene			0	0
Oxygen			0	0
H ₂ O			1	1,060356876
Nitrogen			0	0
CO ₂			0	0

CO			0	0
n-Pentane			0	0
Hydrogen			0	0
Styrene			0	0
Acetylene			0	0
H ₂ S			0	0
Light Naptha			0	0
PGO			0	0
PFO			0	0
TOTAL			1	1,060356876
TOTAL	IN	1309,950	OUT	1309,950

29. Ethane Wash Tower (D-340)



Keterangan:

- Aliran 82 : Gas dari Hydrogen Dryer
- Aliran 72 : Larutan C₂H₆
- Aliran 84 : Hidrogen
- Aliran 83 : Larutan Hydrocarbon (C₂H₆ + CH₄)

Kondisi Operasi :

Suhu : -132 °C = 141,15 K

Tekanan : 29,87 bar = 2987 kPa

Tabel IV- 33 Neraca Massa Ethane Wash Tower

Komponen	Masuk <82>		Keluar <84>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,061	79,282	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,016	0,000	0,016
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene	0,000	0,430	0,000	0,430
Propene	0,000	0,000	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,000
Benzene	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,001	0,000	0,001
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydrogen	0,939	1229,156	0,9996	1229,156

Styrene	0,000	0,000	0,000	0,000
Acetylene	0,000	0,004	0,000	0,004
H2S	0,000	0,000	0,000	0,000
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1	1308,890	1	1229,6079 47
Komponen	Masuk <72>		Keluar <83>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
Methane	0,000	0,000	0,021244 613	79,282
Ethane	1	3652,5822 49	0,978755 387	3652,5822 49
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000
Ethylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Propene	0,000	0,000	0,000	0,000
1-Butene	0,000	0,000	0,000	0,000
1,3-Butadiene	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclohexane	0,000	0,000	0,000	0,000
Cyclopropane	0,000	0,000	0,000	0,000
o-Xylene	0,000	0,000	0,000	0,000
Toluene	0,000	0,000	0,000	0,000

Benzene	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000
H2O	0,000	0,000	0,000	0,000
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
NaOH	0,000	0,000	0,000	0,000
CO2	0,000	0,000	0,000	0,000
Na2CO3	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
n- Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000
Hydroge n	0,000	0,000	0,000	0,000
Styrene	0,000	0,000	0,000	0,000
Acetylen e	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	0,000	0,000	0,000	0,000
Light Naptha	0,000	0,000	0,000	0,000
PGO	0,000	0,000	0,000	0,000
PFO	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	1	3652,5822 49	1	3731,8642 61
TOTAL	IN	4961,4722 08	OUT	4961,4722 08

IV.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi dalam desain pabrik *ethylene* ini terdapat pada Appendiks B. Dari perhitungan neraca panas tersebut dapat ditentukan kebutuhan energi untuk proses pada pabrik ini. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran bersifat *steady state* dengan persamaan sebagai berikut.

$$\left[\begin{array}{c} \text{aliran panas} \\ \text{masuk dalam} \\ \text{sistem} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{aliran panas} \\ \text{keluar dalam} \\ \text{sistem} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{akumulasi panas} \\ \text{dalam sistem} \end{array} \right]$$

Persamaan neraca energi:

$$\Delta E = Q + W - m(\Delta H + \Delta E_k + \Delta E_p)$$

Dengan:

ΔE = Akumulasi

Q = Panas yang masuk ke dalam sistem

W = Kerja yang masuk ke dalam sistem

m = Massa

ΔH = $H_{\text{keluar}} - H_{\text{masuk}}$

ΔE_k = Perubahan Energi Kinetik

ΔE_p = Perubahan Energi Potensial

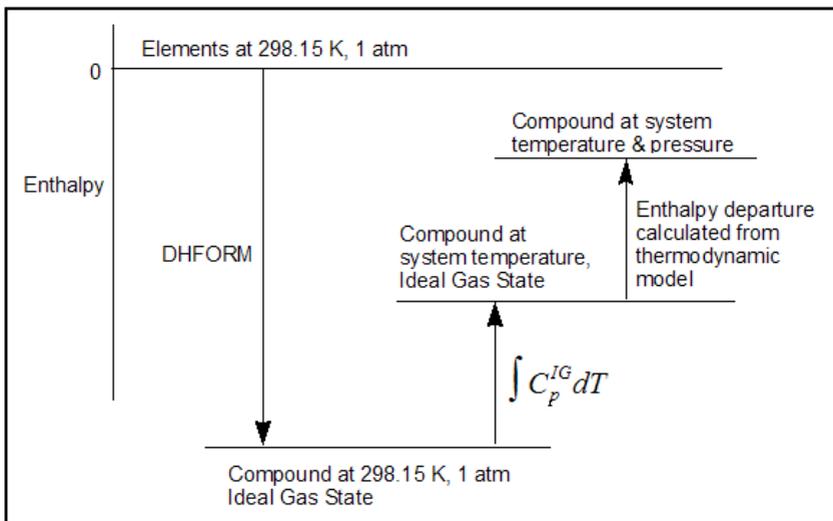
Dari persamaan berikut:

1. Karena tidak ada perbedaan kecepatan, maka $\Delta E_k = 0$
2. Karena tidak ada perbedaan ketinggian, maka $\Delta E_p = 0$
3. Karena sistem berada pada dalam kondisi *steady state*, maka $\Delta E = 0$

Keadaan referensi yang digunakan adalah:

Suhu = 25 °C = 298,15 K

Tekanan = 1 atm



Gambar IV. 1 Tahap Perhitungan *Enthalpy* dengan Keadaan Referensi Suhu 298,15 K dan Tekanan 1 atm

Pada perhitungan dibawah, kebanyakan nilai *enthalpy* bernilai negatif. Hal ini dikarenakan perbedaan *enthalpy* dari elemen saat keadaan referensi menuju gas ideal saat keadaan referensi. Hal ini digambarkan pada ΔH_{form} pada Gambar IV.1. Ditambah lagi, saat suhu proses dibawah suhu referensi, nilai $\int C_p^{IG} dT$ akan bernilai negatif. Hal ini dikarenakan dT adalah perbedaan suhu proses terhadap suhu referensi

Kapasitas Bahan Baku:

- Naptha : 123003,18 kg/h
- Hydrogen : 1,085 kg/h
- NaOH : 248,374 kg/h

- Nickel Catalyst : 5868 kg
- Pd/Al₂O₃ Catalyst : 470,738 kg
- Basis Perhitungan : 1 jam operasi
- Waktu Operasi : 1 tahun = 330 hari
1 hari = 24 jam
- Komposisi Bahan Baku
 - a. *Cracked Naptha*

Tabel IV- 34 Komposisi *Cracked Naptha*

Komponen	BM	Fraksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
Methane	16	0,155	1331,995	21311,91835
Ethane	30	0,019	167,316	5019,494611
Propane	44	0,002	14,189	624,3365448
n-Butane	58	0,005	47,061	2729,566106
Ethylene	28	0,157	1352,770	37877,56415
Propene	42	0,063	543,706	22835,65307
1-Butene	56	0,017	144,925	8115,80939
1,3-Butadiene	54	0,012	104,005	5616,276498
Cyclohexane	84	0,003	26,710	2243,605192
Cyclopropane	42	0,000	0,000	0
o-Xylene	106	0,001	5,136	544,4582085
Toluene	92	0,005	47,170	4339,609451
Benzene	78	0,010	87,377	6815,377818
Oxygen	32	0,000	0,000	0
H ₂ O	18	0,436	3748,855	67479,3956
Nitrogen	28	0,000	0,000	0
CO ₂	44	0,000	1,398	61,49416037
CO	28	0,000	4,193	117,3979425
n-Pentane	72	0,009	80,069	5764,942284
Hydrogen	2	0,072	616,037	1232,07489
Styrene	104	0,000	2,601	270,4828681
Acetylene	26	0,030	255,560	6644,563821
H ₂ S	34	0,000	1,734	58,96880897

Light Naptha	145	0,000	0,000	0
PGO	163	0,001	9,493	1548,236168
PFO	196,5	0,001	8,672	1704,025142
TOTAL		1,000	8600,973	202955,251
Properties				
Tekanan			51,34	Bar
Suhu			46,11	Celcius
HHV(Higher Heating Value)			1.119	Btu/Scf
Z (Compressibility)			0,996	
SG (Spesific Gravity)			0,702	

b. Hydrogen

Tabel IV- 35 Komposisi Hydrogen

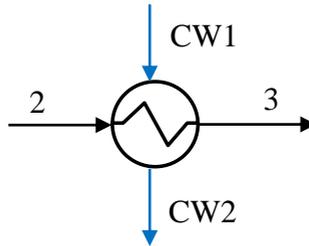
Komponen	B M	Fraksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
Hydrogen	2	1	290,344	580,688

c. NaOH

Tabel IV- 36 Komposisi NaOH

Komponen	B M	Fraksi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
NaOH	40	0,1		248,374
H ₂ O	18	0,9		2235,368

1. Furnace Preheater (L-121)

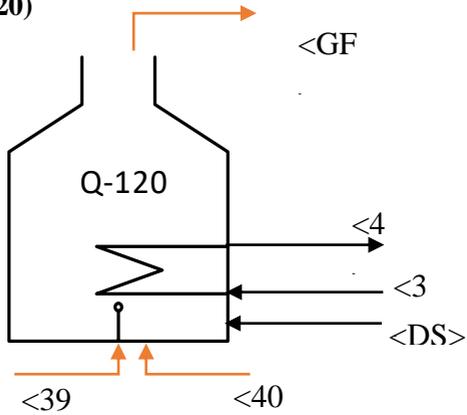


Gambar IV. 2 Diagram Aliran Furnace Preheater (L-121)

Tabel IV- 37 Neraca Panas Furnace Preheater (L-121)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<2>	301.95	2.31	123003.1825	-2058.7583	-253233820.3
<QW1>	343.15	1.45	150000.00	-15649.7924	-2347468864.6
Total			273003.1825		-2600702685
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<3>	333.15	2.3	123003.1825	-1997.2668	-245670169.7
<QW2>	341.55	1.39	150000.00	-15700.2168	-2355032515
Total			273003.1825		-2600702685

2. Furnace (Q-120)



Gambar IV. 3 Diagram Aliran Furnace (Q-120)

Tabel IV- 38 Neraca Panas Furnace-Radiation Zone (Q-120)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<DS>	573.1	15.	79952.068	-	-
	5	5	61	12925.47338	1033418334
<3>	333.1		123003.18	-	-
	5	2.3	25	1997.266776	245670169.7
Total			202955.2511		-245670169.7
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<4>	663.1	1.4	202955.25	-	
	5	6	11	3565.85913	-723709835

Total	202955.25		-723709835
	11		478039665.
IN - OUT			4

Panas yang dibutuhkan untuk melakukan *cracking* adalah: 478039665.4 kJ, sehingga dengan bahan bakar methane didapatkan:

Reaksi pembakaran yang terjadi:

	C	+ 2O	↔	CO	+ 2H	N2(in
	H4	2		2	2O	ert)
	87	184				
M	8.4	4.8				6939.
	6					8
	87	175		878	175	
R	8.4	6.9		.46	6.9	
	6					
S	0	87.		878	175	6939.
		846		.46	6.9	8

Kemudian menghitung ΔH_{comb} ketika 298 K:

			Reaksi	ΔH_{comb} ketika 298 K (kJ/kmol)		
	C	+ 2O	↔	CO2	+ 2H	
	H4	2		2O		
						-802800
						<i>Sumbe</i>
						<i>r:</i>

Robin
Smith

Reaksi ke	ΔH_{comb} ketika 298 K (kJ/kmol)
1	-705225569.8
Total	-705225569.8

Menghitung ΔH_p

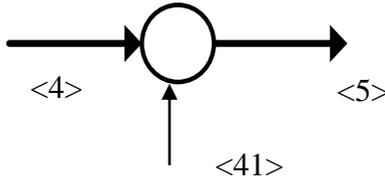
Komposisi sisa reaksi (Flue Gas)		
Komponen	Fraksi Mol	kgmol
CO ₂	0.090909091	878.4573615
Nitrogen	0.718181818	6939.813155
H ₂ O	0.181818182	1756.914723
O ₂	0.009090909	87.84573615
Total	1	9663.030976

Menghitung ΔH_{ig}			
Komponen	kgmol	$\langle C_p \rangle_{Hig}$ (kJ/kmol)	ΔH_{ig}
CO ₂	878.4573615	2976.023723	2614309.947
Nitrogen	6939.813155	2176.516504	15104617.87
H ₂ O	1756.914723	2505.737626	4402367.327

O2	87.8457 3615	2168.197701	190466.92 31
Total	9663.03 0976		22311762. 06

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{comb}} &= \Delta H_{\text{comb}} = && 68291380 && \text{kJ/k} \\
 \Delta H_{0\text{comb}} + \Delta H_{\text{P}} &= && 7.7 && \text{mol} \\
 \Delta H &= && 47803966 && \text{kJ/k} \\
 \text{diserap} &= && 5.4 && \text{mol} \\
 \Delta H_{\text{comb}} - \Delta H_{\text{comb}} \text{ yang} & && && \text{kJ/k} \\
 \text{dibutuhkan} &= && 0 && \text{mol}
 \end{aligned}$$

3. Mixing Point



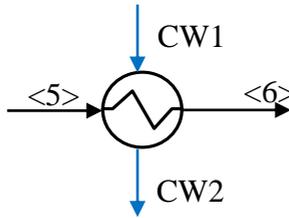
Gambar IV. 4 Diagram Aliran Mixing Point

Tabel IV- 39 Neraca Panas Mixing Point

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<4>	663.1 5	1.4 6	202955.25 11	- 3565.8591 3	-723709835
<41>	353.1 5	1.4 6	5724.1771	402.9510	2306562.79 4

Total			208679.42 82		- 721403272. 3
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<5>	653.7 5	1.4 6	208679.42 82	- 3456.9928	- 721403272. 3
Total			208679.42 82		- 721403272. 3

4. Heat Exchanger (E-131)



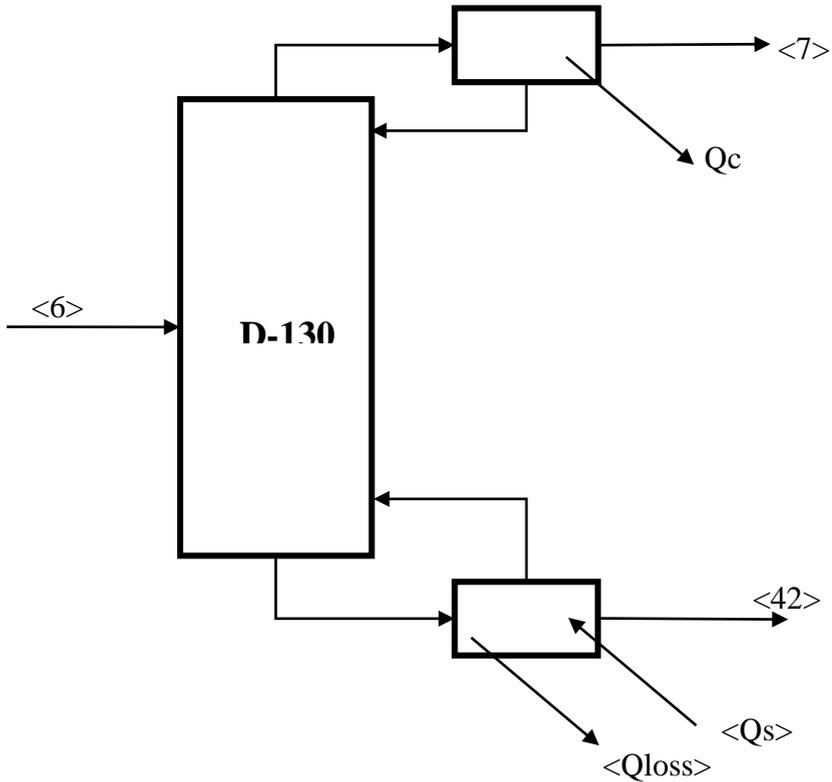
Gambar IV. 5 Diagram Aliran Heat Exchanger (E-131)

Tabel IV- 40 Neraca Panas Heat Exchanger (E-131)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<5>	653.75	1.46	208679.4282	-3456.9928	-721403272.3
CW1	298.15	10	135000	-15886.9703	-2144740989
Total			343679.4282		-2866144261.7

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<6>	463.15	1.46	208679.4282	-3913.2917	-816623484.2
CW2	453.15	10	135000	-15181.6354	-2049520778
Total			343679.4282		-2866144261.7

5. Kolom Distilasi Styrene-PGO (D-130)



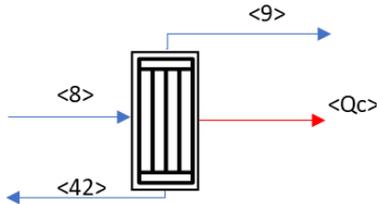
Gambar IV. 6 Diagram Aliran Kolom Distilasi Styrene-PGO (D-130)

Tabel IV- 41 Neraca Panas Kolom Distilasi Styrene-PGO (D-130)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<6>	463.15	1.46	208679.428	3913.291747	816623484.2
<Qs>					25071219.5
Total			208679.428		841694703.6

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<7>	621.65	1.44	205416.393	4579.991258	940805284.2
<42>	537.53	1.48	3263.035	1574.47007	5137550.946
Qc					104248131.6
Total			208679.428		841694703.6

Styrene-PGO Condenser Distillation Column (E-132)



Gambar IV. 7 Diagram Aliran Condenser Kolom Distilasi Styrene-PGO (E-132)

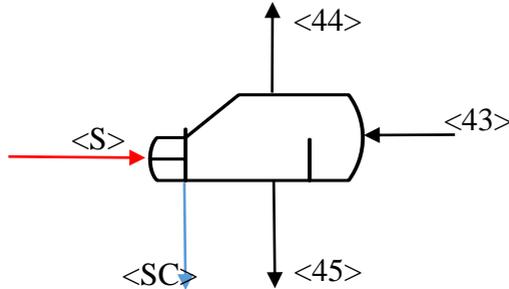
Tabel IV- 42 Neraca Panas Condenser Kolom Distilasi Styrene-PGO (E-132)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<8>	362.3 6	1.4 5	247398.1 19	- 4158.03302 7	- 1028689550
Total			247398.1 19		- 1028689549. 7

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<42>	348.5	1.4 4	41981.72 6	- 4576.57212 7	-192132397

<9>	348.5	1.4 4	205416.3 93	- 4579.99125 8	- 940805284.2
Qc					104248131.6
Total			247398.1 19		- 1028689549. 7

Styrene-PGO Reboiler Distillation Column (E-134)



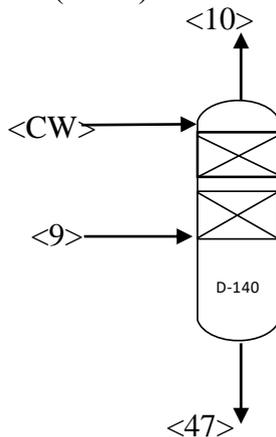
Gambar IV. 8 Diagram Aliran Reboiler Kolom Distilasi Styrene-PGO (E-132)

Tabel IV- 43 Neraca Panas Reboiler Kolom Distilasi Styrene-PGO (E-132)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<43>	527.5 3	1.4 8	3872.396 7	- 1675.04114 2	- 6486423.83 2
<S>	631.1 5	15. 5	5165.625 9	- 12924.8205 4	- 66764787.3

Total		9038.022		-	
		6		73251211.1	
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<44>	537.5 3	1.4 8	609.3616	- 1498.71788 6	- 913261.199 1
<45>	537.5 3	1.4 8	3263.035	- 1574.47007	- 5137551.06 8
<SC>	423.1 5	15. 5	5165.625 9	- 13009.1494 4	- 67200398.9
Total			9038.022		-
			6		73251211.1

6. Quench Tower (D-140)

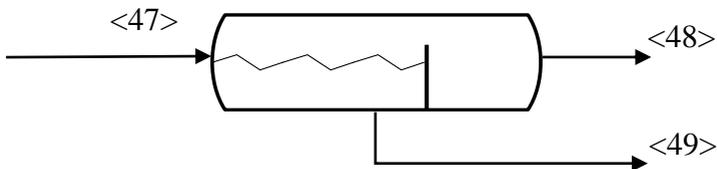


Gambar IV. 9 Diagram Aliran Quench Tower (D-140)

Tabel IV- 44 Neraca Panas Quench Tower (D-140)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<9>	348.5	1.4 4	205416.39 3	- 4579.99125 8	- 940805284. 2
<CW>	298.1 5	0.7	324911.36 14	- 15885.3431	- 516132846 0
Total			530327.75 4		- 610213374 4
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<10>	313.1 5	0.7	135819.88 1	- -153.6819	- 20873057.5 2
<47>	343.1 5	1.4 5	394507.87 3	- 15414.8018	- 608126068 6
Total			530327.75 4		- 610213374 4

7. Decanter (H-141)



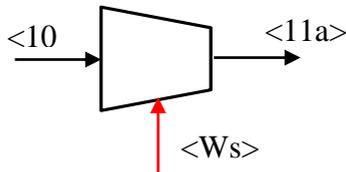
Gambar IV. 10 Diagram Aliran Decanter (H-141)

Tabel IV- 45 Neraca Panas Decanter (H-141)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<47>	343.1 5	1.4 5	394507.87 3	- 15414.802	- 6081260686. 2
Total			394507.87 3		- 6081260686. 2
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<48>	343.1 5	1.4 5	388783.7	- 15647.691 3	- 6083567249. 0
<49>	353.1 5	1.4 6	5724.1771 34	402.95098 14	2306562.8
Total			394507.87 3		- 6081260686. 2

8. LP Compressor (G-151)

- **First Stage**

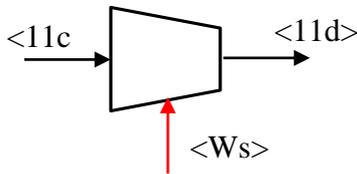


Gambar IV. 11 Diagram Aliran First Stage LP Compressor (G-151)

Tabel IV- 46 Neraca Panas First Stage LP Compressor (G-151)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	
<10>	313.1	0.7	135819.88	-	-
	5			153.68	20873057.52
<Ws>					14583589.0
Total			135819.88		-
			1		6289468.480
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	
<11a>	370.0	1.5	135819.88	-	-6289468.5
	7	4		46.307	
Total			135819.88		-6289468.48
			1		

- **Second Stage**

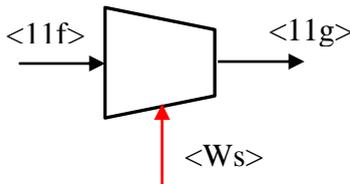


Gambar IV. 12 Diagram Aliran Second Stage LP Compressor (G-151)

Tabel IV- 47 Neraca Panas Second Stage LP Compressor (G-151)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<11c>	316.75	1.43	135346.377	- 138.09	- 18689440.01
<Ws>					20055403.4
Total			135346.377		1365963.417
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<11d>	393.92	4	135346.377	10.092	1365963.4
Total			135346.377		1365963.417

- Third Stage



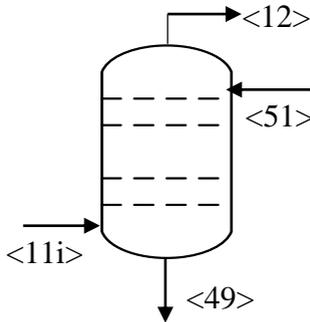
Gambar IV. 13 Diagram Aliran Third Stage LP Compressor (G-151)

Tabel IV- 48 Neraca Panas Third Stage LP Compressor (G-151)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)

<11f>	320.8 5	3.9	125475.08 3	65.40	8206379.51
<Ws>					14458257.2
Total			125475.08 3		22664636.71 8
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<11g>	381.3 6	8.5	125475.08 3	180.63 1	22664636.7
Total			125475.08 3		22664636.71 8

9. Caustic Wash Tower (D-150)



Gambar IV. 14 Diagram Aliran Caustic Wash Tower (D-150)

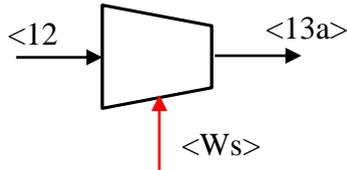
Tabel IV- 49 Neraca Panas Caustic Wash Tower (D-150)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)

<11i>	319.1 5	8.4 5	118954.07 4	156.388	18602999.71 1
<51>	319.1 5	8	2483.742	- 14675.195	- 36449397.41 7
Total			121437.81 6		18602999.71
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<12>	313.1 5	8	118841.88 5	150.1575	17845003.7
<50>	313.1 5	8	2595.9311 35	291.99389 72	757996.0
Total			121437.81 6		18602999.71

10. HP Compressor (G-171)

- First Stage



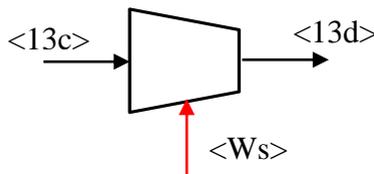
Gambar IV. 15 Diagram Aliran First Stage HP Compressor (G-171)

Tabel IV- 50 Neraca Panas First Stage HP Compressor (G-171)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)

<12>	313.2	8	118841.885	150.16	17845003.66
<Ws>					15035930.4
Total			118841.885		32880934.07
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<13a>	380.9	18	118841.885	276.678	32880934.1
Total			118841.885		32880934.07

- **Second Stage**



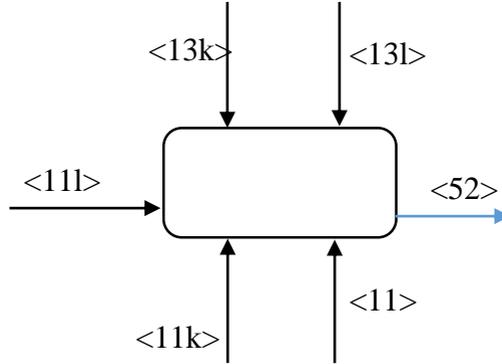
Gambar IV. 16 Diagram Aliran Second Stage HP Compressor (G-171)

Tabel IV- 51 Neraca Panas Second Stage HP Compressor (G-171)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<13c>	306.7	17.87	110119.97	180.64	19891728.87
<Ws>					13711683.9
Total			110119.968		33603412.74
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH

	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<13d>	375.2	36	110119.968	305.153	33603412.7
Total			110119.968		33603412.74

11. Accumulator (H-180)



Gambar IV. 17 Diagram Aliran Accumulator (H-180)

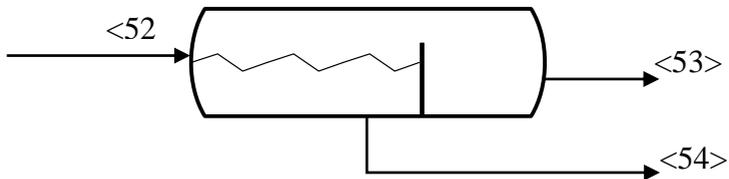
Tabel IV- 52 Neraca Panas Accumulator (H-180)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<11k>	316.8	1.43	473.5032658	-3938.047033	-1864678.131
<11l>	320.9	3.9	9871.294576	-3487.790254	-34429005.01
<11m>	319.2	8.45	6521.008647	-2439.295339	-15906666

<13k >	306. 7	17.8 7	8721.9166 18	- 1040.42314 4	- 9074483.91 2
<13l >	306. 8	35.5	9605.5725 65	- 240.240959 4	- 2307651.96 8
Total			35193.296		- 63582485.0 19

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<52>	276. 1	1.43	35193.296	-1806.665	- 63582485.0 19
Total			35193.296		- 63582485.0 19

12. Decanter (H-181)



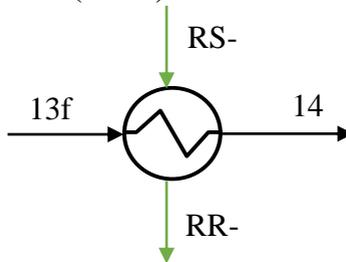
Gambar IV. 18 Diagram Aliran Decanter (H-181)

Tabel IV- 53 Neraca Panas Decanter (H-181)

Menghitung ΔH Input					
	Top	P	kg	Hm	ΔH

Aliran	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<52>	276.1	1.43	35193.296	-1806.665	-63582485.019
Total			35193.296		-63582485.019
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<53>	276.1	1.43	31587.321	-196.8128	-6216788.0
<54>	276.1	1.43	3605.974211	15908.51562	-57365697.0
Total			35193.296		-63582485.019

13. CG Dryer Cooler (E-172)

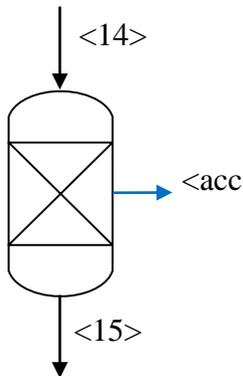


Gambar IV. 19 Diagram Aliran CG Dryer Cooler (E-172)

Tabel IV- 54 Neraca Panas CG Dryer Cooler (E-172)

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<13f>	306.8	35.5	100514.396	162.351	16318622.498
<RS->	68.15	35.5	25000	-440.3906457	-11009766.1
Total			125514.396		5308856.356
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<14>	290.2	35.37	100514.396	125.1344	12577809.4
<RR->	-147.5	34.87	25000	-290.7581225	-7268953.1
Total			125514.396		5308856.356

14. CG Dryer (B-170)

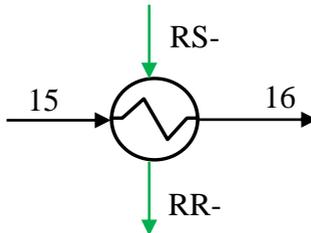


Gambar IV. 20 Diagram Aliran CG Dryer (B-170)

Tabel IV- 55 Neraca Panas CG Dryer (B-170)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<14>	290. 2	35.3 7	100514.3 96	125.134	12577809.4 18
Total			100514.3 96		12577809.4 18
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<15>	290. 2	35.3 7	100513.4 21	125.2640	12590710.5
<acc 1>			0.975	- 13234.1567 6	-12901.1
Total			100514.3 96		12577809.4 18

15. Cryogenic Cooler (E-210)

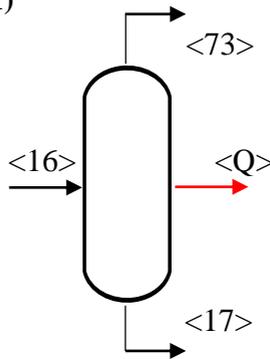


Gambar IV. 21 Diagram Aliran Cryogenic Cooler (E-210)

Tabel IV- 56 Neraca Panas Cryogenic Cooler (E-210)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<15>	290.2	35.37	100513.421	125.264	12590710.549
<RS->	68.15	35.37	750000	-440.3998828	-330299912.1
Total			850513.421		-317709201.57
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<16>	108.2	35.24	100513.421	-628.2331	-63145860.6
<RR->	115.5	34.74	750000	-339.4177879	-254563341.0
Total			850513.421		-317709201.57

16. Separator (H-221)



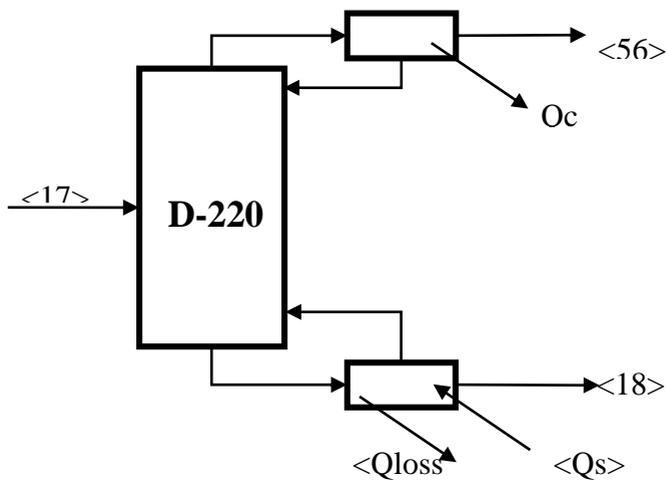
IV-127

Gambar IV. 22 Diagram Aliran Separator (H-221)

Tabel IV- 57 Neraca Panas Separator (H-221)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<16>	108.15	35.238	100513.421	-628.233	-63145860.616
Total			100513.421		-63145860.62
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<17>	108.15	35.238	99202.358	-599.49925	-59471739.843
<73>	108.15	35.238	1311.062	-2872.756729	-3766363.114
Q					92242.341
Total			100513.421		-63145860.62

17. Demethanizer (D-220)



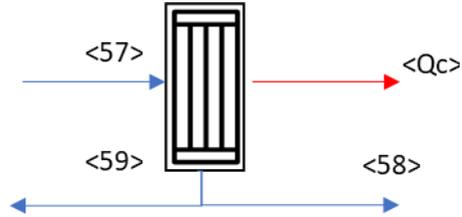
Gambar IV. 23 Diagram Aliran Demethanizer (D-220)

Tabel IV- 58 Neraca Panas Demethanizer (D-220)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<17>	109.85	5.4	99202.358	-599.499	-59471739.843
<Qs>					27970966.49
Total			99202.3583		-31500773.4

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<56>	123.15	5.2	21379.38512	5495.426338	-117488836.1
<18>	213.99	5.6	77822.97317	965.7269716	75155744.21
<Qc>					10832318.5
Total			99202.3583		-31500773.4

Demethanizer Condenser



Gambar IV. 24 Diagram Aliran Condenser Demethanizer (E-223)

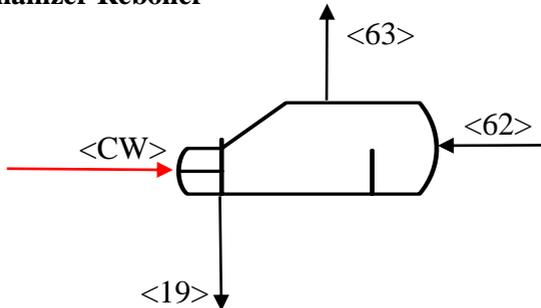
Tabel IV- 59 Neraca Panas Condenser Demethanizer (E-223)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<57>	137.5 5	5.2	24689.172 23	- 5056.67871 9	- 124845211. 8
Total			24689.172 23		- 124845211. 8

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<59>	123.1 5	5.2	3309.7871 03	- 5495.42724 4	- 18188694.2 2
<58>	123.1 5	5.2	21379.385 12	- 5495.42633 8	- 117488836. 1

Qc				10832318.5
Total		24689.172	23	- 124845211. 8

Demethanizer Reboiler



Gambar IV. 25 Diagram Aliran Reboiler Demethanizer (E-222)

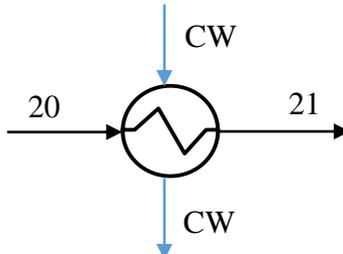
Tabel IV- 60 Neraca Panas Reboiler Demethanizer (E-222)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<62>	213.9 9	5.6	601.31101 54	965.729896 1	580704.02 44
<QW>	353.1 5	1.4 5	3489.4416 93	- 15649.7924 3	- 54609038. 2
Total			4090.7527 09		- 54028334. 2

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)

<63>	264.1 6	5.6	601.31101 54	1467.52181 5	882437.03 28
<19>	333.1 5	5.6	3489.4416 93	- 15736.2627 1	- 54910771. 2
Total			4090.7527 09		- 54028334. 2

18. Deethanizer Heater (E-231)



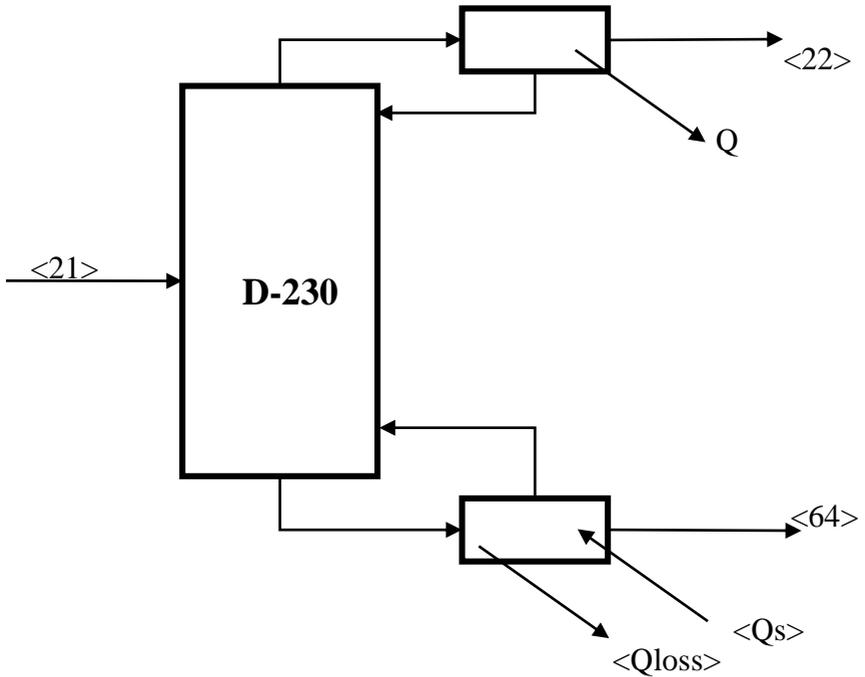
Gambar IV. 26 Diagram Aliran Deethanizer Heater (E-231)

Tabel IV- 61 Neraca Panas Deethanizer Heater (E-231)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<20>	213. 99	22.6 1	77822.9 73	966.807	75239822.9 93
<CWIn >	298. 16	22.6 1	150000	- 15885.774 67	- 238286620 0
Total			227822. 973		- 230762637 7.5
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH

	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<21>	259. 81	22.4 8	77822.9 73	1085.1125	84446680.4
<CWO ut>	283. 9	21.9 27	150000	- 15947.153 72	- 239207305 8
Total			227822. 973		- 230762637 7.5

19. Deethanizer (D-230)

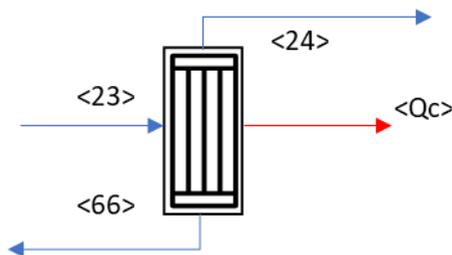


Gambar IV. 27 Diagram Aliran Deethanizer (D-230)

Tabel IV- 62 Neraca Panas Deethanizer (D-230)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<21>	259.8 1	22.4 8	77822.97 3	1085.112	84446680.4 12
<Qs>					14873186.4 9
Total			77822.97 3		99319866.9
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<64>	263.7 3	22.6 8	30509.72 1	6.4834651 81	197808.710 7
<22>	251.2 6	22.2 8	47313.25 3	2065.606	97730544.5 61
<Qc>					1391513.6
Total			77822.97 3		99319866.9

Deethanizer Condenser

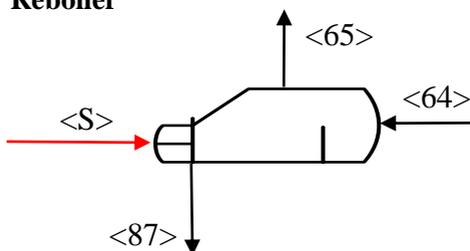


Gambar IV. 28 Diagram Aliran Condenser Deethanizer (E-232)

Tabel IV- 63 Neraca Panas Condenser Deethanizer (E-232)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<23>	252.1 5	22.2 8	60821.25 4	2088.48473 6	127024260. 9
Total			60821.25 4		127024260. 9
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<66>	251.2 6	22.2 8	13508.00 2	2065.60553 7	27902202.7
<24>	251.2 6	22.2 8	47313.25 3	2065.60612 7	97730544.5 6
Qc					1391513.6
Total			60821.25 4		127024260. 9

Deethanizer Reboiler



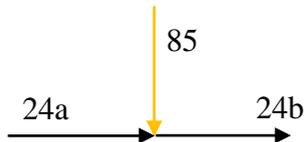
Gambar IV. 29 Diagram Aliran Reboiler Demethanizer (E-234)

Tabel IV- 64 Neraca Panas Reboiler Demethanizer (E-234)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<64>	251.2 6	22.8 8	345.01213 55	- 3.89910494 8	- 1345.23852 5
<S>	603.1 5	3.5	1526.9034 49	- -12862.165	- 19639284.5 2
Total			1871.9155 85		- 19640629.8

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<65>	348.1 6	22.8 8	345.01213 55	441.025812 2	152159.257 3
<87>	553.6 5	3.5	1526.9034 49	- 12939.1862 8	- 19756888.2
Total			1871.9155 85		- 19604728.9

20. Mixing Point

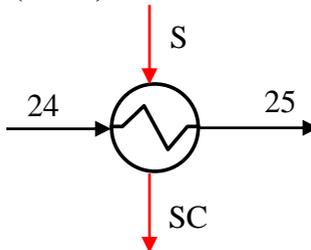


Gambar IV. 30 Diagram Aliran Mixing Point

Tabel IV- 65 Neraca Panas Mixing Point

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<24a	251.2		47313.2		97730544.5
>	6	22.28	53	2065.606	61
<85>	308.1	29.73		140.44347	81553.8398
	5	8	580.688	37	3
Total			47893.9		97812098.4
			41		
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<24b	243.3		47893.9		
>	3	22.28	41	2042.2646	97812098.4
Total			47893.9		97812098.4
			41		

21. Heat Exchanger (E-241)

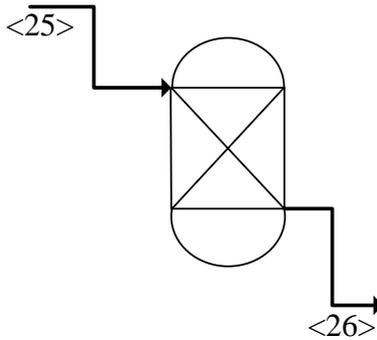


Gambar IV. 31 Diagram Aliran Heat Exchanger (E-241)

Tabel IV- 66 Neraca Panas Heat Exchanger (E-241)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<24a>	243.33	22.28	47893.941	2042.265	97812098.401
<SIn>	603.16	15.5	35000	-12862.16527	-450175785
Total			82893.941		-352363686.2
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<25>	319.65	21.597	47893.941	2206.5150	105678700.2
<SC _{Out} >	473.95	15.369	35000	-13086.92532	-458042386
Total			82893.941		-352363686.2

22. Acetylene Converter 1st Stage (R-240)

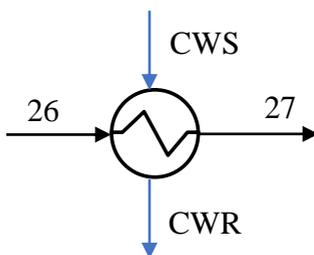


Gambar IV. 32 Diagram Aliran Acetylene Converter 1st Stage (R-240)

Tabel IV- 67 Neraca Panas Acetylene Converter 1st Stage (R-240)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<25>	319.6 5	17.7 2	47893.94 1	2206.51 5	105678700. 2
Total			47893.94 1		105678700. 2
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<26>	460.5 5	17.7 2	47893.94 1	2206.51 5	105678700. 2
Total			47893.94 1		105678700. 2

23. Acetylene Converter 1st Stage Intercooler (E-242)

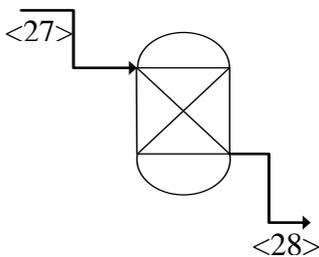


Gambar IV. 33 Diagram Aliran Acetylene Converter 1st Stage Intercooler (E-242)

Tabel IV- 68 Neraca Panas Acetylene Converter 1st Stage Intercooler (E-242)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<26>	460.55	17.72	47893.941	2206.515	105678700.16
<CWS>	298.16	15.5	150000	15886.44891	2382967336
Total			197893.941		-2277288636.1
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<27>	318.15	17.59	47893.941	1911.7117	91559408.0
<CW R>	319.99	14.817	150000	15792.32029	2368848044
Total			197893.941		-2277288636.1

24. Acetylene Converter 2nd Stage (R-240)



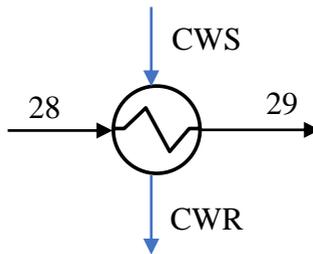
IV-140

Gambar IV. 34 Diagram Aliran Acetylene Converter 2nd Stage (R-240)

Tabel IV- 69 Neraca Panas Acetylene Converter 2nd Stage (R-240)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<27>	318.15	17.59	47893.941	1911.712	91559408.0
Total			47893.941		91559408.0
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<28>	457.85	17.59	47893.941	1911.712	91559408.0
Total			47893.941		91559408.0

25. Acetylene Converter 2nd Stage Intercooler (E-243)

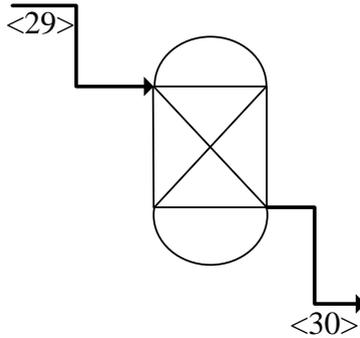


Gambar IV. 35 Diagram Aliran Acetylene Converter 2nd Stage Intercooler (E-243)

Tabel IV- 70 Neraca Panas Acetylene Converter 2nd Stage Intercooler (E-243)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<28>	457.85	17.59	47893.941	1911.712	91559408.02
<CWS>	298.16	15.5	150000	- 15886.44891	- 2382967336
Total			197893.941		- 2291407928.3
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<29>	318.15	17.43	47893.941	1629.1383	78025853.9
<CWR>	319.08	14.817	150000	- 15796.22521	- 2369433782
Total			197893.941		- 2291407928.3

26. Acetylene Converter 3rd Stage (R-240)

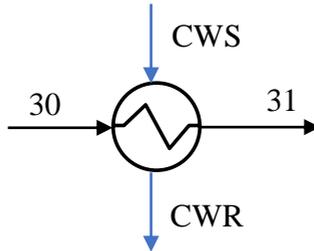


Gambar IV. 36 Diagram Aliran Acetylene Converter 3rd Stage (R-240)

Tabel IV- 71 Neraca Panas Acetylene Converter 3rd Stage (R-240)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<29>	318.2	17.4 3	47893.94 1	1629.138	78025853. 9
Total			47893.94 1		78025853. 9
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<30>	455.8 5	17.4 3	47893.94 1	1629.138 3	78025853. 9
Total			47893.94 1		78025853. 9

27. Acetylene Converter 3rd Stage Intercooler (E-244)



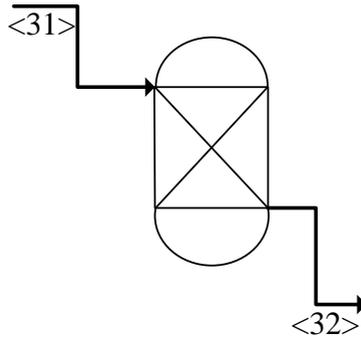
Gambar IV. 37 Diagram Aliran Acetylene Converter 3rd Stage Intercooler (E-244)

Tabel IV- 72 Neraca Panas Acetylene Converter 3rd Stage Intercooler (E-244)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<30>	455.85	17.43	47893.941	1629.138	78025853.9
<CWS>	298.16	15.5	150000	- 15886.44891	- 2382967336
Total			197893.941		- 2304941482.4
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<31>	318.15	17.36	47893.941	1355.6618	64927983.7

<CW R>	318. 41	14.8 17	150000	- 15799.129 77	- 236986946 6
Total			197893.9 41		- 230494148 2.4

28. Acetylene Converter 4th Stage (R-240)



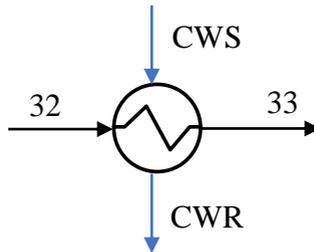
Gambar IV. 38 Diagram Aliran Acetylene Converter 4th Stage (R-240)

Tabel IV- 73 Neraca Panas Acetylene Converter 4th Stage (R-240)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<31>	318.1 5	17.3 6	47893.94 1	1355.662	64927983. 7
Total			47893.94 1		64927983. 7
Menghitung ΔH Output					
	Top	P	kg	Hm	ΔH

Aliran	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<32>	403.9 5	17.3 6	47893.94 1	1355.661 8	64927983. 7
Total			47893.94 1		64927983. 7

29. Heat Exchanger (E-245)



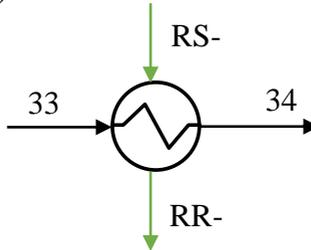
Gambar IV. 39 Diagram Aliran Heat Exchanger (E-245)

Tabel IV- 74 Neraca Panas Heat Exchanger (E-245)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<32>	403. 95	17.3 6	47893.94 1	1355.662	64927983.6 53
<CWS>	298. 16	15.5	75000	- 15886.448 91	- 119148366 8
Total			122893.9 41		- 112655568 4.5
Menghitung ΔH Output					

Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<33>	333.15	17.229	47893.941	1220.2677	58443427.0
<CWR>	318.21	14.817	75000	-15799.98815	-1184999112
Total			122893.941		-1126555684.5

30. Cooler (E-251)



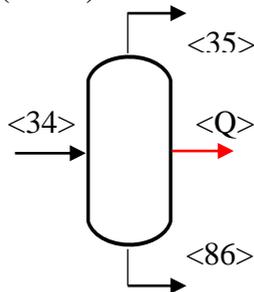
Gambar IV. 40 Diagram Aliran Cooler (E-251)

Tabel IV- 75 Neraca Panas Cooler (E-251)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<33>	333.15	17.23	47893.941	1220.268	58443427.012
<CWS>	68.16	17	85000	-441.6962307	-37544180
Total			132893.941		20899247.4

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<34>	243.1 5	17.09 8	47893.94 1	1057.5191	50648757. 4
<CW R>	110.7 5	16.31 7	85000	- 349.99423 56	-29749510
Total			132893.9 41		20899247. 4

31. Knock Out Drum (H-250)



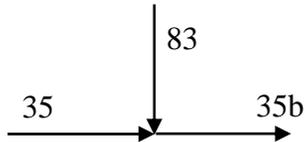
Gambar IV. 41 Diagram Aliran Knock Out Drum (H-250)

Tabel IV- 76 Neraca Panas Knock Out Drum (H-250)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<34>	243.1 5	17.09 8	47893.9 41	1057.519	50648757.4 28
Total			47893.9 41		50648757.4 3
Menghitung ΔH Output					
	Top	P	kg	Hm	ΔH

Aliran	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<35>	243.1 5	17.09 8	46168.1 66	1051.1911 1	48531566.0 73
<86>	243.1 5	17.09 8	1725.77 4	1053.1013 84	1817415.40 9
Q					299775.947
Total			47893.9 41		50648757.4 3

32. Mixing Point



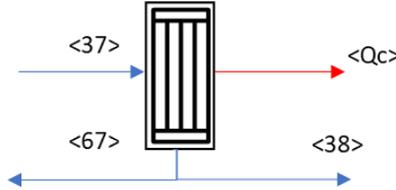
Gambar IV. 42 Diagram Aliran Mixing Point

Tabel IV- 77 Neraca Panas Mixing Point

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<35>	243.1 5	17.1 0	46168.166	1051.191	48531566
<83>	144	30	3731.8642 61	- 3613.6148 3	- 13485520
Total			49900.031		35046046. 0
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)

<35b >	243.3 3	22.4 8	49900.031	702.3251	35046046. 0
Total			49900.031		35046046. 0

33. Ethylene Fractionator Ethylene Fractionator Condenser



Gambar IV. 43 Diagram Aliran Condenser Ethylene Fractionator (E-261)

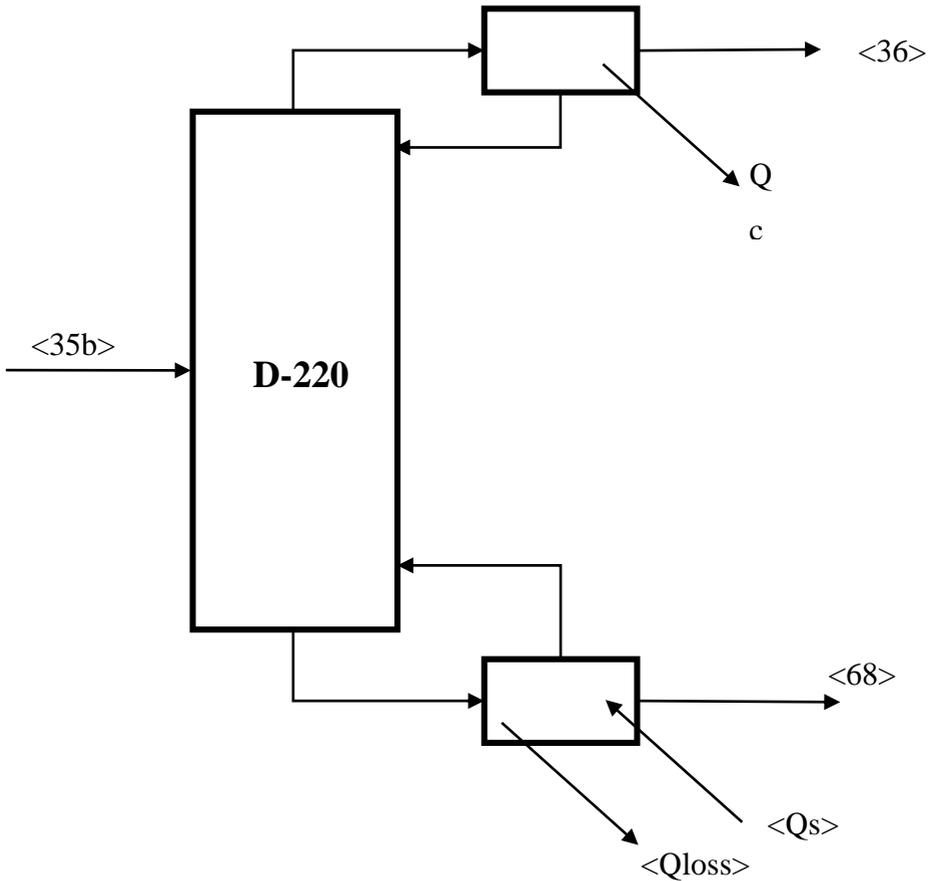
Tabel IV- 78 Neraca Panas Condenser Ethylene Fractionator (E-261)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<37>	236.2 6	16	215585. 6	1715.41697 7	369819259. 5
Total			215585. 6		369819259. 5

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<67>	235.6 7	16	176200. 6	1364.59816 8	240443058. 4

<38>	235.6 7	16	39385.0	1364.59813 3	53744703.6 6
Qc					75631497.4
Total			215585. 6		369819259. 5

Overall Heat Balance



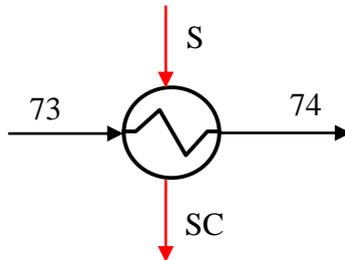
Gambar IV. 44 Diagram Aliran Ethylene Fractionator (D-260)

Tabel IV- 79 Neraca Panas Ethylene Fractionator (D-260)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<35b>	243.3	15.	49900.0		35046046.03
>	3	4	3	702.325	3
<Qs>					60196747.3
Total			49900.0		95242793.3
			3		

Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<36>	235.6	15	39385.0	1364.59813	
>	7		0	3	53744703.66
<68>	259.7	15.	10515.0	-	-
>	3	8	3	3246.15365	4
<Qc>					75631497.4
Total			49900.0		95242793.3
			3		

34. Methanator Feed Heater (E-311)

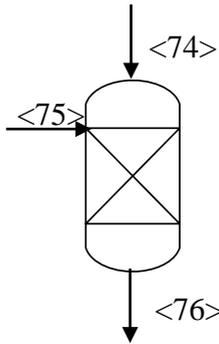


Gambar IV. 45 Diagram Aliran Methanator Feed Heater (E-311)

Tabel IV- 80 Neraca Panas Methanator Feed Heater (E-311)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<73>	108.1 5	35.24	1311.06 2	-2872.757	- 3766363.1 14
<SIn>	673.1 6	42.2	30000	- 12757.709 55	- 382731286
Total			31311.0 62		- 386497649 .5
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<74>	561.1 5	35.10 9	1311.06 2	3285.6032	4307630.6
<SCOu t>	555.7 5	41.51 7	30000	- 13026.842 67	- 390805280
Total			31311.0 62		- 386497649 .5

35. Methanator (R-310)

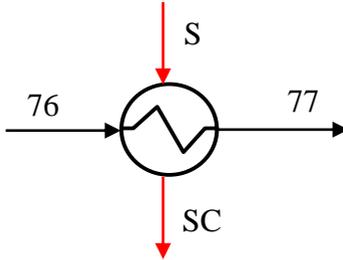


Gambar IV. 46 Diagram Aliran Methanator (R-310)

Tabel IV- 81 Neraca Panas Methanator (R-310)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<74>	561.1 5	31.7 5	1311.06 2	3285.603	4307630.61 0
<75>	561.1 5	31.7 5	1.086	3764.26075 7	4087.987
Total			1312.14 8		4311718.6
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<76>	594.1 5	31.7 5	1312.14 8	3286.0001	4311718.6
Total			1312.14 8		4311718.6

36. Methanator Cooler (E-321)



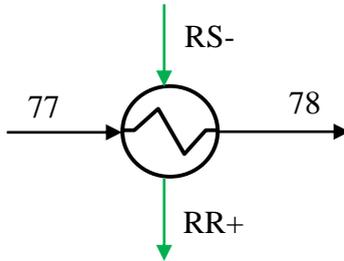
Gambar IV. 47 Diagram Aliran Methanator Cooler (E-321)

Tabel IV- 82 Neraca Panas Methanator Cooler (E-321)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<76>	594.1 5	31.75	1312.14 8	3286.0001	4311718.5 97
<SIn>	298.1 6	31.75	25000	- 15884.907 62	- 397122691
Total			26312.1 48		- 392810972 .0
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<77>	348.1 5	31.61 9	1312.14 8	357.2610	468779.3
<SCOu t>	349.0 7	31.06 7	25000	- 15731.190 05	- 393279751

Total	26312.1 48	- 392810972 .0
--------------	-----------------------	-------------------------------

37. Heat Exchanger (E-322)



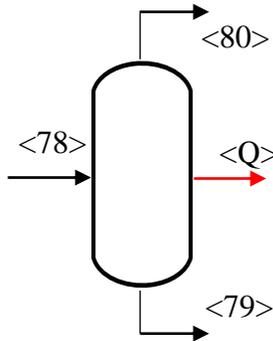
Gambar IV. 48 Diagram Aliran Heat Exchanger (E-322)

Tabel IV- 83 Neraca Panas Heat Exchanger (E-322)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<77>	348.1 5	31.62	1312.148	357.261	468779.27 2
<RS- >	68.16	31.61 9	12500	- 440.665967 5	-5508325
Total			13812.14 8		- 5039545.3
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<78>	263.1 5	31.48 8	1312.148	-790.7962	- 1037641.7

<RR- >	123.5 5	30.93 6	12500	- 320.152290 6	-4001904
Total			13812.14 8		- 5039545.3

38. Knock Out Drum (H-320)



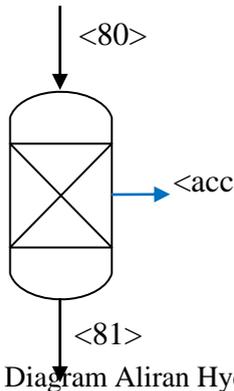
Gambar IV. 49 Diagram Aliran Knock Out Drum (H-320)

Tabel IV- 84 Neraca Panas Knock Out Drum (H-320)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<78>	263.1 5	30.0 0	1312.148	-793.066	- 1040620.51 0
Total			1312.148		-1040620.5
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)

<80>	263.1 5	30	1309.9503 16	- 765.258930 8	- 1002451.17 8
<79>	263.1 5	30	2.198	- 16025.9911	-35220.9
Q					-2948.411
Total			1312.148		-1040620.5

39. Hydrogen Dryer (B-330)



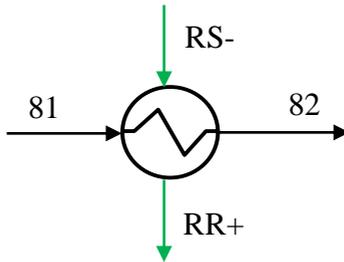
Gambar IV. 50 Diagram Aliran Hydrogen Dryer (B-330)

Tabel IV- 85 Neraca Panas Hydrogen Dryer (B-330)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<80>	263.1 5	30.0 0	1309.950	-765.259	- 1002451.1 78
Total			1309.950		-1002451.2
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)

<81>	263.1 5	30.0 0	1308.8899 59	- 754.52306 67	- 987587.66 6
<acc1>			1.060		-14863.5
Total			1309.950		-1002451.2

40. Ethane Wash Tower Cooler (E-341)



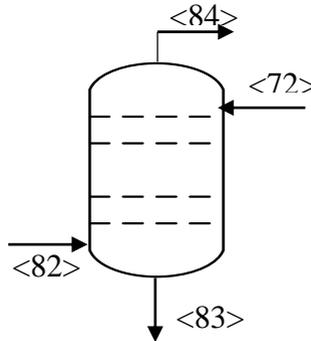
Gambar IV. 51 Diagram Aliran Ethane Wash Tower Cooler (E-341)

Tabel IV- 86 Neraca Panas Ethane Wash Tower Cooler (E-341)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<81>	263.1 5	30.00	1308.890	-754.523	- 987587.66 6
<RS->	68.16	30	16000	- 440.780691 7	-7052491
Total			17308.890		- 8040078.7
Menghitung ΔH Output					

Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<82>	141.15	29.869	1308.890	-2405.6484	3148729.1
<RR- >	122.65	29.317	16000	-305.7093552	-4891350
Total			17308.890		-8040078.7

41. Ethane Wash Tower (D-340)



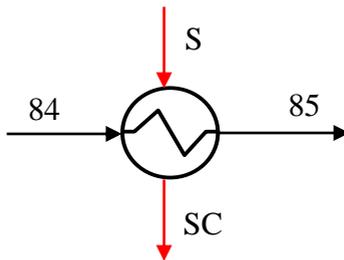
Gambar IV. 52 Diagram Aliran Ethane Wash Tower (D-340)

Tabel IV- 87 Neraca Panas Ethane Wash Tower (D-340)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<82>	141.15	29.87	1308.890	-2405.648	3148729.050

<72>	148.1 5	29.8 7	3652.5822 49	- 3564.87481 3	- 13020998.4 61
Total			4961.472		- 16169727.5
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<84>	141.1 5	29.8 7	1229.608	-2236.3027	-2749775.6
<83>	144	29.8 7	3731.8642 61	- 3613.61483	- 13485520.0
Q					65568.1089 2
Total			4961.472		- 16169727.5

42. Hydrogen Heater (E-342)



Gambar IV. 53 Diagram Aliran Hydrogen Heater (E-342)

Tabel IV- 88 Neraca Panas Hydrogen Heater (E-342)

Menghitung ΔH Input					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)

<84>	141.1 5	29.8 7	580.688	-2236.084	- 1298467.4 01
<SIn >	468.1 6	3.5	10500	- 13109.8175 5	- 137653084
Total			11080.68 8		- 138951551 .7
Menghitung ΔH Output					
Aliran	Top	P	kg	Hm	ΔH
	K	bar		(kJ/kg)	(kJ)
<85>	308.1 5	29.73 8	580.688	141.8873	82392.2
<SCOu t>	404.5 5	2.817 4	10500	- 13241.339 77	- 13903406 8
Total			11080.6 88		- 13895167 5.3

BAB V
HARGA DAN SPESIFIKASI ALAT

1. Naptha Storage Tank

Tabel V- 1 Spesifikasi Naptha Storage Tank (F-110)

Spesifikasi	:	Naptha Storage Tank (F-110)					
Material	:	Carbon Steel SA - 212 Grade A					
Harga	:	\$ 6.985.913,69					
Jumlah	:	3	unit				
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan Naptha sebelum memasuki furnace.					
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Dished Head dan tutup bawah berbentuk flat.					
Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints					
OD	:	1924,5	in	=	48,8823	m	
ID	:	1920	in	=	48,7680	m	
Tinggi shell	:	720	in	=	18,2880	m	
Tebal Shell	:	1st	2,25	in	=	0,0572	m
		2nd	1,88	in	=	0,0476	m
		3rd	1,88	in	=	0,0476	m
		4th	1,50	in	=	0,0381	m
		5th	1,25	in	=	0,0318	m
		6th	1,13	in	=	0,0286	m
		7th	0,88	in	=	0,0222	m

		8th	0,75	in	=	0,0191	m
		9th	0,50	in	=	0,0127	m
		10th	0,31	in	=	0,0079	m
Tebal tutup atas	:	1 1/2		in	=	0,0381	m
Tinggi tutup atas	:	26,93		in	=	0,6841	m
Straight flange (sf)	:	2 1/2		in	=	0,0635	m
Tebal tutup bawah	:	1/4		in	=	0,0064	m
Tinggi tutup bawah	:	4 5/8		in	=	0,1175	m
Tinggi tangki total	:	755,5594		in	=	19,1912	m

2. Naptha Pump

Tabel V- 2 Spesifikasi Naptha Pump (L-111)

Spesifikasi	:	Naptha Pump (L-111)	
Harga	:	\$ 26.577,57	
Tipe	:	Centrifugal pump	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	41001	kg/jam
Daya pompa	:	7,77	hp
Jumlah	:	3	buah

3. Furnace Preheater

Tabel V- 3 Spesifikasi Furnace Pre-heater (E-121)

Spesifikasi	Keterangan
-------------	------------

Fungsi	Untuk memanaskan light Naptha hingga 60 °C			
Harga	\$ 49.611,46			
Tipe	1-6 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316L			
Suhu	Naptha	=	28,8	°C
Masuk	Quench Water	=	80,0	°C
Suhu	Naptha	=	60,0	°C
Keluar	Quench Water	=	68	°C
Shell Side (Quench Water)	Diameter Dalam	=	26	in
	Baffle Space	=	10,25	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	8,6	psi
Tube Side (Naptha)	Diameter Luar	=	1,50	in
	Jumlah Tube	=	126	
	Pitch	=	1,88	in
	a"	=	6,92	ft ² /ft
	a'	=	1,131010399	in ²
	Passes	=	6	
	ΔP	=	4,0315	psi
Rd	0,0021244		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	872,1		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

4. Furnace

Tabel V- 4 Spesifikasi Furnace (Q-120)

Nama	Spesifikasi		
Kode	Q-120		
Harga	\$ 8.683.445,09		
Tipe	Box Type Furnace (Lobo and Evans)		
Fungsi	Untuk memanaskan naptha hingga 850 C		
Jumlah	1 buah		
Bahan	Stainless Steel		
Kondisi operasi	T keluar		
	P operasi = 2 bar		
Feed	80935	kg/jam	
Fuel Gas	-	kg/jam	
Udara	253.347	kg/jam (5% excess)	
Q	705.225.570	kJ/jam	
Ukuran Pipa	NPS 10 inch IPS sch 40		
OD tube	10,75	in	
Panjang	100,14	ft	
Lebar	140,21	ft	

5. Transfer Line Exchanger 1

Tabel V- 5 Transfer Line Exchanger 1

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	

	Untuk mendinginkan Cracked Gas hingga 650 oC			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA-129 A			
Suhu Masuk	Cooling Water	=	25	°C
	Light Naptha	=	850,0	°C
Suhu Keluar	Cooling Water	=	169	°C
	Light Naptha	=	650	°C
Shell Side (Cooling Water)	Diameter Dalam	=	39	in
	Baffle Space	=	10	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	9,0529	psi
Tube Side (Cracked Gas)	Diameter Luar	=	1,5	in
	Jumlah Tube	=	246	
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1,875	in
	a"	=	0,3925	ft ² /ft
	a'	=	1,54	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,9425	psi
Rd	0,0053572		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	1159		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

6. Transfer Line Exchanger 2

Tabel V- 6 Spesifikasi Transfer Line Exchanger 2

Spesifikasi	Keterangan
-------------	------------

Fungsi	Untuk mendinginkan Cracked Gas hingga 390 oC			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA-129 A			
Suhu Masuk	Cooling Water	=	25	°C
	Light Naptha	=	650,0	°C
Suhu Keluar	Cooling Water	=	180	°C
	Light Naptha	=	390	°C
Shell Side (Cooling Water)	Diameter Dalam	=	39	in
	Baffle Space	=	10	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	6,5382	psi
Tube Side (Cracked Gas)	Diameter Luar	=	1,5	in
	Jumlah Tube	=	246	
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1,875	in
	a"	=	0,3925	ft ² /ft
	a'	=	1,54	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,7614	psi
Rd	0,0030459		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	1159		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

7. Heat Exchanger

Tabel V- 7 Spesifikasi Heat Exchanger (E-131)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkan Cracked Gas hingga 190 oC			
Harga	\$ 85.158,96			
Tipe	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA-129 A			
Suhu Masuk	Cooling Water	=	25	°C
	Light Naptha	=	380,6	°C
Suhu Keluar	Cooling Water	=	79,3	°C
	Light Naptha	=	190	°C
Shell Side (Quench Water)	Diameter Dalam	=	39	in
	Baffle Space	=	10	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,3269	psi
Tube Side (Light Naptha)	Diameter Luar	=	1,5	in
	Jumlah Tube	=	246	
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1,875	in
	a"	=	0,3925	ft ² /ft
	a'	=	1,54	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,5907	psi
Rd	0,0031156		hr.ft ² .°F/Btu	

Luas Area	1931	ft ²
Jumlah Alat	1	Unit

8. Styrene-PO Distillation Column

Tabel V- 8 Spesifikasi Styrene-PO Distillation (D-130)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Styrene-PO Distillation Column (D-130)
Harga	\$ 211.623,88
Kode Alat	D-130
Fungsi	Memisahkan Styrene (dan fraksi lebih ringannya), dari fraksi yang lebih berat
Tipe Plate	Sieve-tray
Kapasitas	208.679,43 kg/h
Konstruksi	
Diameter	4,88 m
Jumlah Tray	21
Tray Spacing	0,15 m
Tebal Shell	4/9 inch
Tinggi	11,81 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 316L
Jumlah	1

9. Styrene-PGO Condenser

Tabel V- 9 Spesifikasi Styrene-PGO Condenser (E-132)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkan Cracked Gas hingga suhu 75.35oC			
Harga	\$ 212.509,80			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Nitrogen Refrigerant	=	25	°C
	Cracked Gas	=	89,2	°C
Suhu Keluar	Nitrogen Refrigerant	=	75	°C
	Cracked Gas	=	75	°C
Shell Side (Sales)	Diameter Dalam	=	68	in
	Baffle Space	=	45	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1,8800	psi
Tube Side (MCR)	Diameter Luar	=	1,5	in
	Jumlah Tube	=	953	
	Pitch	=	1,875	in
	a"	=	30,6141657 9	ft ² /ft
	a'	=	768,423873 6	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,3700	psi
Rd	0,0021249		hr.ft2.°F/Btu	

Luas Area	29175,3	ft ²
Jumlah Alat	4	Unit

10. Styrene-PGO Reboiler

Tabel V- 10 Spesifikasi Styrene-PGO Reboiler

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk memanaskan Bottom Styrene-PGO Distillation			
Harga	\$ 8.416,23			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316L			
Suhu	Heavy Oil	=	254,4	°C
Masuk	MP Steam	=	358,0	°C
Suhu	Heavy Oil	=	264,4	°C
Keluar	MP Steam	=	260	°C
Shell Side (Quench Water)	Diameter Dalam	=	8,071	in
	Baffle Space	=	5,25	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	8,9	psi
Tube Side (Naptha)	Diameter Luar	=	1,00	in
	Jumlah Tube	=	22	
	Pitch	=	1,25	in
	a"	=	0,97	ft ² /ft
	a'	=	0,038626636	in ²

	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,3200	psi
Rd	0,0022003		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	21,4		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

11. Styrene-PGO Accumulator

Tabel V- 11 Spesifikasi Styrene-PGO Accumulator (F-133)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama	Stryene-PGO Accumulator (F-133)	
Harga	\$ 69.876,86	
Kode	F-133	
Fungsi	Penyimpanan sementara hasil kondensasi	
Jenis	Horizontal drum, tutup standard dished head	
Bahan	Carbon Steel Type 283C	
Jumlah	1	unit
Tekanan Operasi	1,44	bar
Temperatur Operasi	75,35	°C
Diameter luar	120	in
Tebal silinder	1/2	in
Panjang tutup	21	in
Tebal tutup	1/2	in
Panjang total	5,72	m

12. Heavy Oil Pump

Tabel V- 12 Spesifikasi Heavy Oil Pump (L-135)

Spesifikasi	:	Heavy Oil Pump (L-135)	
Harga	:	\$ 4.540,33	
Tipe	:	Centrifugal pump	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	3263	kg/jam
Daya pompa	:	1,58	hp
Jumlah	:	3	buah

13. Quench Tower

Tabel V- 13 Spesifikasi Quench Tower (D-140)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-140
Harga	\$ 507.299,32
Fungsi	Mendinginkan gas dengan kontak langsung dengan air
Tipe	Packed Column, packing used: 50mm metal ring random packing
Kapasitas (kg/h)	68.472,13
Material	Carbon Steel Type 283 C
Jumlah	3

Spesifikasi Tower	OD	177,61	in	4,511	m
	ID	176,6	in	4,486	m
	tebal silinder (ts)	0,50	in		
	tebal tutup atas (tha)	0,59	in		
	tebal tutup bawah (thb)	0,59	in		
	tinggi total	9,862	m		

14. Decanter

Tabel V- 14 Spesifikasi Decanter (H-141)

Nama	=	<i>Decanter (H-141)</i>			
Fungsi	=	Memisahkan campuran hydrocarbon dan air			
Harga	=	\$ 53.044,40			
Tipe	=	Silinder horizontal dengan tutup kanan dan kiri berbentuk dished head			
Kondisi Operasi	=	Tekanan	1,4	bar	
		Suhu	80	°C	
Diameter tangki	=	85,211	in		
Tebal Siliner tangki	=	0,250	in		
Tebal tutup samping kanan	=	0,1875	in		
Tebal tutup samping kiri	=	0,1875	in		

Panjang Silinder tangki	=	255,63	in	
Panjang tutup kanan	=	16,333	in	
Panjang tutup kiri	=	16,333	in	
Panjang total tangki	=	288,299	in	
Kapasitas	=	1261,91	ft ³	
Waktu pemisahan	=	5	menit	
Material konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 C		
Jumlah	=	1	unit	

15. Hydrocarbon Pump

Tabel V- 15 Spesifikasi Hydrocarbon Pump (L-142)

Spesifikasi	:	Hydrocarbon Pump (L-142)	
Tipe	:	Centrifugal pump	
Harga	:	\$ 4.540,33	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	5724	kg/jam
Daya pompa	:	0,69	hp
Jumlah	:	1	buah

16. Water Pump

Tabel V- 16 Spesifikasi Water Pump (L-143)

Spesifikasi	:	Water Pump (L-143)	
Tipe	:	Centrifugal pump	

Harga	:	\$ 37.540,81	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	129595	kg/jam
Daya pompa	:	16,76	hp
Jumlah	:	3	buah

17. LP Compressor 1st Stage

Tabel V- 17 Spesifikasi LP Compressor 1st Stage

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	G-151			
Type	Centrifugal Compressor			
Harga	\$ 33.332,70			
Fungsi	Menaikkan tekanan cycle gas dari 0.7 bar menjadi 1.54 bar			
Jumlah stage	1			
Bahan	Carbon Steel			
Kondisi operasi :	Psuction	1	kPa	Tsuction = 40 °C
	Pdischarge :	1,54	kPa	Tdischarge = 96,91 °C
Kapasitas (Kg/jam)	135819,881			
r	2,2			
Efisiensi	0,764756004			

18. LP Compressor 2nd Stage

Tabel V- 18 Spesifikasi LP Compressor 2nd Stage (G-151)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-151
Type	Centrifugal Compressor
Harga	\$ 69.433,90
Fungsi	Menaikkan tekanan cycle gas dari 1.43 bar menjadi 4 bar
Jumlah stage	1
Bahan	Carbon Steel
Kondisi operasi :	$P_{suction} = 1 \text{ kPa}$ $T_{suction} = 43,6 \text{ } ^\circ\text{C}$
	$P_{discharge} = 4 \text{ kPa}$ $T_{discharge} = 120,76 \text{ } ^\circ\text{C}$
Kapasitas (Kg/jam)	135346,377
r	2,797202797
Efisiensi	0,768585145

19. LP Compressor 3rd Stage

Tabel V- 19 Spesifikasi LP Compressor 3rd Stage (G-151)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-151
Type	Centrifugal Compressor
Harga	\$ 50.940,34
Fungsi	Menaikkan tekanan cycle gas dari 3.9 bar menjadi 8 bar

Jumlah stage	1				
Bahan	Carbon Steel				
Kondisi operasi :	P suction	4	kPa	T suction	= 47,7 °C
	P discharge	8,5	kPa	T discharge	= 108,2 °C
Kapasitas (Kg/jam)	125475,083				
r	2,179487179				
Efisiensi	0,761602833				

20. NaOH Storage Tank

Tabel V- 20 Spesifikasi NaOH Storage Tank (F-160)

Spesifikasi	:	NaOH Storage Tank (F-160)				
Material	:	Carbon Steel SA - 212 Grade A				
Jumlah	:	1	unit			
Harga	:	\$ 168.103,12				
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan 10% NaOH sebelum memasuki Absorber				
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Dished Head dan tutup bawah berbentuk flat.				
Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints				
OD	:	239,2609	in	=	6,0772	m
ID	:	238,6359	in	=	6,0614	m

Tinggi sheel	:	357,9539	in	=	9,0920	m
Tebal Sheel	:	5/16	in	=	0,0079	m
Tebal tutup atas	:	1	in	=	0,0254	m
Straight flange (sf)	:	2,5	in	=	0,0635	m
Tinggi tutup atas	:	55,3945	in	=	1,4070	m
Tebal tutup bawah	:	4	in	=	0,1016	m
Tinggi tutup bawah	:	13,7500	in	=	0,3493	m
Tinggi tangki total	:	427,0984	in	=	10,8483	m

21. NaOH Pump

Tabel V- 21 Spesifikasi NaOH Pump (L-161)

Spesifikasi	:	NaOH Pump (L-161)	
Tipe	:	Centrifugal pump	
Harga	:	\$ 3.765,16	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	2484	kg/jam
Daya pompa	:	1,10	hp
Jumlah	:	1	buah

22. Caustic Wash Tower

Tabel V- 22 Spesifikasi Caustic Wash Tower (D-150)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-150
Fungsi	Mengabsorb H ₂ S dan CO ₂ dengan solvent NaOH 10% wt

Harga		\$ 83.719,34			
Tipe		Sieve tray			
Kapasitas (kg/h)		237.795,96			
Material		Stainless Steel 304			
Jumlah		1			
Spesifikasi Tower	OD	66	in	1,6764	m
	ID	65,50	in	1,6637	m
	tebal silinder (ts)	0,25	in		
	tebal tutup atas (tha)	0,26	in		
	tebal tutup bawah (thb)	0,31	in		
	tinggi total	10,625	m		

23. HP Compressor 1st Stage

Tabel V- 23 Spesifikasi HP Compressor 1st Stage (G-171)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-151

Type	Centrifugal Compressor
Harga	\$ 51.383,30
Fungsi	Menaikkan tekanan cycle gas dari 8 bar menjadi 18 bar
Jumlah stage	1
Bahan	Carbon Steel
Kondisi operasi :	Psuction : 8 kP Tsuctio = 40 °C
	Pdischarge : 18 kP Tdischarge = 107,77 °C
Kapasitas (Kg/jam)	118841,885
r	2,25
Efisiensi	0,766473259

24. HP Compressor 2nd Stage

Tabel V- 24 Spesifikasi HP Compressor 2nd Stage (G-171)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-171
Type	Centrifugal Compressor
Harga	\$ 41.748,93
Fungsi	Menaikkan tekanan cycle gas dari 17.87 bar menjadi 36 bar
Jumlah stage	1
Bahan	Carbon Steel
Kondisi operasi :	Psuction : 18 kP Tsuctio = 33,5 °C
	Pdischarge : 36 kP Tdischarge = 102,01 °C

Kapasitas (Kg/jam)	110173,681
r	2,014549524
Efisiensi	0,765804534

25. Compressor Accumulator

Tabel V- 25 Spesifikasi Compressor Accumulator (E-180)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama	Compressor Accumulator (E-180)	
Kode	E-180	
Harga	\$ 341.632,49	
Fungsi	Penyimpanan sementara bottom suction drum compressor	
Jenis	Horizontal drum, tutup standard dished head	
Bahan	Carbon Steel Type 283C	
Jumlah	1	unit
Tekanan Operasi	1,43	bar
Temperatur Operasi	4,19	°C
Diameter luar	240	in
Tebal silinder	7/16	in
Panjang tutup	41	in
Tebal tutup	3/8	in
Panjang total	11,31	m

26. Compressor Decanter

Tabel V- 26 Spesifikasi Compressor Decanter (E-181)

Nama	=	Compressor Decanter (H-181)			
Fungsi	=	Memisahkan campuran hydrocarbon dan air			
Tipe	=	Silinder horizontal dengan tutup kanan dan kiri berbentuk dished head			
Harga	=	\$ 28.792,37			
Kondisi Operasi	=	Tekanan	1,4	bar	
		Suhu	80	°C	
Diameter tangki	=	168,000	in		
Tebal Silinder tangki	=	0,313	in		
Tebal tutup samping kanan	=	0,3125	in		
Tebal tutup samping kiri	=	0,3125	in		
Panjang Silinder tangki	=	124,24	in		
Panjang tutup kanan	=	13,106	in		
Panjang tutup kiri	=	13,106	in		
Panjang total tangki	=	150,455	in		
Kapasitas	=	144,87	ft ³		
Waktu pemisahan	=	5	menit		
Material konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 C			
Jumlah	=	1	unit		

27. C3+ Pump

Tabel V- 27 Spesifikasi C3+ Pump (L-182)

Spesifikasi	:	C3+ Pump (L-182)	
Tipe	:	Centrifugal pump	
Harga	:	\$ 8.859,19	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	31587	kg/jam
Daya pompa	:	2,50	hp
Jumlah	:	1	buah

28. Charged Gas Dryer Cooler

Tabel V- 28 Spesifikasi Charged Gas Dryer Cooler (E-172)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkan Cracked Gas hingga suhu 17oC			
Harga	\$ 5.315,51			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316L			
Suhu	N2 Refrigerant	=	-205,0	°C
Masuk	Charged Gas	=	33,6	°C
Suhu	N2 Refrigerant	=	-147,3	°C
Keluar	Charged Gas	=	17	°C
	Diameter Dalam	=	23	in
	Baffle Space	=	11	in

Shell Side (Quench Water)	Passes	=	1	
	ΔP	=	2,9	psi
Tube Side (Naptha)	Diameter Luar	=	1,50	in
	Jumlah Tube	=	79	
	Pitch	=	1,88	in
	a"	=	1,42	ft ² /ft
	a'	=	1,485555988	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,4000	psi
Rd	0,0016303		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	112,5		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

29. C3+ Storage Tank

Tabel V- 29 Spesifikasi C3+ Storage Tank (F1100)

Spesifikasi	:	C3+ Storage Tank (F-1100)	
Material	:	Carbon Steel SA - 212 Grade A	
Harga	:	\$ 1.501.964,80	
Jumlah	:	1	unit
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan C3+	
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Dished Head dan tutup bawah berbentuk flat.	

Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints					
OD	:	1923,3	in	=	48,8506	m	
ID	:	1920	in	=	48,7680	m	
Tinggi shell	:	720	in	=	18,2880	m	
Tebal Sheel	:	1st	1,63	in	=	0,0413	m
		2nd	1,38	in	=	0,0349	m
		3rd	1,00	in	=	0,0254	m
Tebal tutup atas	:	2 1/4	in	=	0,0572	m	
Straight flange (sf)	:	6 1/4	in	=	0,1588	m	
Tebal tutup bawah	:	1/4	in	=	0,0064	m	
Tinggi tutup bawah	:	4 5/8	in	=	0,1175	m	
Tinggi tangki total	:	733,1250	in	=	18,6214	m	

30. Heavy Oil Tank

Tabel V- 30 Spesifikasi Heavy Oil Tank (F-190)

Spesifikasi	:	Heavy Oil Storage Tank (F-190)	
Material	:	Carbon Steel SA - 212 Grade A	
Harga	:	\$ 675.845,40	
Jumlah	:	2	unit
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan Heavy Oil Tank	
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Dished Head dan tutup bawah berbentuk flat.	

Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints				
OD	:	224,9021	in	=	5,7125	m
ID	:	224,1521	in	=	5,6935	m
Tinggi sheel	:	336,2281	in	=	8,5402	m
Tebal Sheel	:	3/8	in	=	0,0095	m
Tebal tutup atas	:	3/8	in	=	0,0095	m
Straight flange (sf)	:	2,25	in	=	0,0572	m
Tinggi tutup atas	:	48,5688	in	=	1,2336	m
Tebal tutup bawah	:	4	in	=	0,1016	m
Tinggi tutup bawah	:	13,7500	in	=	0,3493	m
Tinggi tangki total	:	398,5469	in	=	10,1231	m

31. Charged Gas Dryer

Tabel V- 31 Spesifikasi Chagre Gas Dryer (B-170)

Spesifikasi	:	Charged Gas Dryer (B-170)	
Material	:	SA - 353	
Harga	:	\$ 613.166,64	
Jumlah	:	1	unit
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan air yang terkandung di dalam aliran charged gas dengan menggunakan molecular sieve.	
Tipe	:		

	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.				
Jenis Sambungan	:	Double welded butt			
OD	:	180,0000	in	=	4,5720 m
ID	:	174,0000	in	=	4,4196 m
H bed	:	5,4744	in	=	0,1390 m
Tinggi sheel	:	258,6311	in	=	6,5692 m
Tebal Sheel	:	3	in	=	0,0762 m
Tebal tutup atas	:	1/5	in	=	0,0048 m
Straight flange (sf)	:	1,75	in	=	0,0445 m
Tinggi tutup atas	:	33,9520	in	=	0,8624 m
Tebal tutup bawah	:	1/5	in	=	0,0048 m
Tinggi tutup bawah	:	33,9520	in	=	0,8624 m
Tinggi tangki total	:	326,5351	in	=	8,2940 m

32. Cryogenic Cooler

Tabel V- 32 Spesifikasi Cryogenic Cooler (E-210)

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Untuk mendinginkan Cracked Gas hingga suhu - 165
Harga	\$ 102.766,60
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L

Suhu Masuk	Nitrogen Refrigerant	=	-205	°C
	Cracked Gas	=	17,0	°C
Suhu Keluar	Nitrogen Refrigerant	=	-157,7	°C
	Cracked Gas	=	-165	°C
Shell Side (Nitrogen Refrigeran t	Diameter Dalam	=	24	in
	Baffle Space	=	23,25	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	6,1600	psi
Tube Side (Cracked Gas)	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	440	
	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	0	ft ² /f t
	a'	=	0,536	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,6700	psi
Rd	0,0022843		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	3382		ft ²	
Jumlah Alat	2		Unit	

33. Demethanizer Feed Separator

Tabel V- 33 Spesifikasi Demethanizer Feed Separator (H-211)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Demethanizer Feed Separator
Kode	H-211
Harga	\$ 6.201,43

Fungsi	Untuk memisahkan Methane dari Cracked Gas	
Jenis	vertical flash separator	
Bahan	Stainless Steel SAE-316L	
Jumlah	1	
Tekanan Operasi	35	bar
Temperatur Operasi	-165	°C
Diameter luar	14	in
Tebal silinder	3/8	in
Jenis Tutup	Standard Dished Head	
Tinggi tutup	3	in
Tebal tutup	3/8	in
Tinggi total	1,94	m

34. Demethanizer

Tabel V- 34 Spesifikasi Demethanizer (D-220)

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	Demethanizer	
Kode Alat	D-220	
Harga	\$ 68.769,46	
Fungsi	memisahkan Methane (dan fraksi lebih ringannya), dari fraksi yang lebih berat	
Tipe Plate	Sieve trays	
Kapasitas	99.202,36	kg/h
Konstruksi		
Diameter	1,98 m	

Jumlah Tray	31
Tray Spacing	0,15 m
Tebal Shell	1/5 inch
Tinggi	7,53 m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SAE 316L
Jumlah	1

35. Demethanizer Condenser

Tabel V- 35 Spesifikasi Demethanizer Condenser (E-223)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkan keluaran Top Demethanizer hingga suhu -150°C			
Harga	\$ 29.346,06			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	-205	°C
	MCR	=	-137,0	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	-178,5	°C
	MCR	=	-150	°C
Shell Side (Nitrogen Refrigerant)	Diameter Dalam	=	15,25	in
	Baffle Space	=	20,75	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	6,0200	psi
	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	152	

Tube Side (Cracked Gas)	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	3,09276315 8	ft ² /f t
	a'	=	0,31287763 5	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0044	psi
Rd	0,0022843		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	470,1		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

36. Demethanizer Accumulator

Tabel V- 36 Spesifikasi Demethanizer Accumulator (H-224)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama	Demethanizer Accumulator	
Harga	\$ 94.461,11	
Kode	H-224	
Fungsi	penyimpanan sementara hasil kondensasi	
Jenis	Horizontal drum, tutup standard dished head	
Bahan	SAE 316L	
Jumlah	1	
Tekanan Operasi	22	bar
Temperatur Operasi	-150	°C
Diameter luar	66	in
Tebal silinder	3/8	in
Panjang tutup	12	in

Tebal tutup	3/8	in
Panjang total	3,20	m

37. Methane Pump

Tabel V- 37 Spesifikasi Methane Pump (L-225)

Spesifikasi	:	Methane Pump	
Tipe	:	Centrifugal pump	
Harga	:	\$ 8.859,19	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	21379	kg/jam
Daya pompa	:	0,20	hp
Jumlah	:	1	buah

38. Deethanizer Pump

Tabel V- 38 Spesifikasi Deethanizer Pump (L-221)

Spesifikasi	:	Deethanizer Pump (L-221)	
Tipe	:	Centrifugal pump	
Harga	:	\$ 12.513,60	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	77823	kg/jam
Daya pompa	:	137,37	hp
Jumlah	:	1	buah

39. Demethanizer Reboiler

Tabel V- 39 Spesifikasi Demethanizer Reboiler (E-222)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk memanaskan keluaran bottom Demethanizer hingga -9°C			
Harga	\$ 885,92			
Tipe	1-4 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316L			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	-59,16	°C
	MCR	=	80,0	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	-9	°C
	MCR	=	60	°C
Shell Side (Cracked Gas)	Diameter Dalam	=	8,625	in
	Baffle Space	=	5,25	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0000	psi
Tube Side (Quench Water)	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	35	
	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	0	ft ² /ft
	a'	=	0,042	in ²
	Passes	=	4	
	ΔP	=	2,4396	psi
Rd	0,0022849		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	25,8		ft ²	

Jumlah Alat	1	Unit
-------------	---	------

40. Deethanizer Feed Heat Exchanger

Tabel V- 40 Spesifikasi Deethanizer Feed Heat Exchanger (E-231)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk memanaskan sebelum memasukin Deethanizer			
Harga	\$ 28.238,67			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316L			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	-59,16	°C
	MCR	=	25,0	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	-13,34	°C
	MCR	=	11	°C
Shell Side (Sales)	Diameter Dalam	=	13,25	in
	Baffle Space	=	26,25	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0014	psi
Tube Side (MCR)	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	116	
	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	3,87413793	ft ² /ft
	a'	=	1	t
	a'	=	0,08	in ²

	Passes	=	2	
	ΔP	=	9,9400	psi
Rd	0,0022844		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	449,4		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

41. Deethanizer

Tabel V- 41 Spesifikasi Deethanizer (D-230)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Deethanizer
Kode Alat	D-230
Harga	\$ 19.933,18
Fungsi	memisahkan Methane (dan fraksi lebih ringannya), dari fraksi yang lebih berat
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	77.822,97 kg/h
Konstruksi	
Diameter	0,84 m
Jumlah Tray	31
Tray Spacing	0,15 m
Tebal Shell	1/8 inch
Tinggi	7,22 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 129 A
Jumlah	1

42. Deethanizer Condenser

Tabel V- 42 Spesifikasi Deethanizer Condenser (E-232)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkantop deethanizer hingga - 21,89°C			
Harga	\$ 2.768,50			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA 129 A			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	-205	°C
	MCR	=	-21,0	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	-189,9	°C
	MCR	=	-22	°C
Shell Side (Nitrogen Refrigerant)	Diameter Dalam	=	8,071	in
	Baffle Space	=	7,95	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	7,1000	psi
Tube Side (Cracked Gas)	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	32	
	Pitch	=	1	in
	a"	=	357,07	ft ² /ft
	a'	=	-	in ²
	Passes	=	0	
	ΔP	=	0,0000	psi
Rd	0,0022856		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	69,9		ft ²	

Jumlah Alat	1	Unit
-------------	---	------

43. Deethanizer Accumulator

Tabel V- 43 Spesifikasi Deethanizer Accumulator (E-233)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama	Deethanizer Accumulator	
Harga	\$ 171.757,53	
Kode	E-233	
Fungsi	penyimpanan sementara hasil kondensasi	
Jenis	Horizontal drum, tutup standard dished head	
Bahan	SA 129 A	
Jumlah	1	
Tekanan Operasi	22	bar
Temperatur Operasi	-22	°C
Diameter luar	102	in
Tebal silinder	2	in
Panjang tutup	17	in
Tebal tutup	1 5/8	in
Panjang total	4,70	m

44. Deethanizer Reboiler

Tabel V- 44 Spesifikasi Deethanizer Reboiler (E-234)

Spesifikasi	Keterangan
--------------------	-------------------

Fungsi	Untuk memanaskan keluaran bottom Deethanizer hingga 75°C			
Harga	\$ 885,92			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA 129 A			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	-21,89	°C
	MCR	=	330,0	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	75	°C
	MCR	=	281	°C
Shell Side (Cracked Gas)	Diameter Dalam	=	8,071	in
	Baffle Space	=	16	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0001	psi
Tube Side (MP Steam)	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	42	
	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	0,735714286	ft ² /ft
	a'	=	7,0747	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0000	psi
Rd	0,0022841	hr.ft ² .°F/Btu		
Luas Area	30,9	ft ²		
Jumlah Alat	1	Unit		

45. Acetylene Converter Feed Heat Exchanger

Tabel V- 45 Spesifikasi Acetylene Converter Feed Heat Exchanger (E-241)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk memanaskan feed Acetylene Converter			
Harga	\$ 630.663,54			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA 129 A			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	-29,82	°C
	MCR	=	330,0	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	48	°C
	MCR	=	223	°C
Shell Side (Cracked Gas)	Diameter Dalam	=	17,25	in
	Baffle Space	=	23,5	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0385	psi
Tube Side (MP Steam)	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	192	
	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	1,11875	ft ² /ft
	a'	=	7,0747	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0000	psi
Rd	0,0022839		hr.ft ² .°F/Btu	

Luas Area	214,8	ft ²
Jumlah Alat	1	Unit

46. Acetylene Converter 1st Stage

Tabel V- 46 Spesifikasi Acetylene Converter 1st Stage (R-240)

Kesimpulan Spesifikasi Alat						
Spesifikasi	:	Acetylene Converter 1st Stage (R-240)				
Material	:	SA-353				
Harga	:	\$ 630.663,54				
Jumlah	:	1	unit			
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan Acetylene yang terkandung pada aliran cracked gas dengan menggunakan catalyst.				
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.				
Jenis Sambungan	:	Double welded butt				
OD	:	228,0000	in	=	5,7912	m
ID	:	222,5000	in	=	5,6515	m
H bed	:	348,6751	in	=	8,8563	m
Tinggi shell	:	435,8452	in	=	11,0705	m
Tebal Shell	:	2,750	in	=	0,0699	m

Tebal tutup atas	:	2,500	in	=	0,0635	m
Straight flange (sf)	:	1,5	in	=	0,0381	m
Tinggi tutup atas	:	51,7190	in	=	1,3137	m
Tebal tutup bawah	:	2,50	in	=	0,0635	m
Tinggi tutup bawah	:	51,7190	in	=	1,3137	m
Tinggi tangki total	:	539,2833	in	=	13,6978	m

47. Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger

Tabel V- 47 Spesifikasi Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger (E-242)

Spesifikasi	Keterangan				
Fungsi	Untuk mendinginkan keluaran reaktor 1 sebelum ke reaktor 2				
Harga	\$ 72.423,87				
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger				
Bahan	Carbon Steel SA 129 A				
Suhu Masuk	Sales Gas	=	25	°C	
	MCR	=	187,8	°C	
Suhu Keluar	Sales Gas	=	46,84	°C	
	MCR	=	45	°C	
Shell Side (Sales)	Diameter Dalam	=	21,25	in	
	Baffle Space	=	23,5	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	5,3335	psi	
	Diameter Luar	=	0,75	in	

Tube Side (MCR)	Jumlah Tube	=	310	
	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	3,865483871	ft ² /ft
	a'	=	7,0747	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0002	psi
Rd	0,0022842	hr.ft ² .°F/Btu		
Luas Area	1198,3	ft ²		
Jumlah Alat	1	Unit		

48. Acetylene Converter 2nd Stage

Tabel V- 48 Spesifikasi Acetylene Converter 2nd Stage (R-240)

Kesimpulan Spesifikasi Alat			
Spesifikasi	:	Acetylene Converter 2nd Stage (R-240)	
Material	:	SA-353	
Harga	:	\$ 545.836,80	
Jumlah	:	1	unit
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan Acetylene yang terkandung pada aliran cracked gas dengan menggunakan catalyst.	
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.	

Jenis Sambungan	:	Double welded butt				
OD	:	216,0000	in	=	5,4864	m
ID	:	211,0000	in	=	5,3594	m
H bed	:	326,4502	in	=	8,2918	m
Tinggi shell	:	408,0640	in	=	10,3648	m
Tebal Shell	:	2,500	in	=	0,0635	m
Tebal tutup atas	:	2,250	in	=	0,0572	m
Straight flange (sf)	:	1,5	in	=	0,0381	m
Tinggi tutup atas	:	48,7540	in	=	1,2384	m
Tebal tutup bawah	:	2,25	in	=	0,0572	m
Tinggi tutup bawah	:	48,7540	in	=	1,2384	m
Tinggi tangki total	:	505,5720	in	=	12,8415	m

49. Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger

Tabel V- 49 Spesifikasi Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger (E-243)

Spesifikasi	Keterangan				
Fungsi	Untuk mendinginkan keluaran reaktor 2 sebelum ke reaktor 3				
Harga	\$ 53.265,88				
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger				
Bahan	Carbon Steel SA 129 A				
Suhu	Sales Gas	=	25	°C	

Masuk	MCR	=	184,7	°C
Suhu	Sales Gas	=	45,93	°C
Keluar	MCR	=	45	°C
Shell Side (Cooling Water)	Diameter Dalam	=	19,25	in
	Baffle Space	=	19,75	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	10,1352	psi
Tube Side (Charged Gas)	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	245	
	Pitch	=	0,9375	in
	a''	=	3,867755102	ft ² /ft
	a'	=	4,7599	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0000	psi
Rd	0,0022844	hr.ft ² .°F/Btu		
Luas Area	947,6	ft ²		
Jumlah Alat	1	Unit		

50. Acetylene Converter 3rd Stage

Tabel V- 50 Spesifikasi Acetylene Converter 3rd Stage (R-240)

Kesimpulan Spesifikasi Alat			
Spesifikasi	:	Acetylene Converter 3rd Stage (R-240)	
Material	:	SA-353	
Harga	:	\$ 424.465,91	
Jumlah	:	1	unit

Fungsi	:	Menghilangkan kandungan Acetylene yang terkandung pada aliran cracked gas dengan menggunakan catalyst.				
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.				
Jenis Sambungan	:	Double welded butt				
OD	:	192,0000	in	=	4,8768	m
ID	:	187,5000	in	=	4,7625	m
H bed	:	285,8235	in	=	7,2599	m
Tinggi shell	:	357,2805	in	=	9,0749	m
Tebal Shell	:	2,250	in	=	0,0572	m
Tebal tutup atas	:	1,875	in	=	0,0476	m
Straight flange (sf)	:	1,5	in	=	0,0381	m
Tinggi tutup atas	:	39,2780	in	=	0,9977	m
Tebal tutup bawah	:	1,88	in	=	0,0476	m
Tinggi tutup bawah	:	39,2780	in	=	0,9977	m
Tinggi tangki total	:	435,8365	in	=	11,0702	m

51. Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger

Tabel V- 51 Spesifikasi Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger (E-244)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkan keluaran reaktor 3			
Harga	\$ 53.265,88			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA 129 A			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	25	°C
	MCR	=	182,7	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	45,26	°C
	MCR	=	45	°C
Shell Side (Cooling Water)	Diameter Dalam	=	19,25	in
	Baffle Space	=	19,75	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	9,3400	psi
Tube Side (Cracked Gas)	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	245	
	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	3,867755102	ft ² /ft
	a'	=	4,8367	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0000	psi
Rd	0,0022842	hr.ft ² .°F/Btu		

Luas Area	947,6	ft ²
Jumlah Alat	1	Unit

52. Acetylene Converter 4th Stage

Tabel V- 52 Spesifikasi Acetylene Converter 4th Stage (R-240)

Kesimpulan Spesifikasi Alat						
Spesifikasi	:	Acetylene Converter 4th Stage				
Material	:	SA-353				
Harga	:	\$ 236.318,87				
Jumlah	:	1	unit			
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan Acetylene yang terkandung pada aliran cracked gas dengan menggunakan catalyst.				
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.				
Jenis Sambungan	:	Double welded butt				
OD	:	168,0000	in	=	4,2672	m
ID	:	164,2500	in	=	4,1720	m
H bed	:	239,7261	in	=	6,0890	m
Tinggi shell	:	299,6586	in	=	7,6113	m
Tebal Shell	:	1,875	in	=	0,0476	m
Tebal tutup atas	:	1,625	in	=	0,0413	m

Straight flange (sf)	:	1,5	in	=	0,0381	m
Tinggi tutup atas	:	35,4782	in	=	0,9011	m
Tebal tutup bawah	:	1,63	in	=	0,0413	m
Tinggi tutup bawah	:	35,4782	in	=	0,9011	m
Tinggi tangki total	:	370,6150	in	=	9,4136	m

53. Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger

Tabel V- 53 Spesifikasi Acetylene Converter Intercooler Heat Exchanger (E-245)

Spesifikasi	Keterangan				
Fungsi	Untuk mendinginkan keluaran Acetylene Converter				
Harga	\$ 36.433,42				
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger				
Bahan	Carbon Steel SA 129 A				
Suhu Masuk	Sales Gas	=	25	°C	
	MCR	=	130,8	°C	
Suhu Keluar	Sales Gas	=	45,06	°C	
	MCR	=	60	°C	
Shell Side (Cooling Water)	Diameter Dalam	=	17,25	in	
	Baffle Space	=	23,5	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	5,7654	psi	
Tube Side (Cracked Gas)	Diameter Luar	=	0,75	in	
	Jumlah Tube	=	205		
	Pitch	=	0,9375	in	

	a"	=	2,693658537	ft ² /ft
	a'	=	10,886	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0002	psi
Rd	0,0022844		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	552,2		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

54. Cooler

Tabel V- 54 Spesifikasi Cooler (E-251)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkan keluaran Acetylene Converter hingga -30 oC			
Harga	\$ 20.597,62			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA 129 A			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	-205	°C
	MCR	=	60,0	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	-162,4	°C
	MCR	=	-30	°C
Shell Side (Nitrogen Refrigerant)	Diameter Dalam	=	15,25	in
	Baffle Space	=	12,75	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2,1508	psi
	Diameter Luar	=	0,75	in

Tube Side (Cracked Gas)	Jumlah Tube	=	129	
	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	1,519379845	ft ² /ft
	a'	=	3,115	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0009	psi
Rd	0,0022844	hr.ft ² .°F/Btu		
Luas Area	196	ft ²		
Jumlah Alat	1	Unit		

55. 1-3 Butadiene KO Drum

Tabel V- 55 Spesifikasi 1-3 Butadiene KO Drum (H-250)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama	1-3 Butadiene KO Drum	
Kode	H-250	
Harga	\$18.715,04	
Fungsi	Untuk memisahkan 1-3 Butadiene dari Cracked Gas	
Jenis	vertical flash separator	
Bahan	Carbon Steel SA-283 C	
Jumlah	1	
Tekanan Operasi	17	bar
Temperatur Operasi	-30	°C
Diameter luar	66	in
Tebal silinder	1	in

Jenis Tutup	Standard Dished Head	
Tinggi tutup	11	in
Tebal tutup	1 1/8	in
Tinggi total	8,79	m

56. Ethylene Fractinator

Tabel V- 56 Spesifikasi Ethylene Fractinator (D-260)

Spesifikasi Alat	
Nama Alat	Ethylene Fractinator
Kode Alat	D-260
Harga	\$248.500,26
Fungsi	memisahkan Methane (dan fraksi lebih ringannya), dari fraksi yang lebih berat
Tipe Plate	Sieve trays
Kapasitas	49.900,03 kg/h
Konstruksi	
Diameter	2,08 m
Jumlah Tray	66
Tray Spacing	0,15 m
Tebal Shell	1 1/4 inch
Tinggi	15,56 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA 283 C
Jumlah	1

57. Ethane Pump

Tabel V- 57 Spesifikasi Ethane Pump (L-263)

Spesifikasi	:	Ethane Pump	
Tipe	:	Centrifugal pump	
Harga	:	\$ 6.201,43	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	10415	kg/jam
Daya pompa	:	0,56	hp
Jumlah	:	1	buah

58. Ethylene Fractinator Condenser

Tabel V- 58 Spesifikasi Ethylene Fractinator Condenser (D-261)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkan keluaran Top Ethylene Fractinator			
Harga	\$ 118.159,44			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA 129 A			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	-205	°C
	MCR	=	-36,9	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	-42,68	°C
	MCR	=	-37	°C
	Diameter Dalam	=	41	in

Shell Side (Nitrogen Refrigerant)	Baffle Space	=	25,75	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	3,3653	psi
Tube Side (Top Ethylene Fractinator)	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	1347	
	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	3,79606533	ft ² /ft
	a'	=	7,925	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0008	psi
Rd	0,0022842	hr.ft ² .°F/Btu		
Luas Area	5113,3	ft ²		
Jumlah Alat	1	Unit		

59. Ethylene Fractinator Accumulator

Tabel V- 59 Spesifikasi Ethylene Fractinator Accumulator (D-262)

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama	Ethylene Fractinator Accumulator
Kode	D-262
Harga	\$ 636.864,97
Fungsi	penyimpanan sementara hasil kondensasi
Jenis	Horizontal drum, tutup standard dished head
Bahan	SAE-283 C
Jumlah	1

Tekanan Operasi	16	bar
Temperatur Operasi	-37	°C
Diameter luar	240	in
Tebal silinder	3/4	in
Panjang tutup	41	in
Tebal tutup	1/2	in
Panjang total	11,27	m

60. Ethylene Fractinator Reboiler

Tabel V- 60 Spesifikasi Ethylene Fractinator Reboiler (D-264)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk memanaskan aliran Bottom Ethylene Fractinator			
Harga	\$ 67.108,36			
Tipe	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA 129 A			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	-59,16	°C
	MCR	=	195,0	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	-52	°C
	MCR	=	138	°C
Shell Side (Bottom Ethylene Fractinator)	Diameter Dalam	=	41	in
	Baffle Space	=	25,75	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2,0616	psi
	Diameter Luar	=	0,75	in

Tube Side (LP Steam)	Jumlah Tube	=	411	
	Pitch	=	0,9375	in
	a"	=	3,027007299	ft ² /ft
	a'	=	7,925	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0465	psi
Rd	0,0022842	hr.ft ² .°F/Btu		
Luas Area	1244,1	ft ²		
Jumlah Alat	1	Unit		

61. Methane Storage Tank

Tabel V- 61 Spesifikasi Methane Storage Tank (F-290)

Spesifikasi	:	Methane Storage Tank (F-290)			
Material	:	Carbon Steel SA - 299			
Harga	:	\$ 6.201,43			
Jumlah	:	1	unit		
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan Methane sebelum dijual dan sebagai bahan bakar			
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Dished Head dan tutup bawah berbentuk flat.			
Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints			
OD	:	1682,8	in	=	42,7419 m

ID	:	1680	in	=	42,6720	m	
Tinggi shell	:	576	in	=	14,6304	m	
Tebal Shell	:	1st	1,38	in	=	0,0349	m
		2nd	1,13	in	=	0,0286	m
		3rd	1,00	in	=	0,0254	m
		4th	0,88	in	=	0,0222	m
		5th	0,75	in	=	0,0191	m
		6th	0,63	in	=	0,0159	m
		7th	0,44	in	=	0,0111	m
		8th	0,25	in	=	0,0064	m
Tebal tutup atas	:	1 1/2	in	=	0,0381	m	
Tinggi tutup atas	:	23,58	in	=	0,5988	m	
Straight flange (sf)	:	2 1/2	in	=	0,0635	m	
Tebal tutup bawah	:	1/4	in	=	0,0064	m	
Tinggi tutup bawah	:	4 5/8	in	=	0,1175	m	
Tinggi tangki total	:	608,2005	in	=	15,4483	m	

62. Methane Pump

Tabel V- 62 Spesifikasi Methane Pump (L-291)

Spesifikasi	:	Methane Pump (L-291)	
Tipe	:	Centrifugal pump	
Harga	:	\$ 613.166,64	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	14275	kg/jam
Daya pompa	:	1,10	hp
Jumlah	:	1	buah

63. Ethane Storage Tank

Tabel V- 63 Spesifikasi Ethane Storage Tank (F-280)

Spesifikasi	:	Ethane Storage Tank (F-280)					
Material	:	Carbon Steel SA - 99					
Harga	:	\$ 613.166,64					
Jumlah	:	3	unit				
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan Naptha sebelum memasuki furnace.					
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Dished Head dan tutup bawah berbentuk flat.					
Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints					
OD	:	1201,8	in	=	30,5245	m	
ID	:	1200	in	=	30,4800	m	
Tinggi shell	:	504	in	=	12,8016	m	
Tebal Shell	:	1st	0,88	in	=	0,0222	m
		2nd	0,75	in	=	0,0191	m
		3rd	0,75	in	=	0,0191	m
		4th	0,63	in	=	0,0159	m
		5th	0,44	in	=	0,0111	m
		6th	0,38	in	=	0,0095	m
		7th	0,25	in	=	0,0064	m
Tebal tutup atas	:	1 1/2	in	=	0,0381	m	

Tinggi tutup atas	:	16,82	in	=	0,4271	m
Straight flange (sf)	:	2 1/2	in	=	0,0635	m
Tebal tutup bawah	:	1/4	in	=	0,0064	m
Tinggi tutup bawah	:	4 5/8	in	=	0,1175	m
Tinggi tangki total	:	529,4405	in	=	13,4478	m

64. Ethane Pump

Tabel V- 64 Spesifikasi Ethane Pump (L-281)

Spesifikasi	:	Ethane Pump (L-281)	
Tipe	:	Centrifugal pump	
Harga	:	\$ 613.166,64	
Material	:	Commercial steel	
Kapasitas	:	3653	kg/jam
Daya pompa	:	0,34	hp
Jumlah	:	1	buah

65. Ethylene Storage Tank

Tabel V- 65 Spesifikasi Ethylene Storage Tank (F-280)

Spesifikasi	:	Ethylene Storage Tank (F-270)	
Material	:	Carbon Steel SA - 299	
Harga	:	\$ 1.384.580,54	
Jumlah	:	1	unit
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan Naptha sebelum memasuki furnace.	

Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Dished Head dan tutup bawah berbentuk flat.					
Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints					
OD	:	1923,8	in	=	48,8633	m	
ID	:	1920	in	=	48,7680	m	
Tinggi shell	:	720	in	=	18,2880	m	
Tebal Shell	:	1st	1,88	in	=	0,0476	m
		2nd	1,63	in	=	0,0413	m
		3rd	1,50	in		0,0381	m
		4th	1,38	in		0,0349	m
		5th	1,13	in		0,0286	m
		6th	1,00	in		0,0254	m
		7th	0,88	in		0,0222	m
		8th	0,63	in		0,0159	m
		9th	0,44	in		0,0111	m
		10th	0,31	in	=	0,0079	m
Tebal tutup atas	:	1 1/2	in	=	0,0381	m	
Tinggi tutup atas	:	26,93	in	=	0,6841	m	
Straight flange (sf)	:	2 1/2	in	=	0,0635	m	
Tebal tutup bawah	:	1/4	in	=	0,0064	m	
Tinggi tutup bawah	:	4 5/8	in	=	0,1175	m	
Tinggi tangki total	:	755,5594	in	=	19,1912	m	

66. Methanator Heater

Tabel V- 66 Spesifikasi Methanator Heater (E-311)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk memanaskan Feed Methanator			
Harga	\$ 14.174,70			
Tipe	1-4 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA 129 A			
Suhu	N2 Refrigerant	=	-165,0	°C
Masuk	Charged Gas	=	400,0	°C
Suhu	N2 Refrigerant	=	288,0	°C
Keluar	Charged Gas	=	283	°C
Shell Side (HP Steam)	Diameter Dalam	=	16	in
	Baffle Space	=	15	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	8,6	psi
Tube Side (Hydrogen)	Diameter Luar	=	1,00	in
	Jumlah Tube	=	55	
	Pitch	=	1,25	in
	a"	=	3,67	ft ² /ft
	a'	=	1,131688713	in ²
	Passes	=	4	
	ΔP	=	4,5300	psi
Rd	0,0021244		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	2822,4		ft ²	

Jumlah Alat	1	Unit
-------------	---	------

67. Methanator

Tabel V- 67 Spesifikasi Methanator (E-310)

Kesimpulan Spesifikasi Alat						
Nama Alat	:	Methanator (D-310)				
Material	:	SA 167 type 304 grade 3				
Harga	:	\$ 19.711,70				
Jumlah	:	1	unit			
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan CO yang terkandung pada aliran hydrogen dengan menggunakan nickel catalystr.				
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.				
Jenis Sambungan	:	Double welded butt				
OD	:	84,0000	in	=	2,1336	m
ID	:	81,2500	in	=	2,0638	m
H bed	:	118,4876	in	=	3,0096	m
Tinggi shell	:	148,1099	in	=	3,7620	m
Tebal Shell	:	1,375	in	=	0,0349	m
Tebal tutup atas	:	1,250	in	=	0,0318	m
Straight flange (sf)	:	1,5	in	=	0,0381	m

Tinggi tutup atas	:	17,0255	in	=	0,4324	m
Tebal tutup bawah	:	1,25	in	=	0,0318	m
Tinggi tutup bawah	:	17,0255	in	=	0,4324	m
Tinggi tangki total	:	182,1610	in	=	4,6269	m

68. Methanator Cooler 1 (CW)

Tabel V- 68 Spesifikasi Methanator Cooler 1 (E-321)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkan luaran reaktor hingga 75oC			
Harga	\$ 5.758,47			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316L			
Suhu	N2 Refrigerant	=	321,0	°C
Masuk	Charged Gas	=	25,0	°C
Suhu	N2 Refrigerant	=	75,0	°C
Keluar	Charged Gas	=	76	°C
Shell Side (Cooling Water)	Diameter Dalam	=	7,981	in
	Baffle Space	=	5,75	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	7,2	psi
Tube Side (Hydrogen)	Diameter Luar	=	1,00	in
	Jumlah Tube	=	22	
	Pitch	=	1,25	in
	a"	=	4,64	ft ² /ft

	a'	=	2,180357233	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,9700	psi
Rd	0,0016990		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	1836		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

69. Methanator Cooler 2

Tabel V- 69 Spesifikasi Methanator Cooler 2 (E-322)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkan luaran reaktor hingga -10oC			
Harga	\$ 11.295,47			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA 129 A			
Suhu	N2 Refrigerant	=	75,0	°C
Masuk	Charged Gas	=	-205,0	°C
Suhu	N2 Refrigerant	=	-10,0	°C
Keluar	Charged Gas	=	-150	°C
Shell Side (Nitrogen Refrigerant)	Diameter Dalam	=	8,071	in
	Baffle Space	=	6,75	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1,3	psi
Tube Side (Hydrogen)	Diameter Luar	=	1,00	in
	Jumlah Tube	=	18	

	Pitch	=	1,25	in
	a"	=	1,49	ft ² /ft
	a'	=	1,036025588	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1,2000	psi
Rd	0,0016990		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	161,4		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

70. KO Drum

Tabel V- 70 Spesifikasi KO Drum (H-320)

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama	Knock Out Drum	
Kode	H-320	
Harga	\$ 13.178,04	
Fungsi	Untuk memisahkan H ₂ O dari Hidrogen	
Jenis	Vertical flash separator	
Bahan	Carbon Steel SA-353	
Jumlah	1	unit
Tekanan Operasi	30	bar
Temperatur Operasi	-10	°C
Diameter luar	16	in
Tebal silinder	3/8	in
Jenis Tutup	Standard Dished Head	
Tinggi tutup	3	in

Tebal tutup	1/5	in
Tinggi total	2,19	m

71. Hydrogen Dryer

Tabel V- 71 Spesifikasi Hydrogen Dryer (B-330)

Spesifikasi	:	Hydrogen Dryer (B-330)				
Material	:	SA - 353				
Harga	:	\$ 624.019,14				
Jumlah	:	1	unit			
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan air yang terkandung di dalam aliran hydrogen dengan menggunakan molecular sieve.				
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.				
Jenis Sambungan	:	Double welded butt				
OD	:	192,0000	in	=	4,8768	m
ID	:	186,5000	in	=	4,7371	m
H bed	:	5,6292	in	=	0,1430	m
Tinggi sheel	:	265,9487	in	=	6,7551	m
Tebal Sheel	:	2 3/4	in	=	0,0699	m
Tebal tutup atas	:	1/5	in	=	0,0048	m
Straight flange (sf)	:	1,75	in	=	0,0445	m

Tinggi tutup atas	:	37,8405	in	=	0,9611	m
Tebal tutup bawah	:	1/5	in	=	0,0048	m
Tinggi tutup bawah	:	37,8405	in	=	0,9611	m
Tinggi tangki total	:	341,6298	in	=	8,6774	m

72. Ethane Wash Tower Cooler

Tabel V- 72 Spesifikasi Ethane Wash Tower Cooler (E-341)

Spesifikasi	Keterangan				
Fungsi	Untuk mendinginkan luaran reaktor hingga -132oC				
Harga	\$ 4.872,55				
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger				
Bahan	Carbon Steel SAE-316L				
Suhu	N2 Refrigerant	=	-132,0	°C	
Masuk	Charged Gas	=	-150,5	°C	
Suhu	N2 Refrigerant	=	0,0	°C	
Keluar	Charged Gas	=	0	°C	
Shell Side (Nitrogen Refrigerant)	Diameter Dalam	=	8,071	in	
	Baffle Space	=	7,5	in	
	Passes	=	1		
	ΔP	=	1,9	psi	
Tube Side (Hydrogen)	Diameter Luar	=	1,00	in	
	Jumlah Tube	=	18		
	Pitch	=	1,25	in	
	a"	=	4,11	ft ² /ft	

	a'	=	1,534019626	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,6500	psi
Rd	0,0016992		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	1184,727273		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

73. Ethane Wash Tower

Tabel V- 73 Spesifikasi Ethane Wash Tower (D-340)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode		D-340			
Harga		\$ 12.402,86			
Fungsi		Mengabsorbsi methane dengan ethane pada hidrogen			
Tipe		Packed Column, packing used: 50mm metal ring random packing			
Kapasitas (kg/h)		1.308,89			
Material		Carbon Steel Type 353			
Jumlah		1			
Spesifikasi Tower	OD	12	i n	0,30 5	m
	ID	11,7	i n	0,29 7	m
	tebal silinder (ts)	0,15	i n		

	tebal tutup atas (tha)	0,51	in
	tebal tutup bawah (thb)	0,51	in
	tinggi total	6,520	m

74. Hydrogen Heater

Tabel V- 74 Spesifikasi Hydrogen Heater (E-342)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk memanaskan hydrogen hingga 35oC			
Harga	\$ 12.181,39			
Tipe	1-4 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316L			
Suhu	N2 Refrigerant	=	-132,0	°C
Masuk	Charged Gas	=	195,0	°C
Suhu	N2 Refrigerant	=	35,0	°C
Keluar	Charged Gas	=	131	°C
Shell Side (Quench Water)	Diameter Dalam	=	13,25	in
	Baffle Space	=	8,75	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	6,3	psi
Tube Side (Naptha)	Diameter Luar	=	1,00	in
	Jumlah Tube	=	34	
	Pitch	=	1,25	in

	a"	=	0,97	ft ² /ft
	a'	=	0,578265875	in ²
	Passes	=	4	
	ΔP	=	1,1000	psi
Rd	0,0020995		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	132		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

BAB VI

ANALISIS EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter kelayakan pendirian suatu pabrik. Dalam menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain IRR (*Internal Rate of Return*), POT (*Pay Out Time*), dan BEP (*Break Even Point*).

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik *Ethylene* dari Naptha ini dipilih yaitu 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 tersebut ditentukan karena beberapa pertimbangan sebagai berikut.

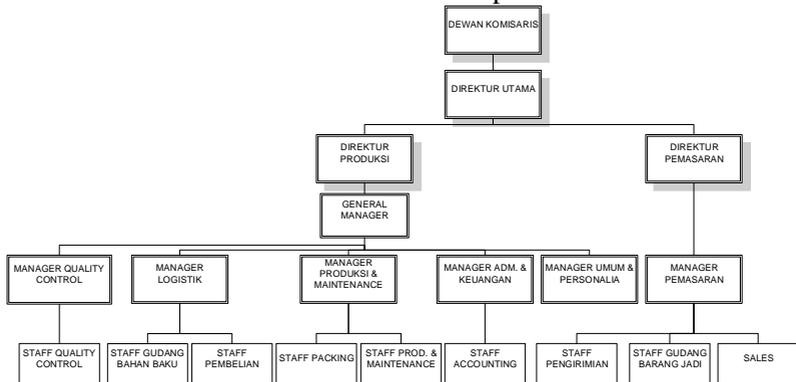
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh, yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga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

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini adalah garis dan staf yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem tersebut adalah sebagai berikut.

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus-menerus

- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur.



Gambar VI. 1 Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai pemegang saham. Tugas Dewan Komisaris:

- Menunjuk Direktur Utama
- 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.
2. **Direktur Utama**
Direktur adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Tugas Direktur Utama 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.
 - Mengevaluasi program kerja/rencana kerja yang telah ditetapkan.
 - Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
 - Memberikan instruksi dan kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
 - Mempertanggungjawabkan kepada Dewan Komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
 - Menentukan kebijakan keuangan.
 - Mengawasi jalannya perusahaan.
- Selain tugas-tugas diatas, direktur berhak mewakili PT secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.
3. **Direktur Produksi**
Direktur bertanggung jawab ke Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya dan membawahi secara langsung General Manager baik yang berhubungan dengan personalia, pembelian, produksi maupun pengawasan produksi. Tugas Direktur Produksi :

- Membantu Direktur Utama dalam perencanaan produksi maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang masing-masing.
- Mengawasi unit produksi melalui General Manager, dan bagian yang bersangkutan.
- Mengendalikan proses produksi, seperti mengadakan penggantian alat produksi.
- Menentukan kapasitas produksi baik menaikkan atau menurunkan kapasitas.

4. Direktur Pemasaran

Direktur Pemasaran bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Tugas Direktur Pemasaran adalah:

- Memperkenalkan jenis produk yang dibuat oleh perusahaan melalui berbagai media yang dibuat oleh perusahaan.
- Membuat rencana pemasaran.
- Melakukan kontrak penjualan dengan konsumen serta meninjau penjualan dan membatalkan penjualan jika terjadi ketidaksesuaian dengan kontrak.
- Melaporkan segala kegiatan yang bersangkutan dengan pemasaran kepada Direktur Utama.
- Mengontrol laporan *stock* guna mencapai keseimbangan jumlah dari *Ethylene* jadi yang disiapkan untuk dipasarkan.
- Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian terkait.
- Mengadakan evaluasi kerja pada tiap bagian yang terkait mengenai pelaksanaan pekerja.
- Mengadakan evaluasi terhadap skill pekerja dalam lingkungan Departemen Pemasaran untuk meningkatkan intensitas pemasaran.
- Menetapkan harga produk.

5. **General Manager**
General Manager bertanggungjawab kepada Direktur Produksi dan membawahi secara langsung Manager Quality Control (QC), Manager Logistik, Manager Produksi dan Maintenance, Manager Umum dan Personalia, serta Manager Administrasi dan Keuangan. Tugas General Manager adalah :
 - Mengadakan pengawasan terhadap semua lini kegiatan.
 - Memberikan pengarahan kepada bawahan tentang tugas dan tanggung jawab masing-masing.
 - Mengadakan evaluasi secara berkala terhadap semua lini.
 - Mengadakan usulan kepada Direktur tentang peningkatan skill karyawan.
 - Mengadakan penilaian terhadap penanggung jawab semua lini.

6. **Manager Quality Control (QC)**
Manager Quality Control membawahi staff quality control (QC). Tugas Manager Quality Control adalah :
 - Menetapkan rencana mutu sesuai dengan standar yang berlaku.
 - Mengawasi pelaksanaan pengendalian mutu.
 - Mengkoordinasi program kalibrasi peralatan inspeksi, ukur, dan uji.
 - Memutuskan suatu produk siap untuk dikirim.
 - Mencatat semua hasil inspeksi dan pengujian bahan baku dalam dokumen.

7. **Manager Logistik**
Manager Logistik membawahi staff gudang bahan baku dan staff pembelian. Manager Logistik bertugas memberikan perintah kerja dan mengawasi langsung semua kegiatan yang berkaitan dengan pengadaan bahan baku tambahan

sesuai standar dan penyerahannya ke bagian produksi serta kegiatan penyimpanan bahan baku tambahan tersebut.

8. Manager Produksi & Maintenance

Manager Produksi & Maintenance membawahi staff Packing dan staff production & maintenance. Tugas manager Produksi & Maintenance adalah :

- Mengawasi pelaksanaan proses produksi.
- Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian yangterkait.
- Membuat laporan hasil produksi dan kesiapan mesin secara berkala.
- Mengevaluasisetiap bagian mengenai hasil pekerjaan, skill pekerja serta peningkatannya.
- Mengatur jadwal perbaikan / perawatan mesin produksi.
- Menyiapkan bahan yang dibutuhkan untuk proses pengemasan (plastic,lem, karton, benang jahit untuk karung, dsb)
- Mengevaluasi mutu dan jumlah hasil packing yang dikerjakan bawahan.

9. Manager Umum & Personalia

Manager Umum & Personalia berhubungan dengan karyawan-karyawan tidak tetap seperti Satuan Pengaman (Satpam). Tugas Manager Umum & Personalia adalah :

- Mengadakan pengecekan rekapan gaji atau upah untuk karyawan.
- Mengadakan pengecekan absensi dan lembur untuk karyawan.
- Mengadakan koordinasi dengan bagian produksi dalam hal meningkatkan kemampuan kerja dan disiplin kerja setiap karyawan.
- Melakukan teguran atau peringatan terhadap karyawan yangmelakukan pelanggaran.

- Melakukan pengecekan, pemeriksaan, atau perawatan secara periodik terhadap ruang kantor, ruang produksi, atau ruang kerja dalam hal kebersihan, kerapian, dan lain sebagainya.

10. Manager Administrasi & Keuangan

Manager Administrasi & Keuangan membawahi staff Accounting. Tugas Manager Administrasi & Keuangan adalah :

- Memeriksa laporan keuangan pabrik.
- Membuat laporan kas barang-barang yang ada di perusahaan secara periodik.
- Memeriksa laporan kas pabrik, apakah sudah sesuai dengan buktibukti yang sudah ada.
- Membukukan laporan sesuai dengan pos-pos masing-masing departemen.

11. Manager Pemasaran

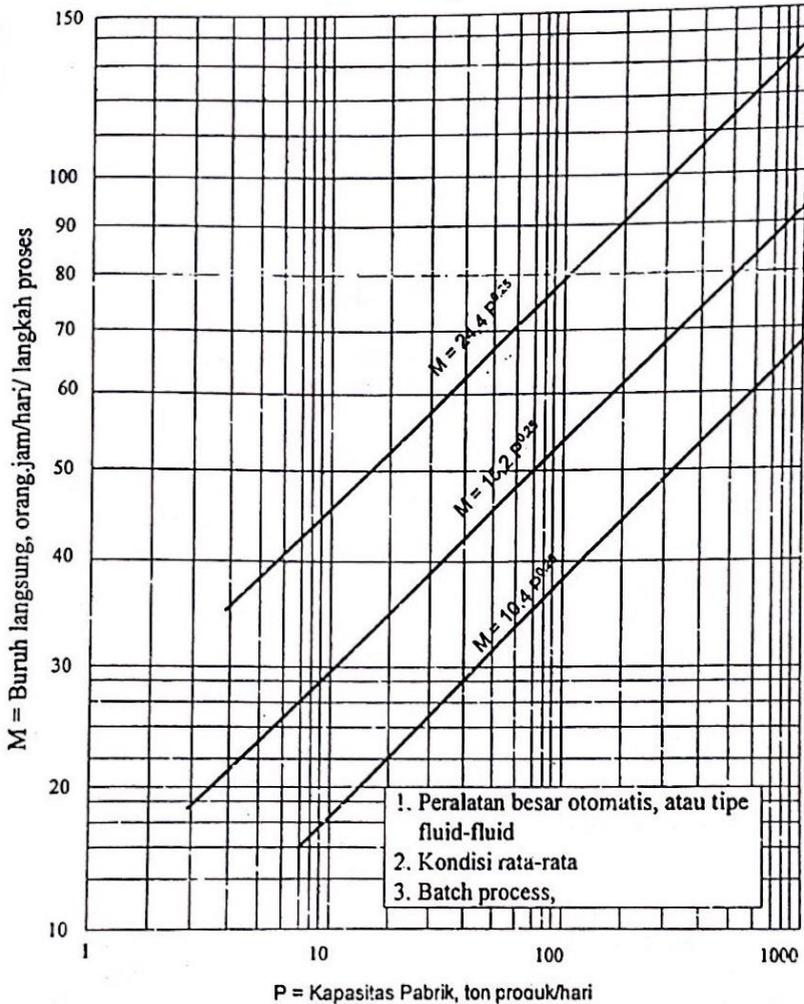
Manager Pemasaran membawahi staff pengiriman, staff gudang barang jadi dan sales. Tugas dari Manager Pemasaran adalah :

- Mengontrol laporan stok *Ethylene* jadi supaya terjadi keseimbangan jumlah dari jenis *Ethylene* jadi yang disiapkan untuk dipasarkan.
- Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian terkait.
- Mengadakan evaluasi kerja pada tiap bagian yang terkait mengenai pelaksanaan pekerja.
- Mengadakan evaluasi terhadap skill pekerja dalam lingkungan Departemen Pemasaran untuk meningkatkan intensitas pemasaran.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi *Ethylene* diuraikan sebagai berikut :

1. Penentuan Jumlah Karyawan Operasional
Jumlah karyawan operasional yang dibutuhkan untuk proses produksi *Ethylene* sebagai berikut :
Kapasitas produksi = 311930 ton/tahun
= 945,24 ton/hari



Gambar VI. 2 Grafik Penentuan Kebutuhan Pekerja Operator untuk Industri Kimia

Diketahui bahwa untuk *average condition* dengan kapasitas produksi satu hari berkisar 945,24 ton/hari, maka dari

Kusnarjo,2010 diperoleh 90 karyawan.jam/unit proses/hari sehingga untuk 3 tahapan proses jumlah karyawan yang dibutuhkan sebanyak 270 karyawan.jam/hari.

Maka dapat ditetapkan jumlah karyawan sebanyak

$$\begin{aligned}
 &= 90 \quad \times \quad 3 \quad \text{unit proses} \\
 &= 269,5 \quad \text{karyawan.jam/hari} \\
 &= \frac{270 \text{ karyawan.jam}}{\text{hari}} \quad \times \quad \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} \quad \times \\
 &= 44,91 \text{ Karyawan}
 \end{aligned}$$

Apabila terdapat 4 regu untuk 3 shift/hari, maka jumlah karyawan :

$$\begin{aligned}
 &= 45 \text{ Karyawan} \times 4 \\
 &= \mathbf{180 \text{ Karyawan}}
 \end{aligned}$$

Tabel VI- 1 Daftar Kebutuhan Pekerja Pabrik *Ethylene*

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah
		(Rp)	
1	Dewan Komisaris	50.000.000	5
2	Direktur Utama	30.000.000	1
3	Dewan Direksi		
	a. Direktur Produksi	25.000.000	1
	b. Direktur Pemasaran	25.000.000	1
4.	<i>General Manager</i>	15.000.000	1
5.	<i>Manager</i>		
	a. <i>Quality Control</i>	12.500.000	1
	b. <i>Logistic</i>	12.500.000	1
	c. <i>Produksi & Maintenance</i>	12.500.000	1
	d. <i>ADM & Keuangan</i>	12.500.000	1

	e.Umum & Personalia	12.500.000	1
	f. Pemasaran	12.500.000	1
6.	Karyawan		
	a. Quality Control	4.000.000	32
	b. Gudang Bahan Baku	4.000.000	16
	c. Pembelian	4.000.000	16
	d. <i>Packing</i>	4.000.000	16
	e. <i>Prod & Maintenance</i>	4.000.000	36
	f. <i>Accounting</i>	4.000.000	16
	g. Pengiriman	4.000.000	16
	h. Gudang Barang Jadi	4.000.000	16
	i. Penjualan	4.000.000	16
Total Karyawan			180
7.	Dokter	7.000.000	3
8.	Perawat	4.500.000	6
9.	Sekuriti	3.200.000	9
10.	Supir	3.000.000	6
11.	<i>Cleaning service</i>	2.800.000	12
Total			227

Pabrik ini menggunakan basis 330 hari kerja pertahun dengan waktu 24 jam kerja perhari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan sistem *shift* karyawan dan sistem *day shift* karyawan.

a. Karyawan *Day Shift*

Karyawan ini tidak berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *day shift* adalah karyawan administrasi, sekretariat, perbekalan, gudang, dan lain-lain.

Jam kerja karyawan diatur sebagai berikut :

Senin – Jumat : 07.00 – 17.00
 Jam Istirahat Karyawan diatur sebagai berikut :
 Senin – Kamis : 12.00 – 13.00
 Jum'at : 11.0 – 13.00

Untuk hari Sabtu, Minggu dan hari besar merupakan hari libur.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *shift* adalah pekerja *supervisor*, *operator* dan *security*. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali perhari setiap 8 jam. Distribusinya diatur sebagai berikut :

Shift I : 07.00 - 15.00
 Shift II : 15.00 - 23.00
 Shift III: 23.00 – 07.00

Penggantian shift dilakukan sesuai aturan *International Labour Organization* yaitu sistem *metropolitan rota* atau biasa disebut 2-2-2 (dalam 1 minggu dilakukan 2 hari shift malam, 2 hari shift pagi, 2 hari shift siang, 1 hari libur), sehingga untuk 3 shift dibutuhkan 4 regu dengan 1 regu libur. Sistem ini dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel VI- 2 Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2

Hari	1	2	3	4	5	6	7
Shift							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D
III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

VI.1.4 Status Karyawan dan Pengupahan

a. **Karyawan Tetap**

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. **Karyawan Harian**

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. **Pekerja Borongan**

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya : tenaga shut down, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

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 ini meliputi :

1. Air

Air pada pabrik ini berfungsi sebagai sanitasi dan air proses.

2. Steam

Steam digunakan untuk keperluan katalis cracking, energi penggerak kompresor, pemanas reboiler dan media pemanas aliran.

3. Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan. Kebutuhan listrik untuk proses pabrik ini berasal dari kebutuhan listrik peralatan seperti pompa dan

lainnya. Pemenuhan kebutuhan listrik melalui penyedia listrik PLN Cilegon.

4. Bahan bakar

Pada pabrik *Ethylene* ini menggunakan bahan bakar digunakan untuk keperluan operasi seperti Furnace.

5. Penanganan limbah

Penanganan limbah digunakan untuk mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan sekitar pabrik.

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 laut perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik *Ethylene* ini digunakan untuk kepentingan :

- 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. Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra sedimentasi, bak koagulasi, dan flokulasi, tangki tawas, tangki $\text{Ca}(\text{OH})_2$, bak pengendap, bak penampung, pompa *sand filter*, tangki sand filter, bak penampung air bersih, bak penampung air sanitasi, tangki desinfektan, dan pompa air untuk sanitasi. 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 :

- pH = 6,5 - 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO₄, Hg, Cu dan sebagainya
- c. Syarat bakteriologi :
- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri *E. coli* kurang dari 1/ 100 ml

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Steam dihasilkan dari proses pemanasan air melalui boiler. Kebutuhan steam digunakan sebagai pemanas di preheater dan media yang men-deaktivasi katalis.

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik *Ethylene* ini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut:

- Untuk proses produksi diambil dari PLN dan generator jika sewaktu-waktu ada gangguan listrik dari PLN.
- Untuk penerangan pabrik dan kantor, diambil dari generator.

VI.2.4 Unit Bahan Bakar

Unit ini bertugas untuk menyediakan bahan bakar baik untuk boiler serta alat – alat yang membutuhkan bahan bakar lainnya. Bahan bakar yang digunakan yaitu batu bara dan bahan bakar minyak.

VI.2.5 Unit Penanganan Limbah

Bagian ini mempunyai tugas antara lain mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan di sekitar area pabrik. Pengelolaan dan pemantauan kualitas lingkungan sesuai dengan standar dan ketentuan perundangan yang berlaku. Pengelolaan bahan berbahaya dan beracun, mencakup: pengangkutan, penyimpanan, pengoperasian, dan pemusnahan. Pengelolaan *house keeping* dan penghijauan di dalam dan sekitar area pabrik.

VI.3 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Oleh karena itu pada Pra Desain Pabrik *Ethylene* dari Naptha dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay Out Time / POT*)
3. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

VI.3.1 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada pabrik ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik ini terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas /kinerja keuangan. Detail perhitungan dapat dilihat pada appendix D. Berikut ini adalah ketentuan maupun parameter yang digunakan untuk perhitungan ekonomi.

Tabel VI- 3 Parameter Perhitungan Ekonomi

PARAMETER	Nilai	Keterangan
Investasi Total	6.762.658.591.247	Rupiah
Pajak pendapatan	30%	/tahun
Inflasi	2,72%	/tahun
Depresiasi	10%	/tahun
IRR	23,2%	/tahun
Nama Produk	Harga (Rp)	Keterangan
<i>Ethylene</i>	15.429.266	/ton
OPERASI		
<i>Ethylene</i>	311.930	ton/tahun

Hari Operasi	330	Hari
Modal Sendiri (60 %)	4.057.595.154.748	Rupiah
Modal Pinjam (40 %)	2.705.063.436.499	Rupiah

VI.3.2 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

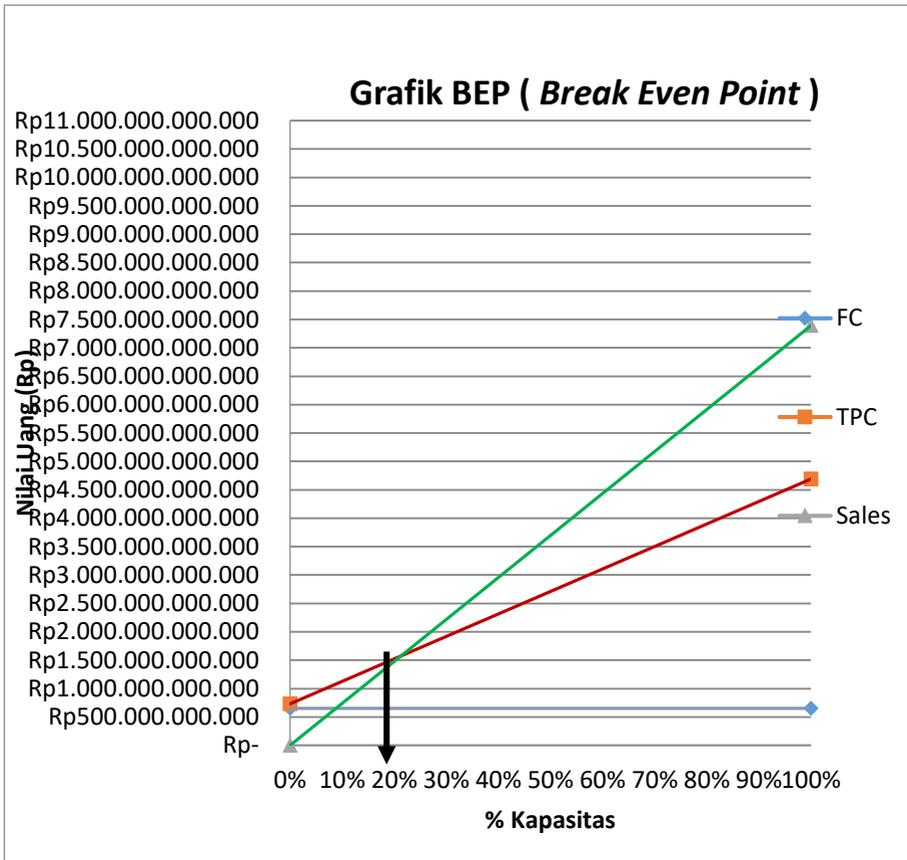
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 23,2\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $9,95\%$ per tahun. Dengan harga $i = 23,2\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman $9,95\%$ per tahun.

VI.3.3 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Payout Period / POT*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal adalah $9,24$ tahun dengan perkiraan usia pabrik 10 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

VI.3.4 Analisa Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan Biaya variabel (VC), Biaya semi variabel (SVC) dan biaya tetap tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = $21,29\%$.



Gambar VI. 3 Grafik Break Even Point

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik. 2019. Tabel Dinamis Subjek Ekspor-Impor. <https://www.bps.go.id/subject/8/ekspor-impor.html#subjekViewTab6>. Diakses pada tanggal 10 Maret 2020, pukul 15.00 WIB.
- Bank Indonesia, Administrator. 2019. *Stabilitas Sistem keuangan*. <http://www.bi.go.id/id/moneter/inflasi/data/Default.aspx>. Diakses pada tanggal, 20 Juli 2020, pukul 17.00 WIB.
- Brownell, L. E. & Young, E. H., 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.
- Coulson, JM, and Richardson, JF, 1957. *Chemical Engineering*. Volume 6, John Willey and Sons, Inc.,
- Ulrich, Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. John Wiley and Sons Inc.
- Geankoplis, Christie J. 2003. *Transport Processes and Separation Process Principles. United States of America*: Prentice Hall
- Himmelblau, D.M. 1989. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. Texas: Prentice-Hall International, Inc.
- Kern, D. Q., 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo: International Edition, McGraw-Hill Book.
- Kusnarjo, 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya : ITSpress
- Kusnarjo, 2010. *Desain Pabrik Kimia*. Surabaya : ITSpress

- Kusnarjo, 2010. *Ekonomi Teknik*. Surabaya : ITSpress
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Vol I, II, III, Gulf Publishing Company Inc., Houston
- Matche. Equipment Cost. [http:// www.matche.com](http://www.matche.com). Diakses pada tanggal 20 Juni 2020, pukul 18.00 WIB.
- McCabe, W. L. & Smith, J. C., 1985. *Unit Operation of Chemical Engineering*. Singapore: McGraw-Hill International Book Company.
- Perry R.H. 1998. *Perry's Chemical Engineers Handbook* 7th Edition. United States of America: McGraw-Hill.
- Perry R.H. 2008. *Perry's Chemical Engineers Handbook* 8th Edition. United States of America: McGraw-Hill.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- Seader, J.D. and Henley, E.J. 1998. *Separation Process Principles*. New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Smith, R., 1955. *Chemical Process Design*. Singapore: McGraw Hill International Book Company.
- Stichlmair J., Bravo J.L., and Fair J. R. 1988. *General Model for Prediction of Pressure Drop and Capacity of Countercurrent Gas/Liquid Packed Columns*. Vol. 3. Gas Separation & Purification
- Van Ness, S. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. Singapore : Mc Graw Hill.