



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803
PRA-DESAIN PABRIK *ETHYLENE*
DARI *LOW RANK COAL***

Disusun Oleh :

Yohanes Aryanto Hadi

NRP. 02211140000148

Fikri Hakim

NRP. 02211140000161

Dosen Pembimbing :

Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D

NIP. 1981 07 13 2005 01 1001

Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc

NIP. 1951 08 04 1974 12 1001

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**



**FINAL PROJECT – TK184803
PRELIMINARY ETHYLENE PLANT DESIGN
FROM LOW RANK COAL**

Proposed by:

Yohanes Aryanto Hadi

NRP. 02211140000148

Fikri Hakim

NRP. 02211140000161

Advisor :

Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D

NIP. 1981 07 13 2005 01 1001

Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc

NIP. 1951 08 04 1974 12 1001

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**

LEMBAR PENGESAHAN



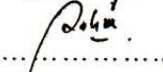


PRA DESAIN PABRIK *ETHYLENE* DARI *LOW RANK COAL*

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

Oleh :

Yohanes Aryanto Hadi **NRP. 02211140000 148**
Fikri Hakim **NRP. 02211140000 161**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

1. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D.
(Pembimbing I) 
2. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.
(Pembimbing II) 
3. Dr. Yeni Rahmawati S.T., M.T.
(Penguji I) 
4. Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA
(Penguji II) 
5. Dr. Ir. Sri Rahmania Juliastuti, M.Eng.
(Punguji III) 



INTISARI

Ethylene atau etena (rumus kimia C_2H_4 atau $H_2C=CH_2$) merupakan salah satu mata rantai penting dalam industri petrokimia dan merupakan bahan baku terbesar yang digunakan industri petrokimia. Menurut Riset Pasar dan Tren Harga Industri Petrokimia, kebutuhan *ethylene* di Indonesia mengalami defisit sebesar 1200 KTPA (Kilo Tonnes Per Annum) Ton pada tahun 2021.

Ethylene dapat diproduksi dari metana CH_4 yang dapat dihasilkan dari konversi batubara menjadi produk gas dengan menggunakan proses gasifikasi. Pemilihan penggunaan batubara sebagai bahan baku pembuatan *Ethylene* disebabkan karena besarnya potensi sumber daya batubara di Indonesia (64% kadar kalori sedang, 30% kalori rendah, dan sisanya sebanyak 1% kalori tinggi dan kalori sangat). Untuk memanfaatkan sumber daya yang melimpah ini, pengembangan industri kimia dasar berbasis batubara memiliki prioritas tinggi untuk dikembangkan sehingga dapat meningkatkan nilai jual batubara. Selama ini batubara di Indonesia hanya digunakan sebagai bahan baku pembangkit listrik (*end user*).

Proses pembuatan *Ethylene* dari batubara terdiri dari tiga subsistem, yakni gasifikasi, pembentukan SNG (*Substitute Natural Gas*) yang kaya akan CH_4 , dan terakhir proses pembentukan *ethylene*. Untuk subsistem gasifikasi, proses *High Temperature Winkler* (HTW) dipilih berdasarkan jenis batubara (*low rank/lignite*) dan suhu *ash softening* (tinggi). Untuk subsistem pembentukan SNG, lisensor TREMP-Topsoe dipilih berdasarkan efisiensi energi dan faktor ekonomi. Terakhir, untuk subsistem pembentukan *ethylene* dipilih proses *Oxidative Coupling of Methane* (OCM), karena OCM merupakan satu-satunya proses yang sesuai dengan umpan yang masuk kedalam subsistem *ethylene* berupa SNG.

Proses diawali dari persiapan bahan baku batubara kualitas rendah (*low rank*). Agar sesuai dengan spesifikasi

gasifier, perlu dilakukan *pre-treatment* pada batubara. *Pre-treatment* ini meliputi penghancuran dan penghalusan batubara, *menurunkan moisture content*, dan menaikkan tekanan batubara untuk menyesuaikan dengan tekanan operasi gasifier. Di gasifier terjadi berbagai macam reaksi yang dibagi tiga zona (secara berurutan), yakni zona devolatilisasi, zona pembakaran, dan zona gasifikasi.

Gas sintesis (*syngas*) hasil gasifikasi batubara di gasifier kemudian dilakukan *treatment* yang bertujuan untuk menyesuaikan spesifikasi umpan (*feed*), meliputi menghilangkan *ash* yang tersisa, penghilangan H_2S , dan mengendalikan kadar CO_2 sebelum dibawa ke Metanator. Hasil dari Metanator adalah berupa SNG (*Substitute Natural Gas*) yang kemudian di *treatment*, yakni pengendalian jumlah H_2O dalam umpan dan penyesuaian suhu umpan sebelum diproses reaktor OCM. Hasil dari reaktor OCM adalah terbentuknya *ethylene* (fase gas) dari metana yang terkandung di SNG. Proses selanjutnya, gas mengandung *ethylene* ini didinginkan di *chilling train* dan disuling untuk memisahkan metana, etana, *ethylene*, dan zat pengotor lain tersisa yang tidak ikut bereaksi. *Ethylene* menjadi produk utama, sementara metana dan etana akan menjadi produk sampingan.

Pabrik *ethylene* ini direncanakan dibangun mulai pada tahun 2020 di Kabupaten Banyuasin, Sumatera Selatan, Indonesia dan direncanakan selesai pada tahun 2022. Daerah Banyuasin dipilih karena lokasi yang dekat dengan bahan baku dan dekat dengan lokasi pasar penjualan *ethylene*. Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 330 hari per tahun operasi dengan perencanaan sebagai berikut:

- a. Kapasitas Produksi : 850 KTPA (Kilo Ton Per
Ethylene Tahun) dengan kadar 99,91%
massa
- b. Jumlah tenaga kerja : 171 orang
- c. Kebutuhan Bahan Baku : 11880 KTPA (Kilo Ton Per
Tahun)

- d. Produk Sampingan : 1. 94,998 ton/jam metana dengan kadar 84,63% massa
2. 19,199 ton/jam etana dengan kadar 97,18% massa

Pabrik *ethylene* akan dibangun dengan menggunakan sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 60% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 40% biaya investasi dengan bunga sebesar 12% per tahun. Dari analisa perhitungan ekonomi didapatkan hasil sebagai berikut:

- a. Total Investasi : Rp2.040.064.570.522,66
b. *Internal Rate of Return* (IRR) : 51%
c. *Pay Out Time* (POT) : 1,19 tahun
d. *Break Even Point* (BEP) : 63%

Dari ketiga parameter sensitifitas yaitu fluktuasi biaya investasi, harga bahan baku, dan harga jual produk, terlihat bahwa ketiganya tidak memberikan pengaruh yang cukup signifikan terhadap kenaikan atau penurunan nilai IRR pabrik. Sehingga pabrik *ethylene* ini layak didirikan.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kami panjatkan ke hadirat Allah Yang Maha Kuasa atas segala rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Pra Desain Pabrik yang berjudul

“ETHYLENE DARI LOW RANK COAL”

Tugas Pra Desain Pabrik ini merupakan salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Dalam pelaksanaan Tugas Pra Desain Pabrik serta penyusunan laporan ini, penyusun menyadari bahwa tidak mudah untuk menyelesaikannya karena keterbatasan pengetahuan yang dimiliki oleh penyusun sehingga melibatkan berbagai pihak baik secara langsung maupun tidak langsung dalam membantu dan membimbing penyusun sampai Tugas Pra Desain Pabrik ini dapat diselesaikan. Oleh karena itu pada kesempatan ini kami ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Juwari, ST, M.Eng selaku Ketua Departemen Teknik Kimia, FTI, ITS.
2. Bapak Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Teknik Kimia, Departemen Teknik Kimia FTI-ITS atas bimbingan, saran, dan motivasi yang diberikan.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir dan sekaligus selaku Kepala Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Teknik Kimia, Departemen Teknik Kimia FTI-ITS atas bimbingan, saran, dan motivasi yang diberikan.
4. Bapak dan Ibu Dosen Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya yang telah memberikan ilmu dan berkenan untuk meluangkan waktu dalam membimbing penyusun.

5. Seluruh civitas akademika Departemen Teknik Kimia FTI-ITS yang telah memberikan dukungan moral kepada penyusun.
6. Kedua orang tua serta saudara-saudara kami atas doa, bimbingan, perhatian, pengertian, serta kasih sayang yang diberikan tiada henti selama ini.
7. Rekan-rekan Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa Departemen Teknik Kimia FTI-ITS atas semua dukungan, semangat, inspirasi, serta kerjasamanya.
8. Semua pihak yang turut membantu namun tidak dapat kami sebutkan satu persatu.

Kami menyadari bahwa Tugas Pra Desain Pabrik ini masih jauh dari kata sempurna dan terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu, kami mengharapkan kritik dan saran yang konstruktif sehingga laporan ini dapat diperbaiki dan menjadi lebih baik di kemudian hari. Besar harapan kami, semoga laporan Tugas Pra Desain Pabrik ini dapat bermanfaat bagi pembaca dan semua pihak.

Surabaya, 31 Januari 2019

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	
INTISARI.....	i
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR TABEL.....	vi
DAFTAR GAMBAR	ix
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1. Kapasitas.....	II-1
II.2. Lokasi	I-3
II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk	I-4
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES (PFD)	II-1
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	IV-1
IV.1 Neraca Massa	II-15
IV.2 Neraca Energi.....	II-16
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN.....	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR GAMBAR	ix
APPENDIKS A PEHITUNGAN NERACA MASSA	A-1
APPENDIKS B PEHITUNGAN NERACA ENERGI	B-1
APPENDIKS C PEHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT	C-1
APPENDIKS D PEHITUNGAN ANALISA EKONOMI	D-1

DAFTAR TABEL

Tabel II.1 Pabrik plastik berbahan baku <i>Ethylene</i> di Indonesia	II-1
Tabel II.2 Kondisi Industri <i>Ethylene</i> di Indonesia Tahun 2013-2017	II-2
Tabel II.3 Ketersediaan Batubara di Indonesia pada tahun 2012-2016.....	II-5
Tabel II.4 Ketersediaan Sumber Daya dan Cadangan Batubara berdasarkan Provinsi	II-5
Tabel II.5 Penilaian dari Alternatif Lokasi Pabrik	II-12
Tabel II.6 Spesifikasi Bahan Baku Batubara	II-14
Tabel III.1 Perbandingan Lisensor untuk Subsistem Gasifikasi Batubara	III-6
Tabel III.2 Perbandingan Lisensor untuk Subsistem Proses Pembentukan SNG	III-10
Tabel III.3 Perbandingan Proses untuk Subsistem Proses Pembentukan Etilen.....	III-15
Tabel III.4 Kondisi Operasi <i>Heat Exchanger Series</i>	III-21
Tabel IV.1 Kandungan Air, Ash, dan Batubara dalam <i>Low Rank Coal</i>	IV-1
Tabel IV.2 Berat Molekul Masing-Masing Komponen ..	IV-2
Tabel IV.3 Konstanta A, B, C, D, E, dan F dari persamaan Antoine	IV-2
Tabel IV.4 Neraca Massa Proses Pre-Treatment Batubara ..	IV-3
Tabel IV.5 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (B-110)	IV-5
Tabel IV.6 Hasil Perhitungan Neraca Massa Reaktor Gasifier (R-120)	IV-5
Tabel IV.7 Hasil Perhitungan Neraca Massa <i>Cyclone</i> (H-122)	IV-6
Tabel IV.8 Neraca Massa <i>Ceramic Candle Filter</i> (H-133) ..	IV-8
Tabel IV.9 Neraca Massa <i>Water Gas Shift Reactor</i> (R-140) ..	IV-9
Tabel IV.10 Neraca Massa Reaktor COS <i>Hydrolizer</i> ..	IV-10

Tabel IV.11 Neraca Massa <i>Desulphurizer Tank</i>	IV-12
Tabel IV.12 Neraca Massa <i>Caustic Wash Tower</i>	IV-13
Tabel IV.13 Neraca Massa Metanator I (R-210)	IV-14
Tabel IV.14 Neraca Massa Pada <i>Tee Point</i>	IV-15
Tabel IV.15 Neraca Massa Pada <i>Mixing Point</i>	IV-16
Tabel IV.16 Neraca Massa Metanator II (R-220)	IV-18
Tabel IV.17 Neraca Massa Metanator III (R-230)	IV-19
Tabel IV.18 Neraca Massa Metanator IV (R-240)	IV-20
Tabel IV.19 Neraca Massa <i>Flash Drum</i> (H-242)	IV-22
Tabel IV.20 Neraca Massa Reaktor OCM (R-310)	IV-23
Tabel IV.21 Neraca Massa <i>Quench Tower</i> (Q-343)	IV-25
Tabel IV.22 Neraca Massa <i>Gas Charged Dryer</i> (B-314 A-D)	IV-26
Tabel IV.23 Neraca Massa Demetanizer (D-320)	IV-28
Tabel IV.24 Neraca Massa Condensor (E-321)	IV-29
Tabel IV.25 Neraca Massa Pompa (F-323)	IV-29
Tabel IV.26 Neraca Massa Akumulator (F-322)	IV-30
Tabel IV.27 Neraca Massa <i>Tee Point Demethanizer</i> ..	IV-31
Tabel IV.28 Neraca Massa <i>Reboiler Demethanizer</i> (E-324) IV- 32	
Tabel IV.29 Neraca Massa <i>Ethylene Fractinator</i> I (D-330)IV-33	
Tabel IV.30 Neraca Massa <i>Condensor Ethylene Fractionator</i> I (E-331)	IV-34
Tabel IV.31 Neraca Massa Akumulator <i>Ethylene Fractionator</i> I (F-332)	IV-35
Tabel IV.32 Neraca Massa Pompa <i>Ethylene Fractionator</i> I (F- 333)	IV-36
Tabel IV.33 Neraca Massa <i>Tee Point Ethylene Fractionator</i> I	IV-36
Tabel IV.34 Neraca Massa <i>Reboiler Ethylene Fractionator</i> I (E- 334).....	IV-37

Tabel IV.35 Neraca Massa <i>Ethylene Fractionator</i> II (D-340)	IV-38
Tabel IV.36 Neraca Massa <i>Condensor Ethylene Fractionator</i> II (E-341)	IV-39
Tabel IV.37 Neraca Massa Akumulator <i>Ethylene Fractionator</i> II (F-342)	IV-40
Tabel IV.38 Neraca Massa Pompa <i>Ethylene Fractionator</i> II (F-343)	IV-41
Tabel IV.39 Neraca Massa <i>Tee Point Ethylene Fractionator</i> II	IV-41
Tabel IV.40 Neraca Massa <i>Reboiler Ethylene Fractionator</i> II (E-324)	IV-42
Tabel IV.41 Neraca Massa Mixing Point Tangki Metana	IV-43
Tabel IV.42 Neraca Energi <i>Rotary Dryer</i> (B-110) ...	IV-59
Tabel IV.43 Neraca Energi Gasifier (R-120)	IV-60
Tabel IV.44 Neraca Energi <i>Water Tube Cooler</i> (E-131)	IV-61
Tabel IV.45 Neraca Energi <i>Fire Tube Cooler</i> (E-132)	IV-62
Tabel IV.46 Neraca Energi <i>Water Gas Shift Reactor</i> (R-140)	IV-63
Tabel IV.47 Neraca Energi <i>Water Gas Shift Cooler</i> (E-141)	IV-64
Tabel IV.48 Neraca Energi COS Hydrolizer (R-150)	IV-65
Tabel IV.49 Neraca Energi Desulphurizer Pre-heater (E-151)	IV-66
Tabel IV.50 Neraca Energi Desulphurizer Tank (B-152 A-B)	IV-68
Tabel IV.51 Neraca <i>Desulphurizer Cooler</i> (E-153) .	IV-69
Tabel IV.52 Neraca Energi <i>Caustic Wash Tower</i> (B-160)	IV-70
Tabel IV.53 Neraca Energi Kompresor Metanator (G-163)	IV-71

Tabel IV.54 Neraca Energi Pre-Heater Metanator (E-164)	IV-72
Tabel IV.55 Neraca Energi Metanator I (R-210)	IV-73
Tabel IV.56 Neraca Energi <i>Cooler</i> Metanator I (E-211)	IV-74
Tabel IV.57 Neraca Energi Metanator II (R-220)	IV-75
Tabel IV.58 Neraca Energi <i>Cooler</i> Metanator II (E-221)	IV-76
Tabel IV.59 Neraca Energi Metanator III (R-230)	IV-77
Tabel IV.60 Neraca Energi <i>Cooler</i> Metanator III (E-231)	IV-78
Tabel IV.61 Neraca Energi Metanator IV (R-240)	IV-79
Tabel IV.62 Neraca Energi <i>Cooler</i> Metanator IV (E-241)	IV-80
Tabel IV.63 Neraca Energi <i>Furnace</i> (Q-243)	IV-81
Tabel IV.64 Neraca Energi Reaktor OCM (R-310)	IV-83
Tabel IV.65 Neraca Energi <i>Cooler</i> OCM I (E-311)	IV-84
Tabel IV.66 Neraca Energi <i>Cooler</i> OCM II (E-312)	IV-85
Tabel IV.67 Neraca Energi <i>Quench Tower</i> (P-313)	IV-86
Tabel IV.68 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 A)	IV-87
Tabel IV.69 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 H)	IV-88
Tabel IV.70 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 B)	IV-89
Tabel IV.71 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 I)	IV-90
Tabel IV.72 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 C)	IV-91
Tabel IV.73 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 J)	IV-92
Tabel IV.74 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 D)	IV-93
Tabel IV.75 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 K)	IV-94
Tabel IV.76 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 E)	IV-95
Tabel IV.77 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 L)	IV-96
Tabel IV.78 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 F)	IV-97
Tabel IV.79 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 M)	IV-98
Tabel IV.80 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 G)	IV-99
Tabel IV.81 Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315 N)	IV-100
Tabel IV.82 Neraca Energi Kondensator (E-321)	IV-100
Tabel IV.83 Neraca Energi Reboiler (E-324)	IV-101

Tabel IV.84 Neraca Energi Akumulator (F-322)	IV-101
Tabel IV.85 Neraca Energi <i>Tee Point</i>	IV-102
Tabel IV.86 Neraca Energi Overall Sistem <i>Demethanizer</i>	IV-102
Tabel IV.87 Neraca Energi Kondensor (E-331)	IV-102
Tabel IV.88 Neraca Energi Reboiler (E-334)	IV-103
Tabel IV.89 Neraca Energi Akumulator (F-332)	IV-103
Tabel IV.90 Neraca Energi <i>Tee Point</i>	IV-103
Tabel IV.91 Neraca Energi Overall Sistem <i>Ethylene Fracitonorator I</i>	IV-104
Tabel IV.92 Neraca Energi Kondensor (E-341)	IV-104
Tabel IV.93 Neraca Energi Reboiler (E-344)	IV-105
Tabel IV.94 Neraca Energi Akumulator	IV-106
Tabel IV.95 Neraca Energi <i>Tee Point</i>	IV-107
Tabel V.1 Feedstock Open Yard (F-111)	V-1
Tabel V.2 Belt Conveyor (J-112)	V-1
Tabel V.3 Bucket Elevator (J-113)	V-2
Tabel V.4 Hammer Mill (C-114)	V-2
Tabel V.5 Screen (H-114)	V-2
Tabel V.6 Screw Conveyor (J-117A)	V-3
Tabel V.7 Bin Pulverized Coal (F-118)	V-3
Tabel V.8 Screw Conveyor (J-116B)	V-4
Tabel V.9 Screw Conveyor (J-116C)	V-4
Tabel V.10 Lock Hopper (B-121)	V-5
Tabel V.11 Gasifier (R-120)	V-5
Tabel V.12 Slag Crew Conveyor (J-123)	V-6
Tabel V.13 Cyclone (B-122)	V-6
Tabel V.14 Water Tube Cooler (E-131)	V-7
Tabel V.15 Fire Tube Cooler (E-132)	V-7
Tabel V.16 Ceramic Candle Filter (H-113)	V-8
Tabel V.17 Ash Screw Conveyor (J-134)	V-8
Tabel V.18 Water Gas Shift Reactor (R-140)	V-9

Tabel V.19 <i>Water Gas Shift Cooler</i> (E-141)	V-9
Tabel V.20 <i>COS Hydrolizer</i> (R-150)	V-10
Tabel V.21 Desulphurizer Heater (E-151)	V-10
Tabel V.22 Desulphurizer Tank (B-152)	V-11
Tabel V.23 <i>Desulphurizer Cooler</i> (E-153)	V-12
Tabel V.24 <i>Caustic Wash Tower</i> (B-160)	V-12
Tabel V.25 <i>Kompresor Metanator</i> (G-161)	V-13
Tabel V.26 <i>Preheater Metanator</i> (E-164)	V-13
Tabel V.27 <i>Metanator I</i> (R-210)	V-14
Tabel V.28 <i>Cooler Metanator I</i> (E-211)	V-14
Tabel V.29 <i>Metanator II</i> (R-220)	V-15
Tabel V.30 <i>Cooler Metanator II</i> (E-22)	V-15
Tabel V.31 <i>Metanator III</i> (R-230)	V-16
Tabel V.32 <i>Cooler Metanator III</i> (E-231)	V-16
Tabel V.33 <i>Metanator IV</i> (R-240)	V-17
Tabel V.34 <i>Cooler Metanator IV</i> (E-241)	V-17
Tabel V.35 <i>Flash Drum</i> (H-242)	V-18
Tabel V.36 <i>Reactor OCM</i> (R-310)	V-19
Tabel V.37 <i>OCM Cooler I</i> (E-311)	V-19
Tabel V.38 <i>OCM Cooler II</i> (E-312)	V-20
Tabel V.39 <i>Quench Tower</i> (P-313)	V-20
Tabel V.40 <i>Gas Charged Dryer</i> (B-314)	V-21
Tabel V.41 Heat Exchanger (E-315 A-H)	V-21
Tabel V.42 <i>Heat Exchanger (E-315 B-I)</i>	V-22
Tabel V.43 <i>Heat Exchanger (E-315 C-J)</i>	V-22
Tabel V.44 <i>Heat Exchanger (E-315 D-K)</i>	V-23
Tabel V.45 <i>Heat Exchanger (E-315 E-L)</i>	V-24
Tabel V.46 <i>Heat Exchanger (E-315 F-M)</i>	V-24
Tabel V.47 <i>Heat Exchanger (E-315 G-N)</i>	V-25
Tabel V.48 <i>Demetanizer</i> (D-320)	V-26
Tabel V.49 <i>Kondensor</i> (E-321)	V-26
Tabel V.50 Akumulator Dematanizer (F-322)	V-27

Tabel V.51 Pompa (L-323)	V-27
Tabel V.52 Reboiler (E-324)	V-28
Tabel V.53 Ethylene Fractionator I (D-330).....	V-28
Tabel V.54 Kondensor (E-331)	V-29
Tabel V.55 Akumulator Ethylene Fractionator I (F-332)	V-30
Tabel V.56 Pompa (L-333)	V-30
Tabel V.57 Reboiler (E-334)	V-30
Tabel V.58 Ethylene Fractionator II (D-340).....	V-31
Tabel V.59 Kondensor (E-341)	V-32
Tabel V.60 Akumulator Ethylene Fractionator II (F-342)	V-32
Tabel V.61 Pompa (L-343)	V-33
Tabel V.62 Reboiler (E-344)	V-33
Tabel V.63 Ethylene Tank (F-345)	V-34
Tabel V.64 Ethane Tank (F-335)	V-34
Tabel V.65 Methane Tank (F-326)	V-34
Tabel V.66 Tangki NaOH (F-161)	V-35
Tabel V.67 Pompa NaOH (L-162)	V-35

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1 Presentasi Penggunaan <i>Ethylene</i> Menjadi Turunannya	II-1
Gambar II.2 Trend Kebutuhan Etilen di Indonesia	II-4
Gambar II.3 Trend Produksi Riil Etilen di Indonesia	II-4
Gambar II.4 Peta Lokasi Kawasan Ekonomi Khusus Tanjung Api-Api, Sumatera Selatan.....	II-6
Gambar II.5 Peta Lokasi Kawasan Ekonomi Khusus Maloy, Kalimantan Timur	II-6
Gambar II.6 Indeks Pergeseran Tanah di Sumatera Selatan	II-8
Gambar II.7 Indeks Pergeseran Tanah di Kalimantan Timur	II-9
Gambar II.8 Ketersediaan Layanan Komunikasi di Kalimantan Timur	II-11
Gambar II.9 Ketersediaan Layanan Komunikasi di Sumatera Selatan	II-12
Gambar II.10 Klasifikasi Batubara menurut ASTM (1981)	II-13
Gambar III.1 Proses Konversi Batubara menjadi Etilen .	III-1
Gambar III.2 Gasifikasi Batubara dengan Lisensor PREFLO-PSG.....	III-2
Gambar III.3 Gasifikasi Batubara dengan Lisensor PREFLO-PDQ.....	III-3
Gambar III.4 Gasifikasi Batubara dengan Lisensor <i>High Temperature Winkler</i>	III-5
Gambar III.5 Proses Metanasi <i>Syngas</i> Menjadi SNG Proses Lurgi	III-7
Gambar III.6 Proses Metanasi <i>Syngas</i> Menjadi SNG Proses TREMP Topsoe	III-8
Gambar III.7 Proses Metanasi <i>Syngas</i> Menjadi SNG Bi-Gas Project.....	III-9
Gambar III.8 Skema Produksi Etilen dengan Proses Dehidrasi Etanol	III-11

Gambar III.9 Skema Produksi Etilen dengan Proses <i>Thermal Cracking</i>	III-13
Gambar III.10 Skema Produksi Etilen dengan Proses <i>Oxidative Coupling of Methane</i>	III-14
.....	III-14
Gambar III.11 <i>Technology Decision Tree</i> untuk Menentukan Lisensi Proses Gasifikasi.....	III-16
Gambar IV.1 Gambar <i>Pre-Treatment Coal</i>	IV-3
Gambar IV.2 Gambar <i>Rotary Dryer</i> (B-110)	IV-4
Gambar IV.3 Gambar <i>Gasifier Reactor</i> (R-120).....	IV-4
Gambar IV.4 Gambar <i>Cyclone</i> (H-122)	IV-4
Gambar IV.5 <i>Water Tube Cooler</i> (E-131)	IV-6
Gambar IV.6 <i>Fire Tube Cooler</i> (E-132)	IV-6
Gambar IV.7 <i>Ceramic Candle Filter</i> (H-133)	IV-7
Gambar IV.8 Gambar <i>Water Gas Shift Reactor</i> (R-140)	IV-8
Gambar IV.9 Gambar <i>Water Gas Shift Cooler</i> (E-141)	IV-10
Gambar IV.10 Gambar Reaktor COS <i>Hydrolizer</i>	IV-10
Gambar IV.11 <i>Desulphurizer Pre-Heater</i> (E-151)	IV-11
Gambar IV.12 Gambar <i>Desulphurizer Tank</i> (B-152 A-B)	IV-11
Gambar IV.13 Gambar <i>Desulphurizer Cooler</i> (E-153)	IV-11
Gambar IV.14 Gambar <i>Caustic Wash Tower</i> (B-160)	IV-12
Gambar IV.15 Gambar Kompresor (G-163).....	IV-13
Gambar IV.16 <i>Pre-Heater</i> Metanator I (E-164).....	IV-14
Gambar IV.17 Gambar Sistem Metanator I (<i>Mixing Point I</i> , R-210, E-211, dan <i>Tee Point</i>)	IV-14
Gambar IV.18 Gambar Metanator II (R-220)	IV-17
Gambar IV.19 Gambar Metanator II Cooler (E-221)	IV-19
Gambar IV.20 Gambar Metanator III (R-230)	IV-19
Gambar IV.21 Gambar Metanator III Cooler (E-231)	IV-19
Gambar IV.22 Gambar Metanator IV (R-240)	IV-20
Gambar IV.23 Gambar Metanator IV Cooler (E-241)	IV-20

Gambar IV.24	Gambar <i>Flash Drum</i> (H-242)	IV-21
Gambar IV.25	Gambar <i>Furnace</i> (Q-243)	IV-21
Gambar IV.26	Gambar <i>Oxidative Coupling Methane Reactor</i> (OCM) (R-310)	IV-22
Gambar IV.27	Gambar OCM Cooler I (E-311)	IV-23
Gambar IV.28	Gambar OCM Cooler II (E-312)	IV-24
Gambar IV.29	Gambar <i>Quench Tower</i> (P-313)	IV-25
Gambar IV.30	Gambar <i>Gas Charged Dryer</i> (B-314 A-D)	IV-25
Gambar IV.31	Gambar <i>Chilling Train</i> (E-315 A-N) ...	IV-27
Gambar IV.32	Gambar <i>Demethanizer I System</i> (D-320, E-321, F-322, L-323, E-324)	IV-27
Gambar IV.33	Gambar <i>Ethylene Fractionator I System</i> (D-330, E-331, F-332, E-333, L-334)	IV-31
Gambar IV.34	Gambar <i>Ethylene Fractionator II System</i> (D-340, E-341, F-342, L-343, E-344).....	IV-38
Gambar IV.35	Gambar Mixing Point to Tangki Metana	IV-43
Gambar IV.34	Gambar <i>Rotary Dryer</i> (B-110)	IV-45
Gambar IV.35	Gambar Gasifier (R-120)	IV-47
Gambar IV.36	Gambar <i>Water Tube Cooler</i> (E-131).	IV-49
Gambar IV.37	Gambar <i>Fire Tube Cooler</i> (E-132) ..	IV-51
Gambar IV.38	Gambar <i>Water Gas Shift Reactor</i> (R-140)	IV-53
Gambar IV.39	Gambar <i>Water Gas Shift Cooler</i> (R-140)	IV-55
Gambar IV.40	Gambar COS Hydrolizer (R-150)	IV-57
Gambar IV.41	Gambar <i>Desulphurizer Pre-Heater</i> (E-151) .	IV-59
Gambar IV.42	Gambar <i>Desulphurizer Tank</i> (B-152 A-B)	IV-61
Gambar IV.43	Gambar <i>Desulphurizer Cooler</i> (E-153)	IV-63

Gambar IV.44	Gambar <i>Caustic Wash Tower</i> (B-160)	IV-65
Gambar IV.45	Gambar Kompresor Metanator (G-163)	IV-67
Gambar IV.46	Gambar Pre-Heater Metanator (E-164)	IV-69
Gambar IV.47	Gambar Metanator I (R-210)	IV-71
Gambar IV.48	Gambar <i>Cooler</i> Metanator I (E-211) ..	IV-75
Gambar IV.49	Gambar Metanator II (R-220)	IV-78
Gambar IV.50	Gambar <i>Cooler</i> Metanator II (E-221)	IV-81
Gambar IV.51	Gambar Metanator III (R-230)	IV-85
Gambar IV.52	Gambar <i>Cooler</i> Metanator III (E-231)	IV-89
Gambar IV.53	Gambar Metanator IV (R-240)	IV-94
Gambar IV.54	Gambar <i>Cooler</i> Metanator IV (E-241)	IV-97
Gambar IV.55	Gambar <i>Furnace</i> (Q-243)	IV-100
Gambar IV.56	Gambar Reaktor OCM (R-310).....	IV-100
Gambar IV.57	Gambar <i>Cooler</i> OCM I (E-311)	IV-101
Gambar IV.58	Gambar <i>Cooler</i> OCM II (E-312)	IV-101
Gambar IV.59	Gambar <i>Quench Tower</i> (P-313)	IV-102
Gambar IV.60	Gambar Chilling Train Series (E-135 A-N)	IV-103
Gambar IV.61	<i>Demethanizer System</i> (D-320, E-321, F-322, E-324)	IV-104
Gambar IV.62	<i>Ethylene Fractionator I System</i> (D-330, E-331, F-332, E-334)	IV-105
Gambar IV.63	<i>Ethylene Fractionator II System</i> (D-340, E-341, F-342, E-344)	IV-107

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons.
- Geankoplis, C. 1993. *Transport Processes and Unit Operation 3rd Edition*. New Jersey: Prentice Hall.
- Himmelblau, D.M . 1989 . *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering, 5^{ed}*. Singapore: Prentice-Hall International,
- Kern. 1950. *Process Heat Transfer*. London: Mc. Graw-Hill.
- McCabe, Warren L., Smith, Julian C., Harriot, Peter. 2001. *Unit Operation of Chemical Engineering 6th Edition*. New York: McGraw-Hill Book.
- Perry, RH. 1997. *Chemical Engineer's Handbook 7th Edition International Edition*. Singapore: Mc. Graw-Hill.
- Peters, Max S., Timmerhaus, Klaus D., West, Ronald E. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th Edition*. Singapore: Mc. Graw-Hill.
- Seader, JD. dan Ernest J. Hanley. 2006. *Separation Process Principle: 2nd Edition*. New York: John Wiley and Sons.
- Ulrich, GD. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. New York: John Wiley and Sons.
- Van Ness, S. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. Singapore: Mc. Graw-Hill.

BAB I

LATAR BELAKANG

Indonesia merupakan negara dengan sumber daya alam yang melimpah. Sehingga banyak investor dalam negeri maupun luar negeri yang ingin menanamkan modal usaha dalam pengembangan industri di Indonesia. Hal ini tentu disambut baik oleh pemerintah Indonesia. Karena, dengan adanya pengembangan industri tersebut akan meningkatkan lapangan kerja sehingga mengurangi angka pengangguran di Indonesia, meningkatkan pendapatan nasional, mengurangi impor, dan lain-lain. Menurut Laporan Ditjen Industri Kimia, Tekstil, dan Aneka (2016), ada beberapa industri yang memiliki prioritas tinggi untuk dikembangkan diantaranya industri pangan; industri farmasi, kosmetik, dan alat kesehatan; industri tekstil, kulit, alas kaki dan aneka; industri alat transportasi; industri elektronika dan telematika (ICT); industri pembangkitan energi; industri barang modal, komponen, bahan penolong, dan jasa industri; industri hulu argo; industri logam dasar dan bahan galian bukan logam; dan terakhir industri kimia dasar berbasis migas dan batubara.

Potensi batubara dan migas di Indonesia hanya digunakan untuk pembangkit tenaga listrik (*End User*), bahan bakar transportasi seperti kereta dan kapal laut, bahan bakar *boiler* di industri, dan ekspor dengan nilai jual yang kecil. Oleh sebab itu, pengembangan industri kimia dasar berbasis migas dan batubara memiliki prioritas tinggi untuk dikembangkan sehingga dapat meningkatkan nilai jual batubara dan migas. Pengembangan industri kimia dasar berbasis migas dan batubara ini juga didukung oleh Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM). Dimana, kementerian ESDM tengah mendorong penggunaan batubara di dalam negeri dengan meningkatkan *Domestic Market Obligation* (DMO) rata-rata sebesar 8% per tahun. Dengan perkiraan produksi batubara 2015 hingga 2019 yang meningkat 1% per tahun, maka ekspor 2015-2019 direncanakan semakin berkurang dengan tingkat pengurangan

1,5% per tahun. Penggunaan batubara sebagai sumber energi juga merupakan salah satu capaian sasaran bauran energi (*energy mix*) nasional yang dicanangkan pemerintah, hal ini dikarenakan:

- a) Sumber daya batubara cukup melimpah
- b) Dapat digunakan langsung dalam bentuk padat, atau dikonversi menjadi gas (gasifikasi) dan cair
- c) Harga batubara kompetitif dibandingkan dengan energi lain
- d) Teknologi pemanfaatan batubara yang ramah lingkungan telah berkembang pesat, yang dikenal sebagai Teknologi Batubara Bersih (*Clean Coal Technology*)

Indonesia merupakan salah satu negara produsen batubara. Sebagaimana laporan dari Badan Geologi Kementerian ESDM yang dikeluarkan pada 2018 disebutkan bahwa potensi sumber daya batubara di Indonesia sebesar 161 miliar ton, sebanyak 120 miliar ton berupa tambang terbuka, sedangkan 41 miliar ton merupakan cadangan batubara yang berada didalam tanah. dimana, komposisi cadangan batubara di Indonesia dibagi berdasarkan kapasitas panasnya, terdiri dari 64 % batu bara dengan kadar kalori sedang/*Medium Rank Coal* (5.100 sampai 6.100 kal/gr), 30 % batu bara kalori rendah/*Low Rank Coal* (di bawah 5.100 kal/gr), dan sisanya sebanyak 6 % batu bara berkalori tinggi/*High Rank Coal*, yakni 6.100 sampai 7.100 kal/gr dan kalori sangat tinggi di atas 7.100 kal/gr. Dari potensi tambang batubara sebesar 161 miliar ton di Indonesia, 53 persen berada di pulau Sumatera dan hanya 47 persen berada di pulau Kalimantan. namun saat ini 92 persen eksplorasi dan eksploitasi batubara terdapat di wilayah Kalimantan, sedangkan di Sumatera hanya 8 persen.

Batubara dapat diolah dengan proses gasifikasi menjadi produk industri kimia dasar berbasis batubara dan migas pada jenis industri petrokimia hulu. Proses gasifikasi merupakan konversi batubara menjadi produk gas dalam sebuah reaktor di permukaan, dengan atau tanpa menggunakan pereaksi berupa udara, campuran udara/uap air (*steam*) atau campuran oksigen/uap air. Menurut Daulay (2014), produk gas dari proses gasifikasi batubara dapat diproses lebih lanjut untuk menjadi

berbagai produk akhir seperti *Synthetic Gas (Syngas)*, *Substitute Natural Gas (SNG)*, Etilen, *Ethanol*, Metanol, *petro-chemical*, urea dan listrik melalui teknologi *integrated gasification combined cycle (IGCC)* yang sangat ramah lingkungan. Salah satu produk olahan batubara yaitu etilen merupakan komoditas yang sangat dibutuhkan di Indonesia. Kebutuhan etilen mengalami defisit sebesar 636.000 Ton dan diperkirakan kebutuhan etilen akan terus meningkat (*Kemenprin, 2016*).

Etilen atau etena itu sendiri adalah senyawa organik dengan rumus kimia C_2H_4 atau $H_2C=CH_2$ adalah bahan baku terbesar yang digunakan industri petrokimia. Senyawa olefin ini digunakan untuk memproduksi plastik, resin, serat, dan lain-lain. Etilen merupakan olefin teringan, tidak berwarna, gas yang mudah terbakar dengan bau yang sedikit manis. Penggunaan etilen banyak digunakan dalam industri kimia dengan produk hasil akhir yang sangat beragam. Contoh dari hasil akhir produk dengan bahan baku etilen ini adalah plastik dan berbagai macam kemasan, isolasi kabel, kemasan industri dan pertanian, kain tenun dan berbagai macam penutup, pipa, saluran, dan berbagai macam bahan bangunan, drum, guci, kontainer, botol, dan rak-rak untuk menahan botol, pelarut, dan *coating*.

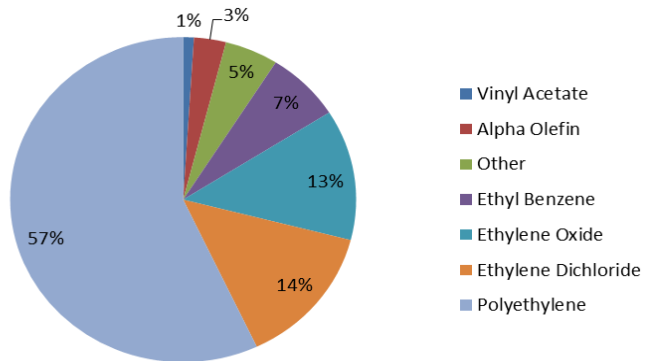
Dengan mempertimbangkan 2 hal, pertama meningkatnya kebutuhan *ethylene* dan kurangnya produksi *ethylene* di Indonesia, menyebabkan peluang pasar dipenuhi dengan impor dari negara lain, kedua ketersediaan bahan baku berupa batubara yang melimpah dengan pemafaatan yang minim (kurang). Penggunaan batubara *low-rank* didasari oleh dua pertimbangan, yakni harga yang lebih murah dibandingkan tipe batubara yang lain (*medium-rank* dan *high-rank*) dan penggunaan untuk industri/pembangkit listrik yang terhitung rendah (hanya 20% dari total tipe batubara yang dibutuhkan di Indonesia). Hal tersebut membuka peluang untuk membangun pabrik *ethylene* dengan bahan baku batubara *low-rank* yang akan mengurangi impor etilen dan meningkatkan pemasukan bagi pemerintah dan pemegang saham yang berinvestasi di dalamnya.

BAB II BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

II.1.1 Prospek Market *Ethylene*

Ethylene merupakan salah satu senyawa penting dalam mata rantai industri petrokimia dan bahan kimia organik terbesar di dunia. Sekitar 57 % dari produksi etilen digunakan untuk produksi *polyethylene* seperti disajikan pada **Gambar II.1**. *Polyethylene* atau polietilen merupakan bahan baku pembuatan plastik. Pada **Tabel II.I** disajikan beberapa pabrik plastik yang ada di Indonesia.



Gambar II.1 Presentasi Penggunaan *Ethylene* Menjadi Turunannya.

(sumber : <http://atozplastics.com>)

Tabel II.1 Pabrik plastik berbahan baku *Ethylene* di Indonesia

No.	Pabrik Plastik	Kapasitas Terpasang (ton/tahun)
1	PT. Lotte Chemical	1.105.000
2	PT. Polychemindo	216.000
3	PT. Chandra Asri Petrochemical	330.000

4	PT. Styrene Monomer Indonesia	100.000
---	----------------------------------	---------

II.1.2 Penggunaan *Ethylene*

Ethylene merupakan produk *intermediate* yang banyak digunakan dalam industri kimia. Beberapa bahan kimia utama dan polimer yang dihasilkan dari etilen diantaranya adalah:

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

II.1.3 Penentuan Kapasitas *Produksi Ethylene*

Pabrik *ethylene* direncanakan dibangun pada tahun 2021. Oleh karena itu, perlu ditentukan kapasitas produksi yang sesuai dengan permintaan pasar pada tahun tersebut. Dalam penentuan kapasitas pabrik *ethylene*, perlu ditinjau kondisi industri *ethylene* di Indonesia seperti pada **Tabel II.2**.

Tabel II.2 Kondisi Industri *Ethylene* di Indonesia Tahun 2013-2017

Tahun	Kapasitas Terpasang (Ton)	Produksi Riil (Ton)	Ekspor (Ton)	Impor (Ton)	Kebutuhan (Demand) (Ton)
2013	517.000	495.839	22.680	858.503	1.331.662
2014	596.000	524.750	24.550	911.357	1.411.557
2015	596.000	513.250	26.750	1.030.945	1.517.445
2016	860.000	524.340	23.810	991.720	1.492.250
2017	860.000	533.170	22.100	1.004.454	1.515.524

(Sumber: Riset Pasar dan Tren Harga Industri Petrokimia 2013-2017)

Dari **Tabel II.2** dilakukan peramalan (*Forecasting*) dengan menggunakan metode *Arithmetic Geometry Curved* untuk data Kebutuhan dan produksi riil etilen pada periode tertentu. Metode *Arithmetic Geometry Curved* merupakan metode peramalan dengan mencari *trend* dari sekumpulan data dengan menggunakan persamaan berikut:

$$Y_c = \frac{Y_{i+1}}{1+r} \dots\dots\dots (I.1)$$

Dimana : Y_c = Nilai pada Masa Sekarang

Y_{i+1} = Nilai pada Masa yang akan datang

r = Persentase Pertumbuhan/Perlambatan rata-rata

dengan persamaan tersebut dapat dibuat trend dari data kebutuhan dan produksi riil etilen di Indonesia seperti pada

Gambar II.2 dan Gambar II.3

Dari **Gambar II.2** dan **Gambar II.3** dapat dilihat nilai kebutuhan dan produksi riil (Produksi Kompetitor) pada tahun 2021. Sehingga dapat ditentukan potensi pasar (*Market Potential*) dengan menggunakan persamaan berikut

Potensi Pasar pada Tahun 2021 = Kebutuhan pada tahun 2021 –
 Produksi riil pada tahun 2021

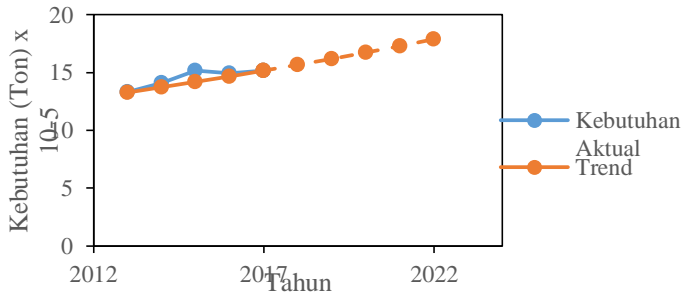
Potensi Pasar pada Tahun 2021 = 1.786.971,354 Ton – 584.949,493 Ton

Potensi Pasar pada Tahun 2021 = 1.202.021,861 Ton

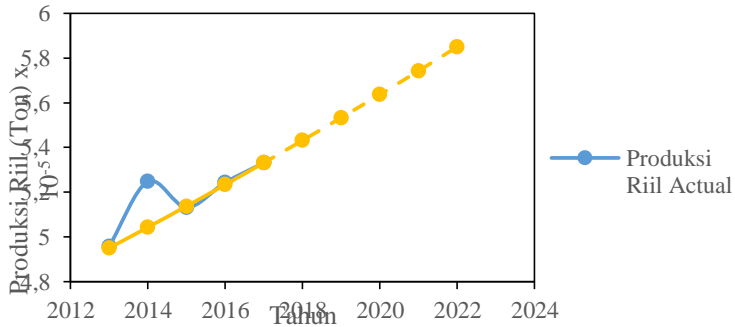
Didapatkan Potensi Pasar pada Tahun 2021 sebesar 1.202.021,861 Ton. Selanjutnya, menentukan *Market share* yaitu jumlah produk yang akan dipenuhi dari potensi pasar yang ada. *Market share* inilah yang nantinya menjadi kapasitas produksi dari pabrik etilen. Pabrik *ethylene* dari batubara ini direncanakan memasok 70% kebutuhan pasar pada tahun 2021 sehingga gap antara kebutuhan dengan produksi riil tidak semua dipenuhi oleh impor. Maka didapatkan *market share* atau kapasitas produksi:

Kapasitas Produksi *Ethylene* = 850.000 Ton/Tahun

Dengan kapasitas tersebut, pada tahun 2021 akan meningkatkan persentase pemenuhan kebutuhan *ethylene* di Indonesia yang awalnya 32,73% menjadi 80,30%. Pabrik direncanakan bekerja secara kontinu dalam 1 tahun atau 330 hari.



Gambar II.2 Trend Kebutuhan Etilen di Indonesia



Gambar II.3 Trend Produksi Riil Etilen di Indonesia

II.2 Lokasi

II.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan etilen adalah batubara *low-rank*. Menurut data Kementerian ESDM jumlah ketersediaan batubara dan cadangan batubara yang tersedia di Indonesia pada tahun 2012-2016 ditunjukkan pada **Tabel II.3**.

Sedangkan untuk sumberdaya dan cadangan batubara berdasarkan provinsi dapat dilihat pada **Tabel II.4**. Dari **Tabel II.4** dapat dilihat bahwa Sumatera Selatan dan Kalimantan Timur memiliki jumlah sumberdaya batubara yang besar dibandingkan dengan provinsi-provinsi lain. Dimana, Produsen batubara yang berada di Sumatera Selatan dikelola oleh PT. Bukit Asam, dan di Kalimantan Timur dikelola oleh PT. Kaltim Prima Coal (KPC).

Tabel II.3 Ketersediaan Batubara di Indonesia pada tahun 2012-2016

Tahun	Ketersediaan Batubara	
	Sumberdaya (juta ton)	Cadangan (juta ton)
2012	119.446,35	28.978,61
2013	120.525,42	31.357,15
2014	124.796,74	32.384,74
2015	126.609,34	32.263,68
2016	128.062,64	28.457,29

(Sumber : Data Dan Neraca Sumber Daya Energi tahun 2016.
Kementrian ESDM)

Tabel II.4 Ketersediaan Sumber Daya dan Cadangan Batubara berdasarkan Provinsi

No	Pulau	Provinsi	Sumber daya (Juta Ton)	Cadangan (Juta Ton)
1	Jawa	Banten	98	0
2		Jawa Tengah	0,82	0
3		Jawa Timur	0,08	0
4	Sumatera	Aceh	1.250,27	416,68
5		Sumatera Utara	34,59	85,57
6		Riau	1.490,81	524,99
7		Sumatera Barat	950,31	510,26
8		Jambi	3.279,76	367,82
9		Bengkulu	415,55	5.620,45
10		Sumatera Selatan	40.996,87	5.521,19
11	Kalimantan	Kalimantan Barat	491,5	910,76
12		Kalimantan Tengah	17.977,32	2.399,06
13		Kalimantan Selatan	15.035,54	6.721,77
14		Kalimantan Timur	43.040,68	4.858,27
15		Kalimantan Utara	2.458,19	520,36
16	Sulawesi	Sulawesi Barat	24,2	0,06

17		Sulawesi Selatan	235,96	0,06
18	Papua	Papua Barat	126,48	0
Total			128.062,64	28.457,3

(Sumber : Data Dan Neraca Sumber Daya Energi tahun 2016.
Kementerian ESDM)

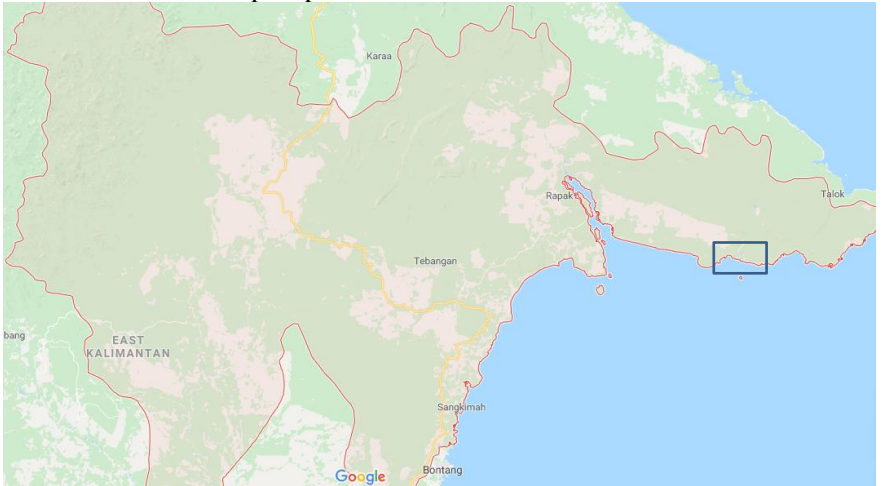
II.2.2 Seleksi Lokasi Pabrik

Berdasarkan ketersediaan bahan baku, terdapat 2 lokasi yang memungkinkan untuk dibangun pabrik *ethylene* dari batubara, yaitu :

1. Kawasan Ekonomi Khusus Tanjung Api-Api, Sumatera Selatan. Lokasi ini tepatnya berada di Kabupaten Banyuasin, Sumatera Selatan dengan luas area 2030 Ha.
2. Kawasan Ekonomi Khusus Maloy, Kalimantan Timur. Lokasi ini tepatnya berada di Kabupaten Kutai Timur, Kalimantan Timur dengan luas daerah 557,34 Ha.



Gambar II.4 Peta Lokasi Kawasan Ekonomi Khusus Tanjung Api-Api, Sumatera Selatan.



Gambar II.5 Peta Lokasi Kawasan Ekonomi Khusus Maloy, Kalimantan Timur.

(Sumber : kek.go.id)

Pada proses seleksi lokasi pabrik digunakan metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP) yang membandingkan satu parameter dengan parameter lain untuk mendapatkan bobot yang sesuai dari masing-masing parameter. Berikut beberapa parameter yang ditinjau dalam seleksi lokasi pabrik.

1. **Bahan Baku**

1.1 Jumlah Bahan Baku yang Tersedia

Jumlah bahan baku yang tersedia merupakan indikator penting dalam proses produksi. Jika bahan baku tidak ada maka proses akan terhenti atau bahan baku dibeli dari lokasi yang berbeda. Hal ini tentu menyebabkan kerugian secara finansial. Bahan baku yang digunakan pada pabrik etilen ini adalah batubara. Di Indonesia, total sumber daya batubara sebesar **128.062,64**

Juta ton. Sedangkan data sumberdaya batubara di 2 lokasi alternatif yaitu,

1. Sumatera Selatan memiliki sumberdaya batubara sebesar **40.996,87 Juta Ton** atau sekitar **32 %** dari total sumberdaya batubara di Indonesia.
2. Kalimantan Timur memiliki sumberdaya batubara sebesar **43.040,68 Juta Ton** atau sekitar **33,6 %** dari total sumberdaya batubara di Indonesia.

1.2 Jarak Bahan Baku ke Lokasi Pabrik

Rencana pendirian pabrik di daerah Sumatera Selatan, akan didirikan di Kawasan Ekonomi Khusus Tanjung Api-Api dengan luas lahan 2.030 Ha. Sedangkan bahan baku diambil dari pertambangan batubara milik PT. Bukit Asam daerah Tanjung Enim, Sumatera Selatan. Jarak bahan baku ke lokasi pabrik kurang lebih **264 km** via jalur darat.

Rencana pendirian pabrik di daerah Kalimantan Timur, akan didirikan di Kawasan Ekonomi Khusus Maloy Batuta Trans Kalimantan dengan luas lahan 557,34 Ha. Sedangkan bahan baku diambil dari pertambangan batubara milik PT. Kaltim Prima Coal daerah Sanggata, Kutai Timur, Kalimantan Timur. Jarak bahan baku ke lokasi pabrik kurang lebih **284 km** via jalur darat.

2. Lokasi Pasar

Setelah dilakukan analisa, pasar untuk *ethylene* terbagi menjadi 2 yaitu dalam negeri dan luar negeri. Untuk pasar dalam negeri, konsumen terbanyak di daerah banten. Sedangkan, untuk pasar luar negeri, konsumen yang intens membeli produk etilen adalah malaysia. Proses distribusi *ethylene* dapan menggunakan transportasi laut atau *piping*. Oleh karena itu, Jarak antara produsen dan konsumen akan mempengaruhi proses perdagangan suatu produk. Secara kasar, jarak antara pasar dengan pabrik sebagai berikut :

1. Jarak dari Sumatera Selatan ke Banten sebesar **±1000 Km** dan ke Malaysia sebesar **±2000 Km**.

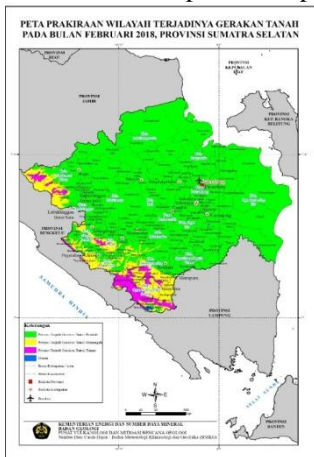
2. Jarak dari Kalimantan Timur ke Banten sebesar ± 3500 Km dan ke Malaysia sebesar ± 7000 Km.

3. Iklim dan Geografis

3.1 Kondisi Tanah

Kondisi Tanah dalam penentuan lokasi pabrik dipengaruhi oleh indeks pergeseran tanah dan erosi. Jika kondisi tanah yang digunakan untuk membangun pabrik sering mengalami pergeseran dan memiliki tingkat erosi yang tinggi tentu akan membahayakan keselamatan dan keamanan pabrik. Oleh karena itu kondisi tanah dijadikan indikator dalam penentuan lokasi pabrik. Berikut kondisi tanah dari 2 lokasi alternatif :

1. Indeks pergeseran tanah di daerah Sumatera Selatan dapat dilihat pada gambar dibawah



- Potensi Terjadi Pergeseran Tanah Rendah
- Potensi Terjadi Pergeseran Tanah Menengah
- Potensi Terjadi Pergeseran Tanah Tinggi

Gambar II.6 Indeks Pergeseran Tanah di Sumatera Selatan (Badan Geologi Kementerian ESDM)

2. Indeks pergeseran tanah daerah Kalimantan Timur

Kelembaban udara dalam penentuan lokasi pabrik berpengaruh pada pemilihan material untuk alat-alat proses karena semakin tinggi kelembaban udara kemungkinan terjadinya korosi akan semakin tinggi. Berikut data-data kelembaban udara pada dua alternatif lokasi pabrik :

1. Di Sumatera Selatan, kelembaban udara mencapai **79,5 %**
2. Di Kalimantan Timur, kelembaban udara mencapai **79,7 %**

3.4 Kecepatan Angin

Kecepatan angin dalam penentuan lokasi pabrik berpengaruh pada keselamatan kerja para pekerja pabrik, sehingga diperhatikan untuk mencegah kecelakaan kerja. Berikut data-data kecepatan angin pada dua alternatif lokasi pabrik :

1. Di Sumatera Selatan, kelembaban udara mencapai **3,32 m/detik**
2. Di Kalimantan Timur, kelembaban udara mencapai **1,96 m/detik**

3.5 Frekuensi Gempa

Gempa merupakan bencana alam yang tidak dapat diprediksi kapan datangnya. Suatu daerah yang sering mengalami gempa akan membahayakan keamanan dan keselamatan pekerja maupun pabrik. Oleh karena itu, frekuensi gempa dijadikan parameter dalam penentuan lokasi pabrik. Berikut frekuensi gempa di 2 lokasi alternatif yang akan dipilih :

1. Di Sumatera Selatan, Frekuensi gempa sebesar **25 kali/bulan**.
2. Di Kalimantan Timur, Frekuensi gempa sebesar **3 kali/bulan**.

(Sumber : bps.go.id)

4. Utilitas

4.1 Ketersediaan Pasokan Listrik

Pasokan listrik di daerah Kawasan Ekonomi Khusus Tanjung Api-Api dapat diperoleh dari gardu induk dengan kapasitas 60 MW. Sedangkan untuk Kawasan Ekonomi Khusus Maloy Batuta Trans Kalimantan tersedia sumber listrik dari 20 MW.

4.2 Ketersediaan Pasokan Air

Untuk pasokan air di daerah Sumatera Selatan dapat diperoleh dari sungai dengan debit aliran 844.128 m³/hari atau 278,56 Mm³/tahun. Sedangkan untuk Kalimantan Timur didapat dari sungai dengan debit airan 603.504 m³/hari atau 199,156 Mm³/tahun.

5. Aksesibilitas dan fasilitas

5.1 Jarak Pelabuhan dengan lokasi pabrik.

Produk yang akan dijual ke pasar menggunakan via laut. Sehingga perlu dipertimbangkan jarak pabrik ke pelabuhan. Produk yang akan dijual didistribusikan dengan menggunakan *piping* menuju pelabuhan. Berikut jarak pelabuhan dengan alternatif-alternatif lokasi pabrik,

1. Kawasan Ekonomi Khusus Tanjung Api-Api ke pelabuhan terdekat sejauh 2.5 Km.
2. Kawasan Ekonomi Khusus Maloy ke pelabuhan terdekat sejauh 2.1 Km.

5.2 Jarak bandara dengan

Pekerja yang berasal dari luar daerah, para investor, dan tamu lainnya dapat menggunakan transportasi udara menuju kota terdekat dari lokasi pabrik, berikut jarak bandara ke alternative lokasi pabrik,

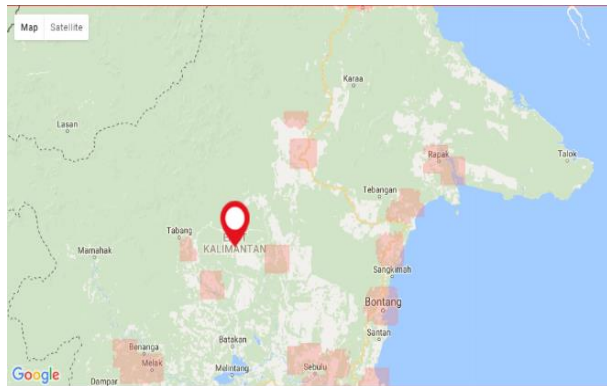
1. Kawasan Ekonomi Khusus Tanjung Api-Api ke bandara terdekat sejauh 65 km.

2. Kawasan Ekonomi Khusus Maloy ke bandara terdekat sejauh 119 Km.

5.3 Ketersediaan Layanan Komunikasi

Ketersediaan layanan komunikasi untuk mempermudah hubungan komunikasi pabrik dengan kantor pusat, pasar, dan vendor merupakan hal yang perlu ditinjau. Layanan komunikasi yang tersedia adalah telpon dan telpon seluler. Berikut peta ketersediaan layanan komunikasi:

1. Peta Ketersediaan Layanan Komunikasi di Kalimantan Timur



Gambar II.8 Ketersediaan Layanan Komunikasi di Kalimantan Timur

2. Peta Ketersediaan Layanan Komunikasi di Sumatera Selatan

		Frekuensi Gempa	6,5	9
4	Utilitas	Pasokan Listrik	4,77	4,77
		Pasokan Air	4,93	4,93
5	Aksesibilitas dan Fasilitas	Jarak Pelabuhan ke Lokasi Pabrik	4,05	2,25
		Jarak Bandara ke Lokasi Pabrik	2,805	1,65
		Ketersediaan Layanan Komunikasi	2,805	1,65
Total			85	75

Pada **Tabel II.5** dapat dilihat bahwa Sumatera Selatan memiliki nilai total lebih tinggi dibandingkan dengan Kalimantan Timur. Sehingga Sumatera Selatan dipilih sebagai Lokasi Pabrik Etilen dari Batubara.

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Kualitas Bahan Baku

Class	Group	Fixed Carbon		Volatile Matter		Energy	
		Dry% Moist%	Dry% Moist%	Dry% Moist%	Dry% Moist%	Dry (BTUs/lb)	Moist (Mj/kg)
Anthracite	Met anthracite	> 98	> 92	< 2	< 2	13,500	31.4
	Anthracite	92-98	89-95	2-8	2-8	15,300	35.5
	Semi anthracite	86-92	81-89	8-14	8-15	14,900	34.6
Bituminous	Low-volatile	78-86	73-81	14-22	13-21	15,400	35.8
	Medium-volatile	69-78	65-73	22-31	21-29	14,900	34.6
	High-volatile A	< 69	58-65	> 31	> 30	>14,000	>32.5
	High-volatile B	57	53	57	40	13,000-14,000	30.2-32.5
Sub-bituminous	High-volatile C	54	45	54	40	10,500-13,000	24.4-30.2
	A	55	45	55	38	10,500-11,500	24.4-26.7
	B	56	43	56	35	9,500-10,500	22.1-24.4
	C	53	37	53	36	8,300-9,500	19.3-22.1
Lignite (brown coal)	Lignite A	52	32	52	38	6,300-8,300	14.7-19.3
	Lignite B	52	26	52	30	< 6,300	< 14.7

Source: American Society for Testing and Materials [37].

Gambar II.10 Klasifikasi Batubara menurut ASTM (1981)

Dari gambar II.10, klasifikasi batubara terbagi menjadi *anthracite*, *bituminous*, *sub-bituminous*, dan *lignite*. Berdasarkan perbedaan kalori batubara, serta melihat besar *Fixed Carbon* (banyaknya komponen yang tersisa, selain ash bila sampel batubara dipanaskan pada suhu dan waktu yang telah ditentukan) dan *Volatile Matter* (banyaknya zat yang hilang bila sampel batubara dipanaskan pada suhu dan waktu yang telah ditentukan), maka *anthracite* bisa dikategorikan sebagai *High Rank Coal*, *Bituminous* sebagai *Medium Rank Coal*, dan *Sub-Bituminous* hingga *lignite* sebagai *Low Rank Coal*.

(Irwandy Arif, 2014. Batubara Indonesia)

Berikut adalah komposisi dari batubara dari PT Bukit Asam yang akan digunakan sebagai *feedstock* pabrik *ethylene* kami:

Tabel II.6 Spesifikasi Bahan Baku Batubara

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM	Koefisien Mol	Fraksi Mol

C	0,542	162600	12	13550	0,429767
H	0,039	11700	1	11700	0,371091
O	0,092	27600	16	1725	0,054712
S	0,004	1200	32	37,5	0,001189
N	0,009	2700	14	192,857	0,006117
H ₂ O	0,236	70800	18	3933,333	0,124754
Ash	0,078	23400	60	390	0,012369
Total	1	300000		31528,69	1

II.3.2 Sifat Kimia dan Sifat Fisik dari Bahan Baku dan Produk

1. Metana (CH₄)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari metana adalah:

- Berat molekul : 16,04 g/mol
- Titik didih : -161,4°C
- Titik lebur : -182,6°C
- Densitas : 0,717 kg/m³

Sifat kimia dari metana adalah:

- Larut dalam air, alkohol, dan eter
- Dalam oksigen berlebih, alkana dapat terbakar menghasilkan kalor, karbon dioksida dan uap air
- Mudah terbakar
- Dalam reaksi substitusi, reaksi penggantian satu atau beberapa atom hidrogen dengan atom atau gugus atom lain. Reaksi yang terjadi misalnya:

$$\text{CH}_4 + \text{Cl}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{Cl} + \text{HCl}$$

2. Etana (C₂H₆)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari etana adalah sebagai berikut:

- Berat molekul : 30,07 g/mol
- Titik didih : -88,6°C
- Titik lebur : -172°C
- Densitas : 1,212 kg/m³

Sifat kimia dari etana adalah:

- Mudah terbakar
- Merupakan senyawa kovalen non-polar
- Reaksi pembakaran etana dengan oksigen yang menghasilkan CO₂ dan H₂O. Reaksi yang terjadi:

$$\text{C}_2\text{H}_6 + 3,5 \text{O}_2 \rightarrow 2 \text{CO}_2 + 3\text{H}_2\text{O}$$

3. Propana (C₃H₈)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari propana adalah:

- Berat molekul : 44,09 g/mol
- Titik didih : -42,2°C
- Titik lebur : -187,1°C
- Densitas : 1,83 kg/m³

Sifat kimia dari propana adalah:

- Merupakan senyawa kovalen non-polar
- Mudah terbakar
- Memiliki ikatan tunggal

4. Butana (C₄H₁₀)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari butana adalah sebagai berikut:

- Berat molekul : 58,12 g/mol
- Titik didih : -10°C
- Titik lebur : -145°C
- Densitas : 2,48 kg/m³ (gas)

Sifat kimia butana adalah:

- Memiliki ikatan tunggal
- Mudah terbakar

5. Karbon Dioksida (CO₂)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari karbon dioksida adalah:

- Berat molekul : 44,01 g/mol
- Titik didih : -78,5°C (menyublim)
- Titik lebur : -56,6°C (dibawah tekanan)
- Densitas : 1,98 kg/m³
- Penampilan : Gas tidak berwarna

Sifat kimia dari karbon dioksida:

- Tidak berbau
- Tidak begitu reaktif dan tidak mudah terbakar
- Kadar CO₂ yang berlebih di udara dapat mengakibatkan peningkatan suhu permukaan bumi

6. Air (H₂O)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari air adalah:

- Berat molekul : 18,016 g/mol
- Titik didih : 100°C
- Titik lebur : 0°C
- Densitas : 0,998 kg/m³ (pada suhu 20°C)
0,92 kg/m³ (padatan)

Sifat kimia dari air adalah:

- Tidak berwarna
- Tidak berbau
- Sifat pelarut suatu zat bergantung pada pereaksinya
- Air akan bersifat asam jika bereaksi dengan basa lemah. Reaksi yang terjadi:
$$\text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NH}_4^+ + \text{H}_2\text{O}$$
- Air bersifat basa bila bereaksi dengan asam lemah. Reaksi yang terjadi:
$$\text{CH}_3\text{COOH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_3\text{O}^+$$

7. Hidrogen Sulfida (H₂S)

Berdasarkan Perry (1973), sifat fisik dari hidrogen sulfida adalah:

- Berat molekul : 34,08 g/mol
- Titik didih : -59,6°C
- Titik lebur : -82,9°C
- Bentuk zat : Gas

Sifat kimia dari hidrogen sulfida adalah:

- Tidak berwarna
- Berbau merangsang
- Dalam konsentrasi tinggi dapat menyebabkan orang pingsan secara cepat bila terhirup
- Sangat beracun
- Bersifat korosif, sehingga dapat menyebabkan karat pada peralatan logam
- Bersifat iritasi terhadap mata, dan saluran pernafasan
- Mudah terbakar

II.3.3 Target Produk (Ethylene)

Ethylene (C₂H₄) adalah olefin yang paling ringan yang bersifat tidak berwarna, tidak berbau, dan mudah terbakar. Ditargetkan produk ethylene memiliki kemurnian sebesar 99,9%. Tingkat kemurnian ini didasari oleh informasi mengenai harapan Pemerintah kepada PT Chandra Asri Petrochemical, Tbk untuk menambah fasilitas *refinery ethylene* untuk mengurangi ketergantungan impor *ethylene* yang setiap tahun menembus 996 KTPA dengan tingkat kemurnian sebesar 99,9%.

(Inaplas: Asosiasi Industri Olefin, Aromatik dan Plastik Indonesia, 2009)

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

- Rumus molekul : C₂H₄
- Berat molekul : 28,05 g/mol

- Titik lebur : -169°C
- Titik didih normal : $-103,9^{\circ}\text{C}$ (tekanan atmosferik)
- Bentuk zat : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Densitas : $0,61 \text{ g/cm}^3$ (pada 0°C , 1 atm)

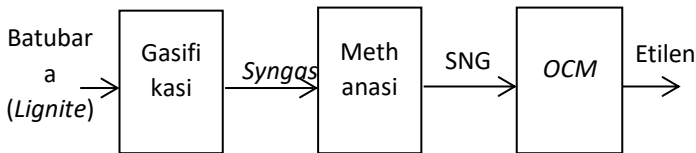
Sifat kimia dari *ethylene* adalah:

- Mempunyai bau yang khas
- Mudah terbakar

BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1. Tipe-Tipe Proses

Konversi batubara menjadi etilen, terdiri dari serangkaian proses yang dapat disederhanakan menjadi 3 subsistem diantaranya subsistem gasifikasi batubara, subsistem *Substitute Natural Gas* (SNG), dan subsistem etilen, seperti yang ditunjukkan oleh **Gambar III.1**. Gasifikasi batubara menghasilkan *raw gas* yang selanjutnya akan dimurnikan menjadi *syngas* yang kaya akan H_2 dan CO . Kemudian, *syngas* akan diubah menjadi *Substitute Natural Gas* (SNG) pada subsistem SNG, lalu disintesis menjadi etilen pada subsistem sintesis etilen. Oleh karena itu, perlu dilakukan seleksi proses terhadap beberapa lisensor yang tersedia dari masing-masing subsistem. Sehingga, didapatkan proses yang sesuai baik dari aspek teknis berupa spesifikasi bahan baku yang digunakan dan spesifikasi produk yang diinginkan maupun dari segi ekonomi.



Gambar III.1 Proses Konversi Batubara menjadi Etilen

III.1.1 Subsistem Gasifikasi Batubara

Proses gasifikasi batubara terdiri dari beberapa unit yaitu unit persiapan batubara, unit gasifikasi dan unit pemurnian gas untuk menghilangkan kandungan sulfur dan CO_2 . Berdasarkan

tahapan-tahapan proses tersebut, ada beberapa lisensor yang menyediakan serangkaian proses tersebut diantaranya PREFLO-PSG, PREFLO-PDQ, dan *High Temperature Winkler*. Berikut ini penjelasan singkat tentang 3 lisensor dalam gasifikasi batubara diantaranya sebagai berikut :

1. PREFLO-PSG

Proses PRENFLO-PSG (Pressurised Entrained Flow), beroperasi pada tekanan tinggi dapat digunakan untuk gasifier semua jenis bahan baku padat (batubara, *petroleum coke*, dan biomassa). Proses ini adalah pengembangan lebih lanjut dari proses Koppers-Totzek yang dikembangkan pada tahun 1940-an, yang beroperasi pada tekanan atmosfer.

Batubara disiapkan sebagai *feed* dalam unit *feed preparation* hingga seukuran partikel debu. Sekitar 80% nya berukuran lebih kecil dari 0,1 mm, yang kemudian digasifikasi dalam PREFLO *gasifier* menggunakan oksigen dan uap panas sebagai agen gasifikasi. Suhu gasifikasi lebih tinggi dari suhu leleh *ash*, sehingga *ash* batubara dapat dipisahkan dalam bentuk *slag*. *Cooled-type gasifier* dilengkapi dengan beberapa pembakar yang disusun secara horizontal. *Raw Gas* yang diproduksi dengan teknologi ini, kebanyakan mengandung CO dan H₂, yang didinginkan dalam *waste heat boiler*, untuk menggenerasikan uap panas. Skema aliran proses dengan menggunakan lisensi proses ini dapat dilihat pada **Gambar II.2.**

Flow diagram of the PRENFLO® (PSG) process

Main process data:

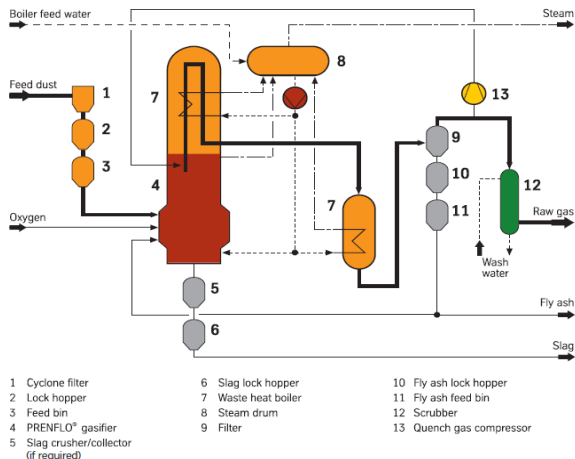
Gasification pressure:
40 bar and higher

Gasification temperature:
> 2,000°C

Gas temperature at
outlet of gasifier:
1,350 - 1,600°C

Carbon conversion:
> 99%

Typical raw gas
composition:
CO + H₂ > 85 vol. %
CO₂ 2-4 vol. %
CH₄ < 0.1 vol. %



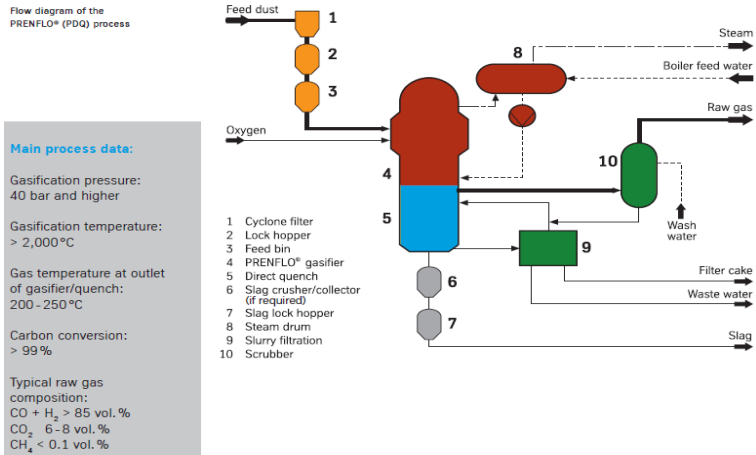
Gambar III.2 Gasifikasi Batubara dengan Lisensor PRENFLO-PSG

2. PRENFLO-PDQ

Proses PRENFLO-PDQ (Pressurised Entrained Flow-Direct Quench), desain proses ini mengoptimalkan gasifikasi PRENFLO-PSG untuk aplikasi kimia (seperti amoniak, metanol, hidrogen, dan bahan bakar sintesis) di mana gas yang akan kaya hidrogen diperlukan. Proses ini menggabungkan *dry feed system*, *multiple burner* dan *membrane wall* dari proses PRENFLO-PSG dengan *water quench system* yang menjenuhkan syngas dengan air untuk proses gas selanjutnya.

Pada tahap awal, *feed* berupa partikel debu disiapkan dalam unit *feed preparation* hingga 80% dari keseluruhan *feed* berukuran lebih kecil dari 0,1 mm. Partikel debu ini kemudian digasifikasikan dalam gasifier PRENFLO menggunakan oksigen dan uap panas sebagai agen gasifikasi. Suhu gasifikasi lebih tinggi dari suhu leleh *ash*, sehingga *ash* batubara dapat dipisahkan sebagai *slag*. *Cooled-type gasifier*

dilengkapi dengan beberapa pembakar yang disusun secara horizontal. Raw gas yang dihasilkan kaya akan CO dan H₂ didinginkan (*quench*) dengan air dalam *gasifier/direct quench* dan kemudian dibersihkan dalam sebuah *scrubber*. Diagram alir proses gasifikasi batubara menggunakan lisensi proses ini dapat dilihat pada **Gambar III.3**.

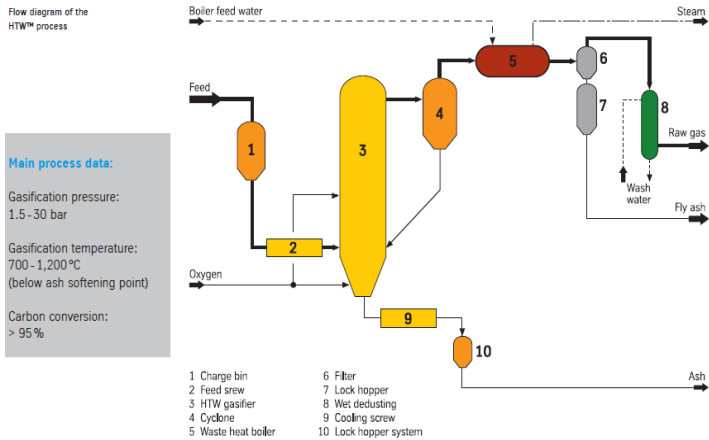


Gambar III.3 Gasifikasi Batubara dengan Lisensor PREFLO-PDQ

3. High Temperature Winkler

Proses HTW adalah gasifikasi yang menggunakan reaktor *fluidized bed*. Proses gasifikasi *fluidized bed* dikembangkan pada tahun 1920 di Jerman oleh Fritz Winkler. Winkler gasifier skala komersial dioperasikan lebih dari 40 aplikasi di seluruh dunia. Baru di tahun 1970, pengembangan gasifikasi Winkler bertekanan tinggi dilakukan. Proses HTW menambah waktu tinggal yang lebih pendek, kecepatan reaksi yang lebih tinggi, keluaran reaktor yang lebih tinggi untuk kapasitas pabrik yang lebih besar, kapasitas pabrik yang lebih tinggi, tingkat karbon konversi yang lebih tinggi, efisiensi pabrik yang lebih tinggi dan kualitas syngas yang lebih baik.

Konversi batubara dengan proses *High Temperature Winkler* menggunakan reaktor *fluidized bed*, laju perpindahan material dan energi dapat dicapai dan hal ini memastikan distribusi suhu yang seragam dalam *gasifier*. Suhu dijaga agar tidak melebihi *ash softening point*. *Screw conveyor* atau pipa gravitasi digunakan untuk menyuplai bahan baku ke dalam gasifier HTW. Tekanan gasifier menyebabkan kedua sistem pengumpanan dan juga *bottom ash removal* harus dilakukan dengan sistem *lock hopper*. Agen gasifikasi berupa uap panas dan oksigen (ataupun udara) diinjeksikan pada bagian dasar gasifier. Uap dan oksigen bekerja sebagai agen fluidisasi untuk *fluidized bed* dan dimasukkan ke dalam zona pos-gasifikasi untuk meningkatkan kualitas gas dan laju konversi karena meningkatnya suhu. Sebelum memasuki unit pembersih gas, gas mentah didinginkan dari 900°C hingga 300°C dalam *horizontal dire tube cooler*, dengan dihasilkan uap jenuh. Desulfurisasi terdiri dari produksi gas sintetis dan produksi gas bahan bakar. Produksi gas bahan baka proses dilakukan dengan desulfurisasi basah menggunakan *chemical scrubbing*, atau desulfurisasi kering, dengan kondisi seluruh H₂S terkonversi dan sebagian COS terkonversi. Diagram alir proses gasifikasi dengan menggunakan lisensi ini dapat dilihat pada **Gambar III.4.**



Gambar III.4 Gasifikasi Batubara dengan Lisensor *High Temperature Winkler*

Perbandingan ketiga lisensor dalam proses gasifikasi yang telah dijelaskan diatas, telah dirangkum pada Tabel III.1. Parameter-parameter yang digunakan dalam **Tabel III.1** dapat dijadikan referensi dalam pemilihan proses gasifikasi batubara.

Dari beberapa lisensor yang ada untuk proses gasifikasi batubara, dipilih proses HTW (*High Temperature Winkler*). Proses ini paling cocok dengan bahan baku yang digunakan yaitu *low rank coal* serta temperatur dan suhu operasinya yang relatif lebih rendah.

II.1.2 *Subtitute Natural Gas (SNG)*

Syngas yang dihasilkan dari proses gasifikasi akan diubah menjadi *subtitute natural gas* yang digunakan sebagai bahan baku pada subsistem sintesis etilen. *Subtitute natural gas* atau biasa disebut dengan SNG memiliki kandungan yang kaya akan metana. Sehingga, proses pembentukan SNG dapat juga disebut juga dengan proses metanasi. Berdasarkan reaktor yang digunakan, proses metanasi dapat dibagi menjadi 2 yaitu

fluidized bed methanation dan *fixed bed methanation*. Dari kedua jenis reaktor tersebut terdapat 2 lisensor yang umum digunakan, diantaranya sebagai berikut ini

Tabel III.1 Perbandingan Lisensor untuk Subsistem Gasifikasi Batubara

No	Parameter	Indikator	Lisensor		
			PRENFLO PSG	PRENFLO PDQ	HTW
1	Proses	Jenis feed	High Rank Fuel	Medium Rank Fuel	Low Rank Fuel
		Reaktor yang digunakan	Entrained Flow	Entrained Flow	Fluidized Bed
		Konversi carbon	>99%	>99%	>95%
		Komposisi raw gas yang dihasilkan	CO+H ₂ >85 vol%	CO+H ₂ >85 vol%	CO+H ₂ ≤58.9 vol%
			CO ₂ 2-4 vol%	CO ₂ 6-8 vol%	CO ₂ ≤18.8
CH ₄ <0.1%	CH ₄ <0.1 vol%	CH ₄ ≤4%			
2	Kondisi operasi	Suhu operasi	>2000 °C	>2000 °C	700 – 1200 °C
		Tekanan operasi	> 40 bar	> 40 bar	1,5 – 35 bar
3	Waste produk	Polutan	Ash	Ash	Ash

1. Lurgi

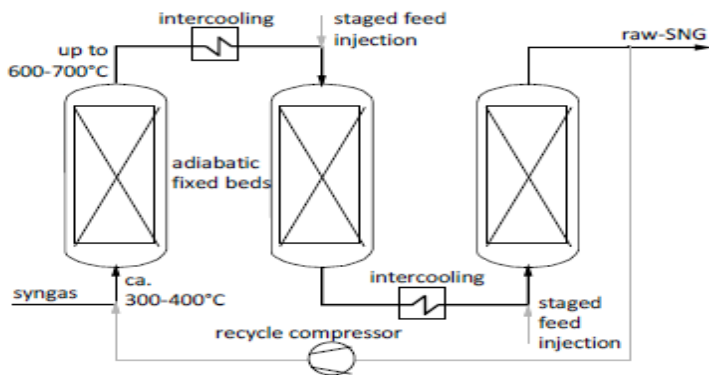
Metanasi dengan menggunakan *adiabatic fixed bed reactor* dahulunya digunakan untuk memproduksi SNG. Konsep utama dari proses ini adalah menggunakan *adiabatic fixed bed reactor* dengan dua hingga enam reaktor dengan pendingin dan recycle gas. Konsep metanasi proses Lurgi hingga saat ini dapat menghasilkan SNG dengan jumlah yang banyak. Proses ini terdiri dari tiga reaktor

dengan *recycle* produk gas dari reaktor kedua sekitar 70-85 %. Gas keluar dari reaktor pertama suhunya sekitar 650°C dan kandungan CH₄ 60-70 % volume. Pada produk akhir, suhu gas keluar sekitar 290-400 °C dan kandungan CH₄ 85-95 % volume (*Baumhagl, 2014*).

Plant dengan proses ini menggunakan dua katalis berbeda. Katalis pertama menggunakan 20% berat Ni/Al₂O₃ dan katalis kedua merupakan katalis metanasi spesial yang telah dikembangkan oleh BASF menggunakan *high nickel content*. Eksperimen menggunakan katalis pertama memperlihatkan deaktivasi katalis yang cepat. Katalis kedua beroperasi untuk 4000 jam dan mencapai suhu kesetimbangan adiabatik pada 450°C setelah 32% dari katalis bed. Diagram proses dapat dilihat pada **Gambar III.5** (*Kopyscinski, 2010*).

Adiabatic fixed bed reactors

e.g. Lurgi methanation process



Gambar III.5 Proses Metanasi Syngas Menjadi SNG Proses Lurgi

2. TREMP Topsoe

Proses TREMP Topsoe adalah proses dengan hampir sama dengan proses Lurgi yaitu menggunakan *fixed bed reactor*. Bedanya untuk proses ini meminimalkan *recycle ratio*, hal ini terjadi karena pada proses ini menggunakan katalis yang tahan pada suhu tinggi. Proses metanasi ini merubah syngas menjadi metana dengan melepaskan panas pada suhu tinggi ke udara. Untuk efisiensi proses yang tinggi, proses TREMP Topsoe berlangsung pada suhu yang tinggi juga (*Baumhagl, 2014*).

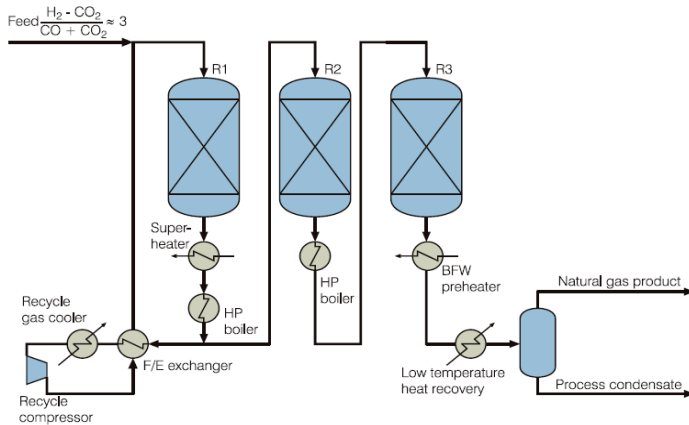
Proses TREMP didasarkan pada Topsoe MCR katalis metanasi, yang memiliki aktifitas tinggi dan stabil dalam rentang temperatur yang luas dari 250°C sampai 700°C (475-1300°F). Singkatnya, sifat dari MCR ini memiliki keuntungan sebagai berikut:

1. Panas reaksi dimanfaatkan kembali sebagai *high pressure superheated steam* untuk digunakan langsung dalam turbin uap.
2. Kenaikan temperatur besar atas hasil katalis Topsoe MCR dalam rasio *recycle* sangat rendah dengan penghematan energi yang sesuai dan pengurangan biaya peralatan.

Unit Topsoe TREMP adalah *tailor-made*, sehingga desain dioptimalkan dan hemat biaya. Teknologi ini didasarkan pada *in-house* R&D, pengembangan katalis, dan termodinamika serta rincian mekanika. Teknologi Topsoe TREMP memastikan *recovery* panas yang sangat efektif hingga 85% dari panas yang dilepaskan dari reaksi metanasi diperoleh sebagai *superheated steam* bertekanan tinggi.

Reaksi di TREMP berlangsung pada reaktor *fixed bed* adiabatik. Panas reaksi hasil peningkatan suhu tinggi, dan di *recycle* untuk mengontrol kenaikan suhu pada reaktor metanasi pertama. Gas yang keluar dari reaktor pertama didinginkan oleh Boiling Feed Water (BFW). Gas kemudian

memasuki tahap metansi berikutnya, dapat dilihat pada **Gambar III.6**. Langkah-langkah proses *upstream* dari unit metanasi dirancang untuk memberikan rasio stokiometri yang tepat antara hidrogen dan karbon monoksida dalam gas sesuai dengan reaksi metanasi. Karakteristik keunggulan dari teknologi Topsoe TREMP ini ialah efisiensi energi yang tinggi, produksi gas alam kompatibel dengan spesifikasi pipa, serta investasi rendah.



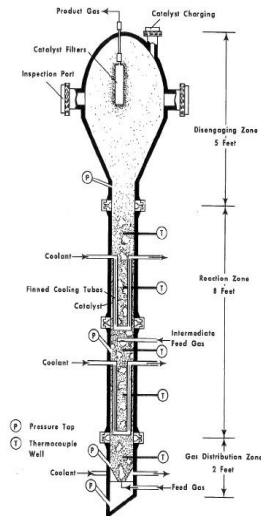
Gambar III.6 Proses Metanasi Syngas Menjadi SNG Proses TREMP Topsoe

3. Bi-Gas Project

Menurut Kopyscinski (2010), proyek Bi-Gas dimulai pada tahun 1963 dengan tujuan menghasilkan SNG dari batubara. Batubara dikonversi dalam gasifier *entrained flow* dengan oksigen dan air. Gasifier aliran masuk terdiri dari dua tahap, pada bagian atas serbuk batubara masuk dan direaksikan dengan *steam*. Pada bagian bawah, gas bereaksi menghasilkan *synthesis gas* dan *char*.

Reaktor memiliki diameter kira-kira 150 mm dengan zona reaksi setinggi 2,5 m dengan luas perpindahan panas

sekitar 3 m². Inlet gas berbentuk kerucut dan dikelilingi jaket pendingin. Reaktor metanasi dioperasikan pada kisaran suhu 430-530 °C dengan tekanan 69-87 bar dengan menggunakan katalis sebanyak 23-27 kg. Umpan gas yang masuk berupa gas H₂ 59 % volume, CO 19 % volume, CH₄ 20 % volume, beberapa CO₂, H₂O, dan N₂. Pada proses ini, konversi CO berada di antara 70-95 %.



Gambar III.7 Proses Metanasi Syngas Menjadi SNG Bi-Gas Project

Perbandingan ketiga lisensor dalam proses sintesis SNG yang telah dijelaskan diatas, dapat dirangkum pada **Tabel III.2**. Parameter-parameter yang digunakan dalam **Tabel III.2** dapat dijadikan referensi dalam pemilihan proses pembentukan SNG.

Tabel III.2 Perbandingan Lisensor untuk Subsistem Proses Pembentukan SNG

No	Parameter	Indikator	Lisensor		
			Lurgi	TREMP Topsoe	Bi-Gas Project

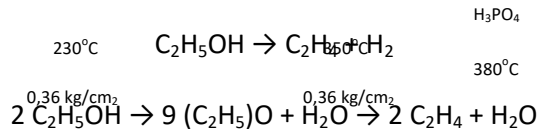
1	Proses	Reaktor yang digunakan	Fixed Bed	Fixed Bed	Fluidized Bed
2	Kondisi operasi	Suhu operasi	600-700 °C	250-700 °C	430-530 °C
		Tekanan operasi	50 bar	40 bar	69-87 bar

II.1.3 Subsistem Sintesis Etilen

Sintesis etilen dapat dilakukan dengan 3 proses yaitu dehidrasi metanol, thermal cracking, dan *Oxidative Coupling Methane*. Berikut ini penjelasan dari masing-masing proses tersebut,

1. Dehidrasi Metanol

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



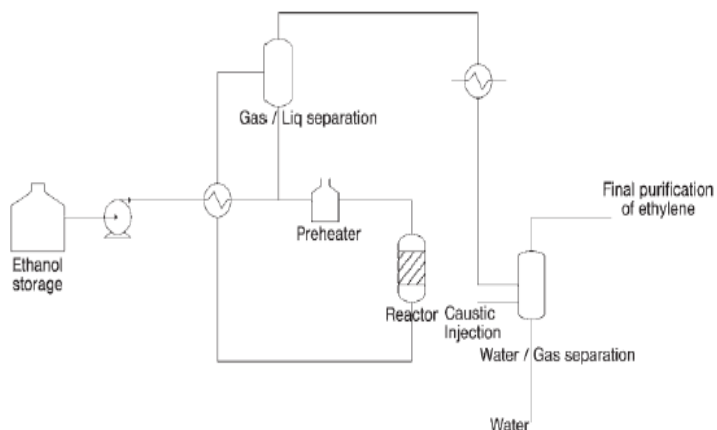
Eter diperoleh pada temperatur $\pm 230^\circ\text{C}$ dimana *ethylene* didapatkan pada temperatur $300\text{-}400^\circ\text{C}$. Pemurnian lebih lanjut dilakukan untuk melepaskan ikatan aldehid, asam, hidrokarbon fraksi berat dan karbon dioksida dengan membentuk H_2O .

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 94-95%.



Gambar III.8 Skema Produksi Etilen dengan Proses Dehidrasi Etanol

2. Thermal Cracking

Pada geologi minyak bumi dan kimiawi, perengkahan adalah proses dimana molekul sederhana seperti hidrokarbon

ringan dengan cara 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). Diagram alir produksi etilen dengan proses Thermal Cracking dapat dilihat di **Gambar III.9**

Menurut Yancheshmeh (2013), 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*.

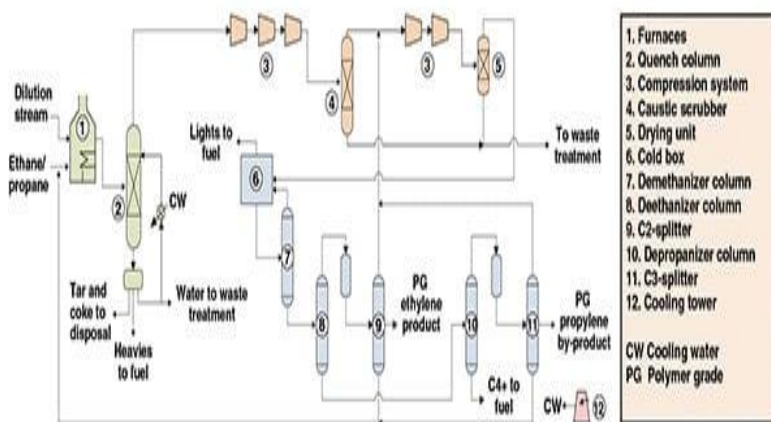
Pemisahan produk dari hasil sampingnya juga dilakukan secara bertahap meliputi proses absorpsi, adsorpsi dan distilasi. Absorber yang memisahkan gas hidrokarbon terhadap cairan hidrokarbon (*fuel oil*) dalam alirannya dengan media pencuci air. Cairan hidrokarbon dan air keluar dari dasar menara, sedangkan 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 tekan 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:



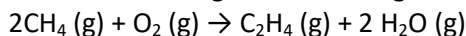
Sebelum masuk ke unit pemisahan berikutnya, dilakukan penurunan temperatur dan penurunan tekanan gas hidrokarbon keluar ekspander terdiri dari fase cair dan gas. Unit pemisahan berikutnya adalah *demethanizer* yang memisahkan fraksi gas CH₄ dan H₂ dari fraksi cair C₂. Produk diatas menara dipisahkan 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.



Gambar III.9 Skema Produksi Etilen dengan Proses *Thermal Cracking*

3. *Oxidative Coupling Methane*

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:



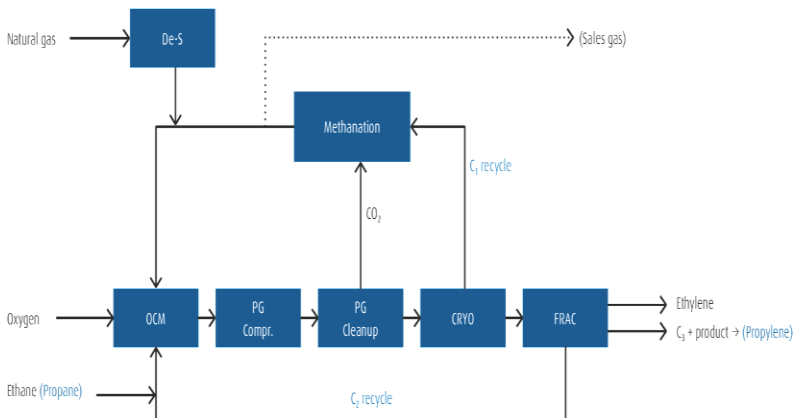
Reaksi OCM secara konvensional memiliki beberapa kelemahan, yaitu oksigen yang bereaksi dengan gas metana

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 C_{2+} sebesar 41,6%, perbandingan antara *ethylene* dengan gas etana yang terbentuk sebesar 5,8, serta *yield ethylene* sebesar 19,4% dengan katalis $Mn-Ce-Na_2WO_4/SiO_2$ gel. Skema proses *Oxidative Coupling of Methane (OCM)* dapat dilihat pada **Gambar III.10**

Prinsip kerja reaktor OCM adalah mula-mula feed metana dan oksigen dalam kondisi perbandingan rasio 3:1 masuk kedalam reaktor. Lalu dalam reaktor terjadi reaksi seperti yang ada diatas dengan menggunakan katalis. Karena kondisi operasi dalam reaktor yang membutuhkan suhu yang tinggi, maka diperlukan penjagaan kondisi suhu agar reaksi dalam reaktor tercapai. Untuk mengatasi kenaikan suhu dalam reaktor, diperlukan adanya pendingin yang melewati shell yang mengadsorpsi panas yang terbentuk dalam reaktor. Pemasangan pendingin dalam reaktor ini untuk mengatasi kenaikan suhu yang terjadi didalam reaktor sehingga kondisi suhu reaktor terjaga.

Dari data diatas terlihat bahwa dari segi ekonomi, *Oxidative Coupling of Methane (OCM)* lebih menguntungkan dibandingkan dengan dehidrasi etanol dan *thermal cracking*. Proses OCM juga berlangsung pada suhu yang lebih rendah daripada *thermal cracking*, sehingga kebutuhan panas yang

dibutuhkan pada reaktor OCM tidak setinggi reaktor *thermal cracking*. Proses pemisahan pada proses OCM juga tidak serumit daripada proses *steam cracking naphtha* sehingga biaya alat lebih sedikit daripada proses *steam cracking naphtha*.



Gambar III.10 Skema Produksi Etilen dengan Proses *Oxidative Coupling of Methane (OCM)*

Perbandingan ketiga proses dalam sintesis etilen yang telah dijelaskan diatas, dapat dirangkum pada **Tabel III.3**. Parameter-parameter yang digunakan dalam **Tabel III.3** dapat dijadikan referensi dalam pemilihan proses sintesis etilen.

Tabel III.3 Perbandingan Proses untuk Subsistem Proses Pembentukan Etilen

Parameter	Proses		
	Dehidrasi Etanol	<i>Thermal Cracking</i>	<i>Oxidative Coupling of Methane (OCM)</i>
Bahan Baku	Etanol	Etana, Propana, Butana, Naphtha	Metana, Etana
Katalis Reaksi	Menggunakan katalis asam sulfat pekat	Tidak menggunakan katalis	Mn-Ce- $\text{Na}_2\text{WO}_4/\text{SiO}_2$ gel catalyst

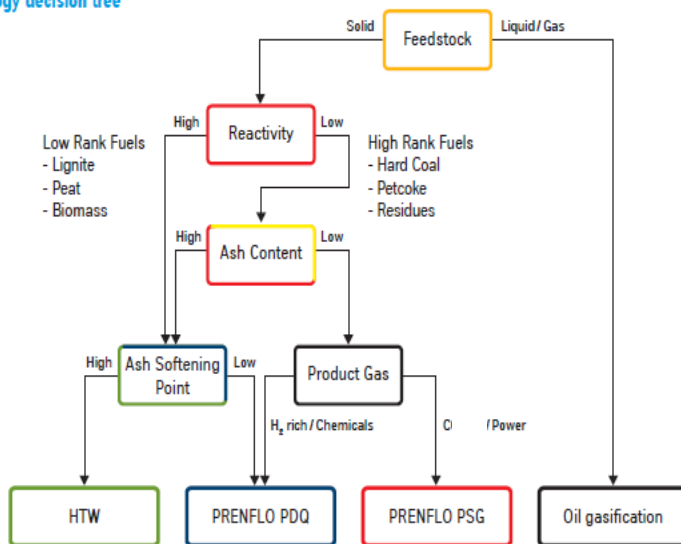
	atau asam fosfat		
Temperatur	300-400°C	700-1000°C	500-800°C
Tekanan	Atmosfer	Atmosfer	Atmosfer
Intensitas Proses	Jarang digunakan	Sering digunakan	Belum banyak digunakan
Kemurnian Produk	94-95%	99,95%	99,95%
Sumber Energi	Fuel gas (supply dari luar)	Metana, LNG (fuel gas dari hasil samping proses)	C 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.

III.2 Pemilihan Proses

Dalam membandingkan ketiga metode proses gasifikasi dapat disesuaikan dengan bahan baku yang digunakan dalam proses. Pada **Gambar III.11**, teknologi gasifikasi yang cocok digunakan untuk jenis batubara *low rank* (lignite) adalah proses *High Temperature Winkler* (HTW) atau PRENFLO PDQ. Berdasarkan suhu *ash softening* yang tinggi kemudian dapat dipilih proses *High Temperature Winkler* (HTW).

Dari proses gasifikasi batubara akan menghasilkan *syngas* yang mengandung komponen terbanyak yaitu CO, H₂, dan CO₂. Syngas kemudian akan disintesa menjadi SNG (*Substitute Natural Gas*) dengan komponen paling banyak CH₄. Untuk menghasilkan SNG dari syngas dapat digunakan beberapa lisensor diantaranya Lurgi, TREMP Topsoe, dan Bi-Gas Project. Perbandingan proses dan lisensi dapat dilihat pada **Tabel III.2**. Pemilihan proses sintesis didasarkan pada efisiensi energi dan factor ekonomi sehingga dipilih proses lurgi untuk proses sintesis SNG.

Technology decision tree



Gambar III.11 *Technology Decision Tree* untuk Menentukan Lisensi Proses Gasifikasi

SNG yang dihasilkan selanjutnya diubah menjadi etilen. Untuk menghasilkan etilen terdapat beberapa proses antara lain dehidrasi etanol, *Thermal Cracking*, dan *Oxidative Coupling of Methane (OCM)* tentunya tiap proses memiliki parameter

tersendiri. Perbandingan proses sintesa etilen dapat dilihat pada **Tabel III.3**. dari **Tabel III.3** dapat dilihat bahwa proses yang sesuai dengan umpan yang masuk kedalam subsistem etilen berupa *Subtitute Natural Gas* (SNG) yang kaya akan CH_4 adalah Proses *Oxidative Coupling of Methane* (OCM). Oleh karena itu, dipilihlah Proses *Oxidative Coupling of Methane* (OCM) pada subsistem sintesis etilen.

III.3 Uraian Proses

Proses diawali dari persiapan bahan baku batubara kualitas rendah (*low rank*). Agar sesuai dengan spesifikasi gasifier, perlu dilakukan *pre-treatment* pada batubara. Mula-mula batubara dari *coal storage* (F-111) dipindahkan menggunakan *belt conveyor* (J-112A) yang dilanjutkan dengan *bucket elevator* (J-113A) menuju *hammer mill* (C-114) untuk proses *size reduction* tahap pertama. Pada proses ini, batubara akan dihaluskan dari ukuran 50 mm menjadi 0,01 mm. Penghancuran batubara dilakukan dua tahap karena disesuaikan pada range ukuran dari *feed* dan *range* ukuran dari peralatan *crushing* dan *grinding*. Batubara yang telah dihaluskan dimasukkan ke dalam *screen* (H-116) sehingga didapatkan ukuran yang seragam. Batubara yang sudah sesuai selanjutnya diangkut menggunakan *screw conveyor* (J-117A) untuk didistribusikan menuju *bin pulverized coal* (F-118) yang berfungsi untuk menampung *pulverized coal* sebelum masuk ke *rotary dryer* (B-110). Batubara yang masih mengandung *moisture content* sebesar 30% wt dikeringkan hingga *moisture content*-nya menjadi 2,14% wt dengan menggunakan udara kering hingga suhu batubara menjadi 36,2 °C. Batubara kering yang keluar dari *rotary dryer* akan diangkut dengan *bucket elevator* (J-113C) menuju *lock hopper* (B-121).

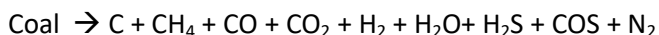
Pada tahap gasifikasi, batubara yang berasal dari *bin pulverized coal* masuk ke dalam *gasifier* yang di lengkapi dengan

lock hopper untuk menaikkan tekanan *pulverized coal* dari tekanan atmosfer (1 bar) menjadi 30 bar. Kenaikan tekanan ini bertujuan agar tekanan batu bara sesuai dengan tekanan *gasifier*. Selanjutnya *pulverized coal* masuk ke dalam *gasifier* (R-120). Oksidator berupa O₂ dan *steam* dimasukkan melalui bagian bawah *gasifier* kemudian berkontak dengan batubara seiring oksidator tersebut bergerak ke atas. Oksigen yang digunakan pada proses gasifikasi mempunyai tekanan 30 bar dan suhu 600 °C.. *Gasifier* R-120 yang digunakan berjenis *Fluidized Bed* dengan tipikal proses *HTW*. *Gasifier* R-120 ini berkerja pada kondisi temperatur 850°C dan tekanan 30 bar.

Pada *gasifier*, terjadi berbagai macam reaksi yang dibagi menjadi tiga zona yaitu zona devolatilisasi, zona pembakaran, dan zona gasifikasi. Awalnya, batubara akan mengalami proses devolatilisasi untuk dekomposisi batubara secara kimia dengan bantuan panas yang berasal dari *steam* yang diinjeksikan di jaket pada *gasifier* dan kondisi lingkungan beroksigen. Hasil dari devolatilisasi adalah karbon, *ash*, dan gas-gas ringan.

Reaksi-reaksi yang terjadi pada *gasifier*: (*Gasification, Christopher Higman and Martin V*)

1. Zona Devolatilisasi



2. Zona Pembakaran



3. Zona Gasifikasi

a) Reaksi *Boudourd*



b) Reaksi *Water Gas*



c) Reaksi *Shift Conversion*



d) Reaksi Metanasi

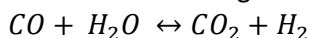


Sebagian besar O_2 yang diinjeksikan dalam *gasifier* ini akan digunakan untuk zona pembakaran. Panas yang dihasilkan dari reaksi ini digunakan untuk menyediakan panas untuk reaksi di dalam zona gasifikasi. Hasil dari reaksi 2 dan 3 dapat diatur dengan mengatur rate O_2 , jika rate O_2 berlebih maka makin banyak CO_2 yang dihasilkan. Selain O_2 , *steam* juga diinjeksikan ke dalam *gasifier*, *steam* berfungsi sebagai reaktan pada reaksi *water gas* dan *shift conversion*.

Reaksi *boudouard* yang merupakan reaksi endothermis dan lebih lambat jika dibandingkan pada reaksi pembakaran pada temperatur yang sama. Reaksi *water gas* yang berlangsung pada reaktor ini merupakan reaksi utama pada gasifikasi batubara karena pada reaksi ini dihasilkan *syngas* berupa H_2 dan CO . Selain *water gas*, ada juga reaksi *shift conversion* yang menghasilkan gas hidrogen namun komposisi tidak sebanyak reaksi *water gas*. Pada zona gasifikasi juga dihasilkan reaksi samping metanasi yang menghasilkan metana dalam jumlah yang sedikit

Karbon yang tidak bereaksi pada zona gasifikasi dan ash beberapa turun sebagai slag di bagian *bottom* dan dibawa menuju *open yard slag*. Sedangkan *syngas* yang keluar dari *gasifier* R-120 yang masih mengandung ash masuk kedalam

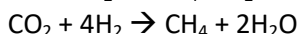
cyclone (H-122), sebesar 95% padatan yang terikut dapat dipisahkan dan dibuang menuju *open yard slag*. Gas sintesis (*syngas*) hasil gasifikasi batubara kemudian didinginkan ke dalam dua buah *heat exchanger* yang tersusun seri, yaitu *water tube cooler* (E-131) yang didinginkan dari suhu 850°C menjadi 700°C dan *fire tube cooler* (E-132) yang mendinginkan dari suhu 700°C menjadi 350°C. *Syngas* yang sudah didinginkan selanjutnya masuk ke dalam *ceramic candle filter* (H-133) untuk dihilangkan seluruh ash yang terikut. Gas keluar dari *ceramic candle filter* (H-133) selanjutnya masuk ke dalam *Water Gas Shift (WGS) Reactor* (R-140) untuk meningkatkan kandungan H₂. Reaktor WGS beroperasi pada tekanan 28.93 bar dan 393°C. reaksi yang terjadi pada reaktor WGS sebagai berikut ini



Gas keluar dari reaktor WGS selanjutnya didinginkan pada *Water Gas Shift Cooler* (E-141) menjadi 100°C. Hal ini dikarenakan pada proses selanjutnya (*COS Hydrolizer*) lebih efisien berjalan pada suhu relatif rendah. Gas keluar dari *Water Gas Shift Cooler* (E-141) Selanjutnya masuk ke dalam reaktor *COS Hydrolizer* (R-150) untuk mengubah COS menjadi senyawa H₂S. Gas keluar dari reaktor *COS Hydrolizer* memiliki kandungan H₂S yang besar dimana keberadaan H₂S dapat menyebabkan racun pada katalis dan korosif terhadap kompresor (G-163). Oleh karena kandungan H₂S ini dihilangkan pada *Desulphurizer Tank* (B-152) sehingga kandungan H₂S menjadi 1 ppmw. Gas keluar selanjutnya didinginkan pada *Desulphurizer Cooler* (E-153) sebelum masuk ke dalam *Caustic Wash Tower* (B-160). Pada *Caustic Wash Tower* (B-160) terjadi reaksi antara gas CO₂ dan larutan NaOH yang bertujuan untuk mengurangi gas CO₂ agar sesuai spesifikasi umpan untuk masuk ke dalam reaktor metanator.

Gas keluar *Caustic Wash Tower* (B-160) sudah mengandung CO₂ yang sedikit selanjutnya tekanannya di naikan

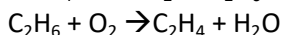
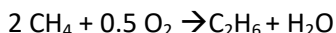
pada kompresor metanator I (G-163) menjadi 40 bar, serta dipanaskan pada heater (E-164) sampai suhu gas menjadi 250°C. *Syngas* keluar heater (E-164) masuk ke SNG Plant yang terdiri dari 4 reaktor metanator (R-210 hingga R-240) secara seri. Pada reaktor Metanator, terjadi reaksi sebagai berikut ini:



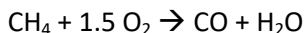
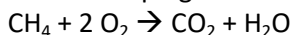
Kondisi Operasi Metanator I (R-210) berjalan pada tekanan 40 bar dan 771°C. Gas hasil metanator I didinginkan pada Metanator I Cooler (E-211) yang bertujuan untuk mendinginkan gas keluar metanator I dikarenakan umpan pada reaktor metanator lebih baik berada pada suhu 200-250°C. Gas keluar Metanator I Cooler (E-211) sebagian dikembalikan kedalam reaktor dan sebagian masuk kedalam Metanator II (R-220). Kondisi Operasi Metanator II (R-220) berjalan pada tekanan 39 bar dan 597°C. Gas hasil metanator II didinginkan pada Metanator II Cooler (E-221) sampai suhu 200°C. Selanjutnya Gas keluar Metanator II Cooler (E-221) masuk ke dalam Metanator III (R-230). Kondisi Operasi Metanator III (R-230) berjalan pada tekanan 39 bar dan 364.7°C. Gas hasil metanator III didinginkan pada Metanator III Cooler (E-231) sampai suhu 200°C. Selanjutnya Gas keluar Metanator III Cooler (E-231) masuk ke dalam Metanator IV (R-240). Gas keluar metanator IV disebut dengan SNG (*Subtitute Natural Gas*) didinginkan pada metanator IV Cooler (E-241) sampai suhu 30°C. Penurunan suhu ini bertujuan untuk memisahkan H₂O hasil reaksi. Pada suhu 30°C sebagian H₂O terkondensasi sehingga gas keluar metanator IV Cooler (E-241) dipisahkan secara *flash* pada *flash drum* (H-242). Pada flash drum, gas masuk dengan tekanan 30 bar. Tujuan pengurangan kadar air ini untuk memperingan kerja *Furnace* (Q-330). Gas keluar dari *flash drum* (H-242) memiliki tekanan 26 bar. akan dinaikkan suhunya sampai dengan 850°C pada *Furnace* (Q-330).

Gas SNG yang telah dipanaskan pada *Furnace* (Q-330) masuk kedalam reaktor OCM (*Oxidative Coupling Methane*) (R-310). Reaktor OCM bertujuan untuk mengubah metana yang terkandung dalam SNG menjadi *Ethylene*. Reaksi yang terjadi pada Reaktor OCM adalah sebagai berikut ini,

Reaksi Utama :



Reaksi Samping :



Gas Keluar dari reaktor OCM didinginkan secara bertahap pada OCM Cooler I (E-311) dan OCM Cooler II (E-312) sehingga suhu gas menjadi 110°C. selanjutnya gas masuk kedalam Quench Tower (P-313) untuk didinginkan dan dipisahkan kandungan air yang dihasilkan pada reaksi OCM. Proses pemisahan untuk mendapatkan *ethylene* berlangsung pada suhu rendah. Oleh karena itu kandungan air dibatasi sebesar 1 ppmw untuk mencegah pembekuan pada saluran pipa. Gas yang keluar dari *Quench Tower* (P-313) masuk ke dalam *Gas Charged Dryer* (B-314 A-D) untuk dikurangi kandungan airnya. Proses pengilangan air pada *Gas Charged dryer* menggunakan proses adsorpsi dengan *material solid*. Gas yang keluar dari *Gas Charged Dryer* masuk kedalam *Chilling Train* (E-345 A-N) untuk didinginkan suhunya menjadi – 98.2°C. *Chilling Train* merupakan susunan HE secara series dan paralel. Disusun series untuk mengurangi luas HE dan secara parallel untuk mengurangi beban kerja HE. Kondisi operasi pada *chilling train* seperti pada tabel III.4

Tabel III.4 Kondisi Operasi *Heat Exchanger Series*

Left HE Series			Right HE Series		
Heat Exchanger	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)	Heat Exchanger	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)

E-150A	16	0	E-150H	16	0
E-150B	0	-15	E-150I	0	-15
E-150C	-15	-30	E-150J	-15	-30
E-150D	-30	-45	E-150K	-30	-45
E-150E	-45	-60	E-150L	-45	-60
E-150F	-60	-75	E-150M	-60	-75
E-150G	-75	-89,2	E-150N	-75	-89,2

Gas yang telah didinginkan pada *chilling train* selanjutnya masuk proses pemisahan yang terdiri dari 3 system tower destilasi. 3 tower ini terdiri dari demetanizer tower (D-320), Ethylene fractionator I (D-330), dan *Ethylene Fractionator II* (D-340). Pada tower demetanizer (D-320) bertujuan untuk memisahkan metana dengan ethana dan ethylene. Hasil produk atas demetanizer berupa metana dimasukkan kedalam methane tank. Sedangkan produk bawahnya masuk ke dalam *Ethylene Fractionator I* (D-330) untuk memisahkan antara etana dan ethylene. Hasil bawah produk *ethylen fractionator I* berupa etana masuk kedalam etana tank. Sedangkan hasil atasnya masih banyak mengandung impiuritis dialirkan ke *Ethylene Fractionator II* (D-340) untu dipisahkan antara metana dan *ethylene*. Hasil atas produk *Ethylene Fractionator II* berupa metana dialirkan ke metana tank bersama prduk atas *demethanizer* sedangkan produk bawahnya berupa *Ethylene* yang memiliki kemurnian 99,9% dimasukkan kedalam *ethylene tank*.

BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

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

Aliran Massa Input – Aliran Output = Akumulasi dalam Sistem

Karena asumsi aliran *steady state*, maka akumulasi dalam sistem sama dengan nol, dalam perhitungan neraca massa ini satuan yang digunakan adalah kg material. Neraca massa pabrik *ethylene* dari batubara dapat dihitung sebagai berikut :

Waktu Operasi = 1 Tahun
 = 330 Hari
 = 7920 Jam

Kapasitas Produksi = 850000 Ton/tahun
 = 2575,758 Ton/hari
 = 107,323 Ton/jam
 = 107323 Kg/h

Basis perhitungan adalah 1 jam operasi. Dalam 1 jam operasi, pabrik mampu memproduksi *ethylene* sebesar 107,323

ton/jam, dan dibutuhkan batubara *low rank coal* sebesar 1501458 kg/h dengan perhitungan sebagai berikut:

Tabel IV.1 Kandungan Air, Ash, dan Batubara dalam *Low Rank Coal*

Komposisi	% Massa	Massa
H ₂ O	23,60	354344,023
Coal Net	68,60	1030000
Ash	7,80	117113,703
Total	100	1501457,73

Berikut ini properties-properties yang digunakan dalam perhitungan neraca massa seperti disajikan pada **Tabel IV.2** dan **Tabel IV.3**.

Tabel IV.2 Berat Molekul Masing-Masing Komponen

Komponen	BM
Low Rank Coal	981,5
CH ₄	16,04
C	12,01
O ₂	32,00
H ₂	2,016
CO	28,01
CO ₂	44,01
H ₂ O	18,02
H ₂ S	34,08
COS	60,07
N ₂	28,01
Ethane	30,07
Ethylene	28,06
NaOH	40,00

Ash	60,00
-----	-------

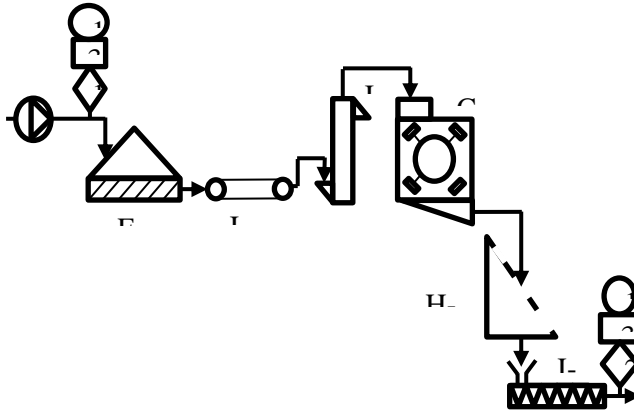
(Sumber : Aspen Hysys V8.8)

Tabel IV.3 Konstanta A, B, C, D, E, dan F dari persamaan Antoine

Komponen	A	B	C	D	E	F
Methane	31,35	-1307,5	0	-3,3	2,94E-05	2
Carbon	22,6377	-64033	0	-0,3	3,01E-24	6
Oxygen	31,233	-1090,4	0	-3,3	4,06E-05	2
Hydrogen	9,1827	-107,93	0	0,16	6,02E-04	2
CO	41,655	-1109,9	0	-5,5	8,64E-05	2
CO ₂	133,62	-4735	0	-21	4,09E-02	1
H ₂ O	65,9278	-7227,5	0	-7,2	4,03E-06	2
H ₂ S	78,6762	-3839,9	0	-11	1,88E-02	1
COS	50,6824	-3360,8	0	-5,8	1,09E-05	2
Nitrogen	35,4113	-966,24	0	-4,3	7,93E-05	2
Ethane	44,0103	-2568,8	0	-5	1,46E-05	2
Ethylene	48,1101	-2473,7	0	-5,7	1,94E-05	2

(Sumber : Aspen Hysys V8.8)

1. Pre-Treatment Coal



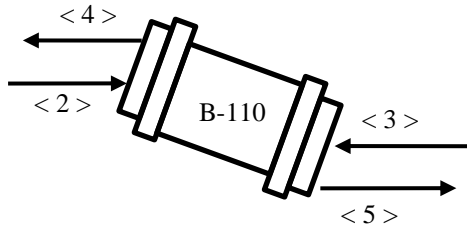
Gambar IV.1 Gambar Pre-Treatment Coal

Fungsi: Mengubah ukuran batubara dari 50 mm menjadi kurang lebih 0.01 mm.

Tabel IV.4 Neraca Massa Proses Pre-Treatment Batubara

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 1 >			Aliran < 2 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	68,60	1030000	Coal	68,60	1030000
Ash	7,80	117113,703	Ash	7,80	117113,703
H ₂ O	23,60	354344,023	H ₂ O	23,60	354344,023
Total Aliran < 1 >		1501457,73	Total Aliran < 2 >		1501457,73
Total Aliran Masuk		1501457,73	Total Aliran Keluar		1501457,73

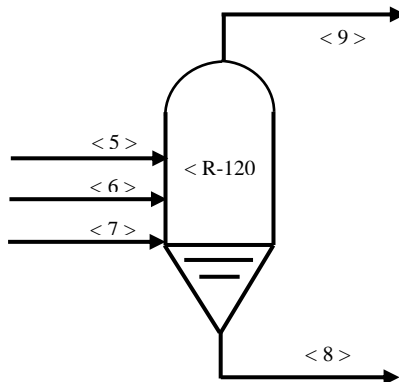
2. Rotary Dryer (B-110)



Gambar IV.2 Gambar *Rotary Dryer* (B-110)

Fungsi: Mengurangi kadar air yang terkandung dalam batubara kualitas rendah. Neraca massa dapat dilihat pada **Tabel IV.5**.

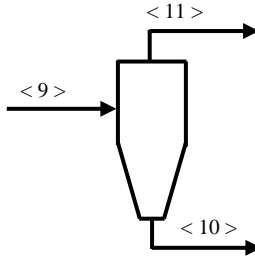
3. Gasifier Reactor (R-120)



Gambar IV.3 Gambar *Gasifier Reactor* (R-120)

Fungsi: Mengkonversi batubara kualitas rendah menjadi *Raw Gas Material* dengan menggunakan *Agent of Gasification* berupa Oksigen dan *Steam*. Neraca massa dapat dilihat pada **Tabel IV.6**.

4. Cyclone (H-122)



Gambar IV.4 Gambar *Cyclone* (H-122)

Fungsi: Menghilangkan *Ash* yang terikut pada aliran keluar reaktor gasifier. Neraca massa dapat dilihat pada **Tabel IV.7**.

Tabel IV.5 Neraca Massa *Rotary Dryer* (B-110)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 2 >			Aliran < 5 >		
Komponen	Fraksi	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi	Massa (Kg)
Coal	68,60	1030000	Coal	0,879	1030000
Ash	7,80	117113,703	Ash	0,100	117113,703
H ₂ O	23,60	354344,023	H ₂ O	0,021	24804,082
Total Aliran < 2 >		1501457,7	Total Aliran < 5 >		1171917,78
Aliran < 3 >			Aliran < 4 >		
Komponen	Fraksi	Massa (Kg)	Komponen	Fraksi	Massa (Kg)
O ₂	0,767	357454,214	O ₂	0,4493	357454,214
N ₂	0,233	108587,786	N ₂	0,1365	108587,786
Total Aliran < 3 >		466042	H ₂ O	0,4142	329539,942
			Total Aliran < 4 >		795581,942
Total Aliran Masuk		1967499,73	Total Aliran Keluar		1967499,73

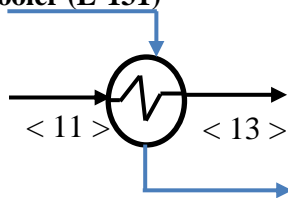
Tabel IV.6 Hasil Perhitungan Neraca Massa Reaktor Gasifier (R-120)

Aliran Masuk			Aliran Keluar				
Aliran < 5 >			Aliran < 9 >				
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)		
Coal	0,879	1030000	Coal	0,000	0,000		
Ash	0,1	117113,703	CH ₄	0,110	103997,811		
H ₂ O	0,021	24804,082	C	0,000	0,000		
Total Aliran < 5 >		1171917,8	O ₂	0,000	57,740		
Aliran < 6 >			H ₂	0,055	51574,714		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	CO	0,370	349071,470		
			CO ₂	0,330	311229,679		
H ₂ O	1	25200,688	H ₂ O	0,005	5047,533		
Total Aliran < 6 >		25200,688	H ₂ S	0,010	9301,692		
Aliran < 7 >			COS	0,001	1361,108		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	N ₂	0,006	5789,477		
			Ash	0,112	105402,332		
O ₂	0,982	57739,568	Total Aliran < 9 >		942833,555		
N ₂	0,018	1031,542	Aliran < 8 >				
Total Aliran < 7 >		58771,110	Komponen	Fraksi	Massa (kg)		
		Ash				0,037	11711,370
		C				0,963	301345,597
		Total Aliran < 8 >				313056,967	
Total Aliran Masuk		1255889,58	Total Aliran Keluar		1255890,522		

Tabel IV.7 Hasil Perhitungan Neraca Massa *Cyclone* (H-122)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 9 >			Aliran < 11 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0,000	0,000	Coal	0,000	0,000
CH ₄	0,110	103997,811	CH ₄	0,123	103997,811
C	0,000	0,000	C	0,000	0,000
O ₂	6E-05	57,7396	O ₂	7E-05	57,7396
H ₂	0,055	51574,714	H ₂	0,061	51574,714
CO	0,370	349071,470	CO	0,414	349071,470
CO ₂	0,330	311229,679	CO ₂	0,369	311229,679
H ₂ O	0,005	5047,533	H ₂ O	0,006	5047,533
H ₂ S	0,010	9301,692	H ₂ S	0,011	9301,692
COS	0,001	1361,108	COS	0,002	1361,108
N ₂	0,006	5789,477	N ₂	0,007	5789,477
Ash	0,112	105402,332	Ash	0,006	5270,117
Total Aliran < 9 >		942833,555	Total Aliran < 11 >		842701,339
			Aliran < 10 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			Ash	1	100132,216
			Total Aliran < 10 >		100132,216
Total Aliran Masuk		942833,555	Total Aliran Keluar		942833,555

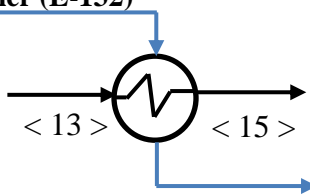
5. Water Tube Cooler (E-131)



Gambar IV.5 *Water Tube Cooler* (E-131)

Fungsi: Menurunkan suhu *raw syngas* dari 850°C menjadi 700°C .
Pada *Water Tube Cooler* tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir $\langle 11 \rangle =$ laju alir $\langle 13 \rangle$.

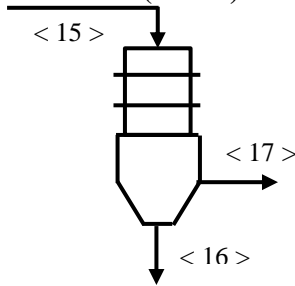
6. Fire Tube Cooler (E-132)



Gambar IV.6 *Fire Tube Cooler* (E-132)

Fungsi: Menurunkan suhu *raw syngas* dari 700°C menjadi 300°C .
Pada *Fire Tube Cooler* tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir $\langle 13 \rangle =$ laju alir $\langle 15 \rangle$.

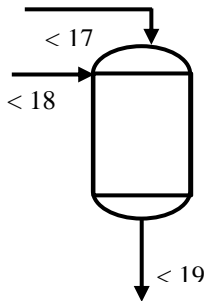
7. Ceramic Candle Filter (H-133)



Gambar IV.7 *Ceramic Candle Filter (H-133)*

Fungsi : Menghilangkan kandungan *Ash* yang terikut pada aliran keluar *cyclone*. Neraca Massa Water Gas Shift reaktor dapat dilihat pada **Tabel IV.8**.

8. Water Gas Shift (WGS) Reactor (R-140)



Gambar IV.8 *Gambar Water Gas Shift Reactor (R-140)*

Fungsi: Mereaksikan *raw syngas* dengan *steam* untuk meningkatkan kandungan hydrogen. Neraca Massa Water Gas Shift reaktor dapat dilihat pada **Tabel IV.9**.

Tabel IV.8 Neraca Massa *Ceramic Candle Filter (H-133)*

Aliran Masuk	Aliran Keluar
Aliran < 15 >	Aliran < 17 >

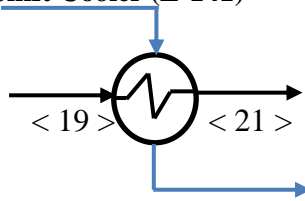
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0	0,000	Coal	0,000	0,000
CH ₄	0,123	103997,811	CH ₄	0,124	103997,811
C	0	0,000	C	0,000	0,000
O ₂	7E-05	57,740	O ₂	7E-05	57,740
H ₂	0,061	51574,714	H ₂	0,062	51574,714
CO	0,414	349071,470	CO	0,417	349071,470
CO ₂	0,369	311229,679	CO ₂	0,372	311229,679
H ₂ O	0,006	5047,533	H ₂ O	0,006	5047,533
H ₂ S	0,011	9301,692	H ₂ S	0,011	9301,692
COS	0,002	1361,108	COS	0,002	1361,108
N ₂	0,007	5789,477	N ₂	0,007	5789,477
Ash	0,006	5270,117	Ash	0,000	0,000
Total Aliran < 15 >		842701,339	Total Aliran < 17 >		837431,222
			Aliran < 16 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			Ash	1	5270,117
			Total Aliran < 16 >		5270,117
Total Aliran Masuk		842701,339	Total Aliran Keluar		842701,339

Tabel IV.9 Neraca Massa *Water Gas Shift Reactor* (R-140)

Aliran Masuk	Aliran Keluar
Aliran < 17 >	Aliran < 19 >

Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0	0	Coal	0	0
CH ₄	0,124	103997,811	CH ₄	0,114	103997,811
C	0	0,000	C	0	0,000
O ₂	7E-05	57,740	O ₂	6E-05	57,740
H ₂	0,062	51574,714	H ₂	0,062	56620,498
CO	0,417	349071,470	CO	0,306	278963,854
CO ₂	0,372	311229,679	CO ₂	0,462	421380,197
H ₂ O	0,006	5047,533	H ₂ O	0,038	34958,095
H ₂ S	0,011	9301,692	H ₂ S	0,01	9301,692
COS	0,002	1361,108	COS	0,001	1361,108
N ₂	0,007	5789,477	N ₂	0,006	5789,477
Ash	0	0,000	Ash	0	0,000
Total Aliran < 17 >		837431,222	Total Aliran < 19 >		912430,471
Aliran < 18 >					
Komponen	Fraksi	Massa (kg)			
H ₂ O	1	75000			
Total Aliran < 18 >		75000			
Total Aliran Masuk		912431,2224			

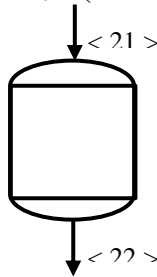
9. Water Gas Shift Cooler (E-141)



Gambar IV.9 Gambar *Water Gas Shift Cooler* (E-141)

Fungsi: Mendinginkan aliran keluar *Water Gas Shift Reactor* dari 393,1⁰C menjadi 100⁰C

10. Reaktor COS *Hydrolizer* (R-150)



Gambar IV.10 Gambar Reaktor COS *Hydrolizer*

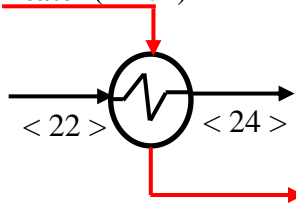
Fungsi: Mereaksikan COS dengan H₂O menjadi H₂S. Neraca Massa Reaktor COS *Hydrolizer* dapat dilihat pada **Tabel IV.10**.

Tabel IV.10 Neraca Massa Reaktor COS *Hydrolizer*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 21 >			Aliran < 22 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0	0,000	Coal	0	0,000
CH ₄	0,114	103997,811	CH ₄	0,114	103997,811
C	0	0,000	C	0	0,000
O ₂	6E-05	57,740	O ₂	6E-05	57,740

H ₂	0,062	56620,498	H ₂	0,0621	56620,498
CO	0,306	278963,854	CO	0,3057	278963,854
CO ₂	0,462	421380,197	CO ₂	0,4629	422377,401
H ₂ O	0,038	34958,095	H ₂ O	0,0379	34549,896
H ₂ S	0,01	9301,692	H ₂ S	0,011	10073,811
COS	0,001	1361,108	COS	7E-13	0,000
N ₂	0,006	5789,477	N ₂	0,0063	5789,477
Ash	0	0,000	Ash	0	0,000
Total Aliran < 21 >		912430,471	Total Aliran < 22 >		912430,487
Total Aliran Masuk		912430,471	Total Aliran Keluar		912430,487

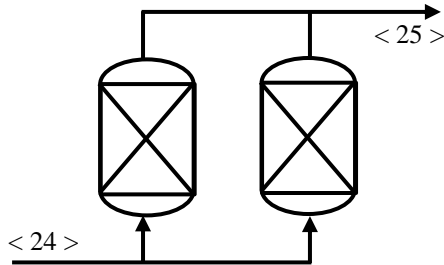
11. Desulphurizer Pre-Heater (E-151)



Gambar IV.11 Gambar *Desulphurizer Pre-Heater (E-151)*

Fungsi: Memanaskan aliran keluar COS *hydrolizer reactor* dari 100⁰C menjadi 391,3⁰C. Pada Heater (E-151) tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir <22> = laju alir <24>

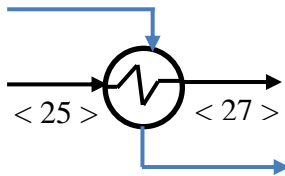
12. Desulphurizer Tank (B-152 A/B)



Gambar IV.12 Gambar *Desulphurizer Tank* (B-152 A/B)

Fungsi: Menghilangkan kandungan H_2S yang ada didalam aliran *syngas*. Neraca massa dapat dilihat pada **Tabel IV.11**.

13. Desulphurizer Cooler (E-153)



Gambar IV.13 Gambar *Desulphurizer Cooler* (E-153)

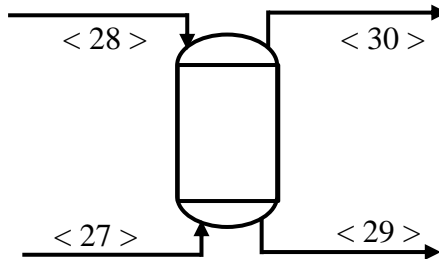
Fungsi: Mendinginkan aliran keluar *Desulphurizer Tank* dari $393,1^{\circ}C$ menjadi $100^{\circ}C$ Pada *Water Gas Shift Cooler* tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir $<25> =$ laju alir $<27>$

Tabel IV.11 Neraca Massa *Desulphurizer Tank*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 24 >			Aliran < 25 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0	0,000	Coal	0	0,000
CH_4	0,114	103997,811	CH_4	0,115	103997,811

C	0	0,000	C	0	0,000
O ₂	6E-05	57,740	O ₂	6E-05	57,740
H ₂	0,062	56620,498	H ₂	0,063	56620,498
CO	0,306	278963,854	CO	0,309	278963,854
CO ₂	0,463	422377,401	CO ₂	0,468	422377,401
H ₂ O	0,038	34549,896	H ₂ O	0,038	34549,896
H ₂ S	0,011	10073,811	H ₂ S	1E-06	0,902
COS	7E-13	0,000	COS	7E-13	0,000
N ₂	0,006	5789,477	N ₂	0,006	5789,477
Ash	0	0,000	Ash	0	0,000
Total Aliran < 24 >		912430,487	Total Aliran < 25 >		902357,579
Total Aliran Masuk		912430,487	Total Aliran Keluar		902357,579

14. Caustic Wash Tower (B-160)



Gambar IV.14 Gambar *Caustic Wash Tower* (B-160)

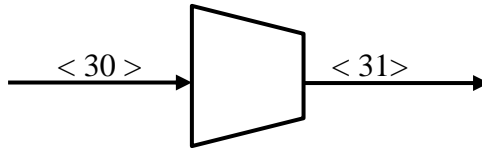
Fungsi: Menghilangkan kandungan CO₂ dengan menggunakan Larutan NaOH sehingga didapatkan kandungan CO/H₂ sebesar 3. Proses pada alat ini menggunakan prinsip absorpsi. Neraca Massa *Caustic Wash Tower* dapat dilihat pada **Tabel IV.12**.

Tabel IV.12 Neraca Massa *Caustic Wash Tower*

Aliran Masuk	Aliran Keluar
Aliran < 27 >	Aliran < 30 >

Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0	0,000	Coal	0	0,000
CH ₄	0,115	103997,811	CH ₄	0,217	103997,811
C	0	0,000	C	0	0,000
O ₂	6E-05	57,740	O ₂	1E-04	57,740
H ₂	0,063	56620,498	H ₂	0,118	56620,498
CO	0,309	278963,854	CO	0,581	278963,854
CO ₂	0,468	422377,401	CO ₂	2E-05	9,817
H ₂ O	0,038	34549,896	H ₂ O	0,072	34549,896
H ₂ S	1E-06	0,902	H ₂ S	2E-06	0,902
COS	7E-13	0,000	COS	1E-12	0,000
N ₂	0,006	5789,477	N ₂	0,012	5789,477
Ash	0	0,000	Ash	0	0,000
Total Massa Aliran < 27 >		902357,579	Total Massa Aliran < 30 >		479989,995
Aliran < 28 >			Aliran < 29 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
NaOH	0,038	959714,737	NaOH	0,008	191942,947
H ₂ O	0,962	23992868,416	H ₂ O	0,952	24165761,990
Total Massa Aliran < 28 >		24952583,152	Na ₂ CO ₃	0,04	1017297,621
			Total Massa Aliran < 29 >		25375002,558
Total Aliran Masuk		25854940,731	Total Aliran Keluar		25854992,553

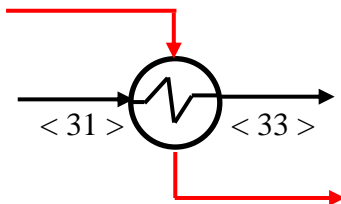
15. Kompresor (G-163)



Gambar IV.15 Gambar Kompresor (G-163)

Fungsi: Untuk menaikkan tekanan *syngas* sebelum memasuki metanator 1. Pada Kompresor (G-163) tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir <30> = laju alir <31>

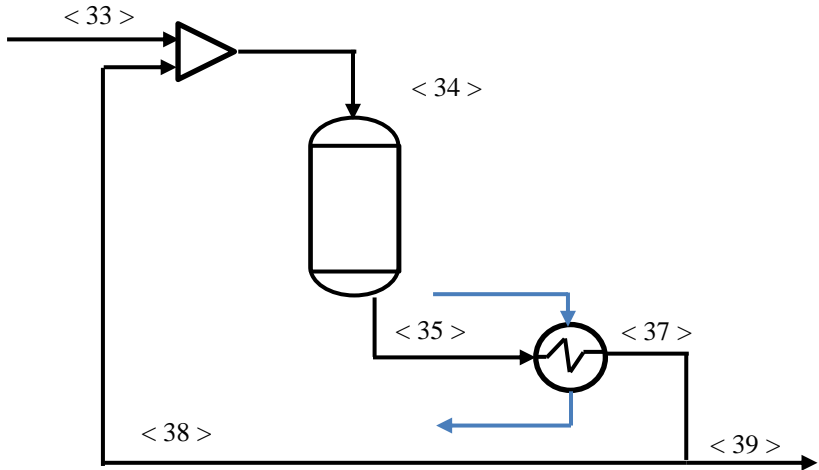
16. Pre-heater Metanator (E-164)



Gambar IV.16 Gambar Pre-heater Metanator (E-164)

Fungsi : Memanaskan aliran sebelum masuk Metanator 1 dari 72°C menjadi 250°C . Pada Heater (E-151) tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir <31> = laju alir <33>

17.Sistem Metanator I (Mixing Point I, R-210, E-211, dan Tee Point)



Gambar IV.17 Gambar Sistem Metanator I (*Mixing Point I, R-210, E-211, dan Tee Point*)

Fungsi : Mengubah CO dan H₂ menjadi senyawa Metana (CH₄).
 Neraca Massa *Caustic Wash Tower* dapat dilihat pada **Tabel IV.13**.

Tabel IV.13 Neraca Massa Metanator I

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 34 >			Aliran < 35 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0	0,000	Coal	0	0,000
CH ₄	0,262	236290,633	CH ₄	0,689	330732,055
C	0	0,000	C	0	0,000
O ₂	1E-04	96,233	O ₂	0,0002	96,233

H ₂	0,081	72743,485	H ₂	0,084	40307,468
CO	0,361	325670,949	CO	0,243	116767,737
CO ₂	0,051	46112,731	CO ₂	0,240	115257,285
H ₂ O	0,121	109414,815	H ₂ O	0,390	187162,298
H ₂ S	2E-06	1,504	H ₂ S	3E-06	1,504
COS	1E-12	0,000	COS	2E-12	0,000
N ₂	0,011	9649,129	N ₂	0,020	9649,129
Ash	0	0,000	Ash	0	0,000
Total Massa Aliran <34>		799979,478	Total Massa Aliran <35>		799973,708
Total Aliran Masuk		799979,478	Total Aliran Keluar		799973,708

Tabel IV.14 Neraca Massa Pada *Tee Point*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 37 >			Aliran < 39 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0	0,000	Coal	0	0,000
CH ₄	0,367	330732,055	CH ₄	0,413	198439,233
C	0	0,000	C	0	0,000
O ₂	1E-04	96,233	O ₂	0,0001	57,740
H ₂	0,045	40307,468	H ₂	0,050	24184,481
CO	0,129	116767,737	CO	0,146	70060,642
CO ₂	0,128	115257,285	CO ₂	0,144	69154,371
H ₂ O	0,207	187162,298	H ₂ O	0,234	112297,379
H ₂ S	2E-06	1,504	H ₂ S	2E-06	0,902
COS	1E-12	0,000	COS	1E-12	0,000
N ₂	0,011	9649,129	N ₂	0,0121	5789,477

Ash	0	0,000	Ash	0	0,000
Total Massa Aliran < 37 >		799973,708	Total Massa Aliran < 39 >		479984,225
			Aliran < 38 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			Coal	0	0,000
			CH ₄	0,276	132292,822
			C	0	0,000
			O ₂	8E-05	38,493
			H ₂	0,034	16122,987
			CO	0,097	46707,095
			CO ₂	0,096	46102,914
			H ₂ O	0,156	74864,919
			H ₂ S	1E-06	0,602
			COS	9E-13	0,000
			N ₂	0,008	3859,651
			Ash	0	0,000
Total Aliran Masuk		799973,708	Total Aliran Keluar		799973,708

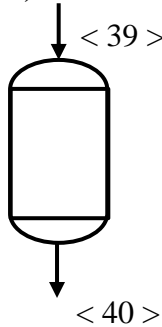
Tabel IV.15 Neraca Massa Pada *Mixing Point*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 33 >			Aliran < 34 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0	0,000	Coal	0	0,000
CH ₄	0,217	103997,811	CH ₄	0,262	236290,633

C	0	0,000	C	0	0,000
O ₂	1E-04	57,740	O ₂	0,0001	96,233
H ₂	0,118	56620,498	H ₂	0,081	72743,485
CO	0,581	278963,854	CO	0,361	325670,949
CO ₂	2E-05	9,817	CO ₂	0,051	46112,731
H ₂ O	0,072	34549,896	H ₂ O	0,121	109414,815
H ₂ S	2E-06	0,902	H ₂ S	2E-06	1,504
COS	1E-12	0,000	COS	1E-12	0,000
N ₂	0,012	5789,477	N ₂	0,011	9649,129
Ash	0	0,000	Ash	0	0,000
Total Massa Aliran < 33 >		479989,995	Total Massa Aliran < 34 >		799979,478
Aliran < 38 >					
Komponen	Fraksi	Massa (kg)			
Coal	0	0,000			
CH ₄	0,276	132292,822			
C	0	0,000			
O ₂	8E-05	38,493			
H ₂	0,034	16122,987			
CO	0,097	46707,095			
CO ₂	0,096	46102,914			
H ₂ O	0,156	74864,919			
H ₂ S	1E-06	0,602			
COS	9E-13	0,000			
N ₂	0,008	3859,651			
Ash	0	0,000			
Total Massa Aliran < 35 >		319989,483			

Total Aliran Masuk	799979,478	Total Aliran Keluar	799979,478
---------------------------	------------	----------------------------	------------

18. Metanator II (R-220)



Gambar IV.18 Gambar Metanator II (R-220)

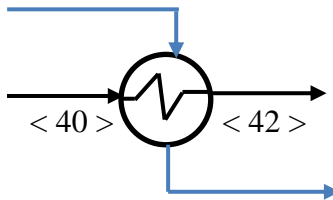
Fungsi: Mengubah CO dan H₂ menjadi senyawa Metana (CH₄)

Tabel IV.16 Neraca Massa Metanator II

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 39 >			Aliran < 40 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0	0,000	Coal	0	0,000
CH ₄	0,22	198439,233	CH ₄	0,491	235438,372
C	0	0,000	C	0	0,000
O ₂	6E-05	57,740	O ₂	0,0001	57,740
H ₂	0,027	24184,481	H ₂	0,021	10020,759
CO	0,078	70060,642	CO	0,018	8453,617
CO ₂	0,077	69154,371	CO ₂	0,134	64451,149
H ₂ O	0,124	112297,379	H ₂ O	0,325	155770,165
H ₂ S	1E-06	0,902	H ₂ S	2E-06	0,902

COS	7E-13	0,000	COS	1E-12	0,000
N ₂	0,006	5789,477	N ₂	0,012	5789,477
Ash	0	0,000	Ash	0	0,000
Total Massa Aliran < 34 >		479984,225	Total Massa Aliran < 35 >		479982,181
Total Aliran Masuk		479984,225	Total Aliran Keluar		479982,181

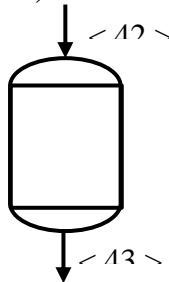
19. Metanator II Cooler (E-221)



Gambar IV.19 Gambar Metanator II Cooler (E-221)

Fungsi: Mendinginkan aliran keluar Metanator II dari 597,2⁰C menjadi 200⁰C. Pada Metanator II Cooler tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir <40> = laju

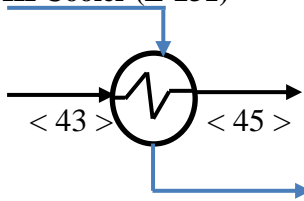
20. Metanator III (R-230)



Gambar IV.20 Gambar Metanator III (R-230)

Fungsi : Mengubah CO dan H₂ menjadi senyawa Metana (CH₄). Neraca Massa Metanator III dapat dilihat pada Tabel IV.17

21. Metanator III Cooler (E-231)



Gambar IV.21 Gambar Metanator III Cooler (E-231)

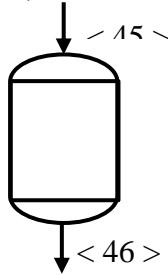
Fungsi: Mendinginkan aliran keluar metanator III dari 364,7⁰C menjadi 200⁰C. Pada Metanator III Cooler tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir <43> = laju alir <45>.

Tabel IV.17 Neraca Massa Metanator III

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 42 >			Aliran < 43 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Coal	0	0,000	Coal	0	0,000
CH ₄	0,261	235438,372	CH ₄	0,528	253621,583
C	0	0,000	C	0	0,000
O ₂	6E-05	57,740	O ₂	0,0001	57,740
H ₂	0,011	10020,759	H ₂	0,003	1484,710
CO	0,009	8453,617	CO	0,0001	64,479
CO ₂	0,071	64451,149	CO ₂	0,058	27750,745
H ₂ O	0,173	155770,165	H ₂ O	0,398	191211,775
H ₂ S	1E-06	0,902	H ₂ S	2E-06	0,902
COS	7E-13	0,000	COS	1E-12	0,000
N ₂	0,006	5789,477	N ₂	0,012	5789,477
Ash	0	0,000	Ash	0	0,000
Total Massa Aliran < 42 >		479982,181	Total Massa Aliran < 43 >		479981,411

Total Aliran Masuk	479982,181	Total Aliran Keluar	479981,411
--------------------	------------	---------------------	------------

22. Metanator IV (R-240)



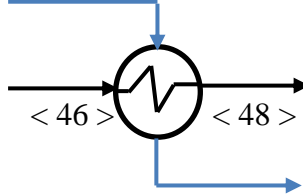
Gambar IV.22 Gambar Metanator IV (R-240)

Fungsi: Mengubah CO dan H₂ menjadi senyawa Metana (CH₄).

Neraca Massa Metanator IV

dapat dilihat pada **Tabel IV.18**.

23. Metanator IV Cooler (E-241)



Gambar IV.23 Gambar Metanator IV Cooler (E-241)

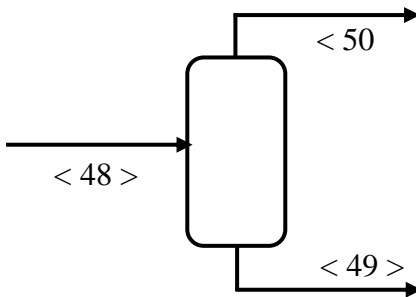
Fungsi : Mendinginkan aliran keluar Metanator IV dari 222,2⁰C menjadi 30⁰C. Pada Metanator IV Cooler tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir <46> = laju alir <48>

Tabel IV.18 Neraca Massa Metanator IV

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 42 >			Aliran < 43 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)

Coal	0	0,0000	Coal	0	0,0000
CH ₄	0,281	253621,5831	CH ₄	0,5339	256266,0728
C	0	0,0000	C	0	0,0000
O ₂	6E-05	57,7396	O ₂	0,0001	57,7396
H ₂	0,002	1484,7101	H ₂	0,0003	160,0494
CO	7E-05	64,4790	CO	1E-06	0,5933
CO ₂	0,031	27750,7449	CO ₂	0,0429	20596,6208
H ₂ O	0,212	191211,7752	H ₂ O	0,4107	197109,8564
H ₂ S	1E-06	0,9024	H ₂ S	2E-06	0,9024
COS	7E-13	0,0000	COS	1E-12	0,0000
N ₂	0,006	5789,4771	N ₂	0,0121	5789,4771
Ash	0	0,0000	Ash	0	0,0000
Total Massa Aliran < 42 >		479981,4114	Total Massa Aliran < 43 >		479981,3118
Total Aliran Masuk		479981,4114	Total Aliran Keluar		479981,3118

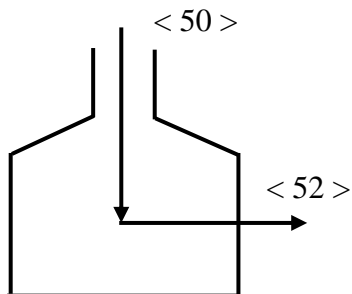
24. Flash Drum (H-242)



Gambar IV.24 Gambar *Flash Drum* (H-242)

Fungsi: Memisahkan vapor dan liquid hasil pendinginan pada Metanator IV Cooler. Neraca Massa Flash Drum dapat dilihat pada **Tabel IV.19**.

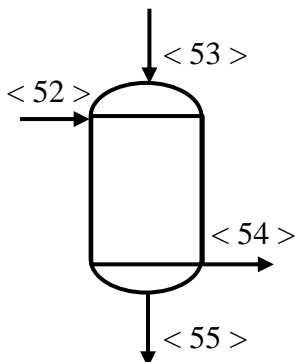
25. Furnace (Q-330)



Gambar IV.25 Gambar *Furnace* (Q-330)

Fungsi : Memanaskan aliran SNG yang telah didinginkan sebelum masuk kedalam reaktor OCM Pada *Furnace* (Q-330) tidak ada perubahan aliran massa tetapi terjadi perubahan suhu pada aliran masuk dan keluar. Sehingga laju alir <50> = laju alir <52>

26. Oxidative Coupling Methane Reactor (OCM) (R-310)



Gambar IV.26 Gambar *Oxidative Coupling Methane Reactor* (OCM) (R-310)

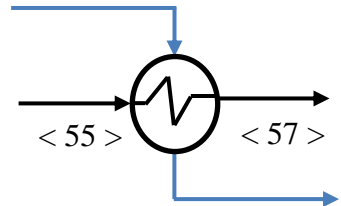
Fungsi: Mengubah Metana menjadi Etilen. Neraca Massa Reaktor OCM dapat dilihat pada Tabel IV.20.

Tabel IV.19 Neraca Massa *Flash Drum* (H-242)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 48 >			Aliran < 50 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,284	256266,073	CH ₄	0,512	245772,123
O ₂	6E-05	57,740	O ₂	6E-05	28,074
H ₂	2E-04	160,049	H ₂	0,0003	160,049
CO	7E-07	0,593	CO	1E-06	0,534
CO ₂	0,023	20596,621	CO ₂	0,0011	507,481
H ₂ O	0,218	197109,856	H ₂ O	6E-06	2,950
H ₂ S	1E-06	0,902	H ₂ S	1E-08	0,007
COS	7E-13	0,000	COS	7E-15	0,000
N ₂	0,006	5789,477	N ₂	0,0109	5252,550
Total Massa Aliran < 48 >		479981,312	Total Massa Aliran < 50 >		251723,768
			Aliran < 49 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			CH ₄	0,046	10493,950
			O ₂	0,0001	29,666
			H ₂	1E-26	0,000
			CO	3E-07	0,059
			CO ₂	0,088	20089,140
			H ₂ O	0,864	197106,907

		H ₂ S	4E-06	0,895
		COS	3E-12	0,000
		N ₂	0,0024	536,927
		Total Massa Aliran < 49 >		228257,543
Total Aliran Masuk	479981,312	Total Aliran Keluar	479981,312	

27.OCM Cooler I (E-341)



Gambar IV.27 Gambar OCM Cooler I (E-341)

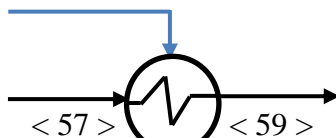
Fungsi: Mendinginkan aliran keluar OCM reaktor dari 850⁰C menjadi 350⁰C. Pada OCM Coller I tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir <55> = laju alir <57>

Tabel IV.20 Neraca Massa Reaktor OCM (R-310)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 52 >			Aliran < 55 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,272	245772,123	CH ₄	0,192	81104,801
O ₂	3E-05	28,074	O ₂	0,011	4789,348
H ₂	2E-04	160,049	H ₂	0,0004	160,049
CO	6E-07	0,534	CO	0,0001	46,335
CO ₂	6E-04	507,481	CO ₂	0,023	9502,544
H ₂ O	3E-06	2,950	H ₂ O	0,415	175301,393

H ₂ S	8E-09	0,007	H ₂ S	2E-08	0,007
COS	4E-15	0,000	COS	8E-15	0,000
N ₂	0,006	5252,550	N ₂	0,020	8549,485
Ethane	0	0,000	Ethane	0,053	22238,895
Ethylene	0	0,000	Ethylene	0,285	120349,087
Total Massa Aliran < 52 >		251723,768	Total Massa Aliran < 55 >		422041,944
Aliran < 53 >			Aliran < 54 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
O ₂	0,233	258015,692	O ₂	0,097	90997,606
N ₂	0,767	849695,986	N ₂	0,903	846399,051
Total Massa Aliran < 53 >		1107711,678	Total Massa Aliran < 54 >		937396,658
Total Aliran Masuk		1359435,447	Total Aliran Keluar		1359438,602

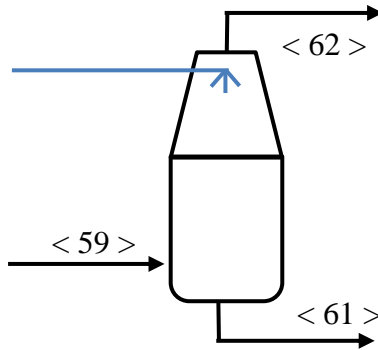
28. OCM Cooler II (E-342)



Gambar IV.28 Gambar OCM Cooler II (E-342)

Fungsi: Mendinginkan aliran keluar OCM Cooler I dari 350⁰C menjadi 110⁰C. Pada OCM Cooler II tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir <57> = laju alir <59>

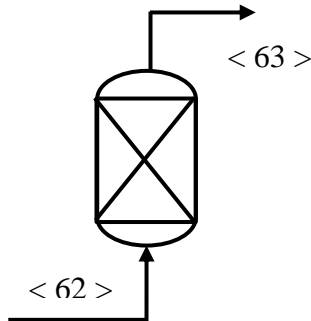
29. Quench Tower (P-343)



Gambar IV.29 Gambar *Quench Tower* (P-343)

Fungsi : Mendinginkan Gas keluar OCM II Cooler secara mendadak serta memisahkan vapor dan liquid

30. Gas Charged Dryer (B-314 A-D)



Gambar IV.30 Gambar *Gas Charged Dryer* (B-314 A-D)

Fungsi : Menghilangkan kandungan air pada aliran gas sebelum memasuki *Chilling Train*

Tabel IV.21 Neraca Massa *Quench Tower* (P-343)

Aliran Masuk	Aliran Keluar
Aliran < 59 >	Aliran < 61 >

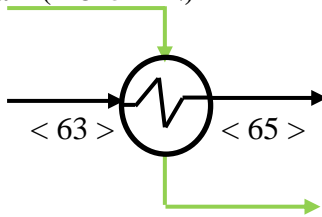
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,192	81104,801	CH ₄	0,339	80386,050
O ₂	0,011	4789,348	O ₂	0,020	4782,622
H ₂	4E-04	160,049	H ₂	0,0007	160,049
CO	1E-04	46,335	CO	0,0002	46,334
CO ₂	0,023	9502,544	CO ₂	0,036	8629,873
H ₂ O	0,415	175301,393	H ₂ O	0,030	7035,351
H ₂ S	2E-08	0,007	H ₂ S	2E-08	0,005
COS	8E-15	0,000	COS	9E-15	0,000
N ₂	0,020	8549,485	N ₂	0,036	8549,294
Ethane	0,053	22238,895	Ethane	0,079	18847,300
Ethylene	0,285	120349,087	Ethylene	0,458	108740,619
Total Massa Aliran < 59 >		422041,944	Total Massa Aliran < 61 >		237177,499
			Aliran < 62 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			CH ₄	0,004	718,751
			O ₂	4E-05	6,725
			H ₂	6E-43	0,000
			CO	5E-09	0,001
			CO ₂	0,005	872,671
			H ₂ O	0,9102	168266,042
			H ₂ S	1E-08	0,002
			COS	6E-15	0,000
			N ₂	1E-06	0,192

		Ethane	0,018	3391,595
		Ethylene	0,063	11608,467
		Total Massa Aliran < 62 >		184864,446
Total Aliran Masuk	422041,944	Total Aliran Keluar	422041,944	

Tabel IV.22 Neraca Massa *Gas Charged Dryer* (B-314)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 62 >			Aliran < 63 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,190	80386,050	CH ₄	0,339	80386,050
O ₂	0,011	4782,622	O ₂	0,020	4782,622
H ₂	4E-04	160,049	H ₂	0,0007	160,049
CO	1E-04	46,334	CO	0,0002	46,334
CO ₂	0,020	8629,873	CO ₂	3E-07	0,065
H ₂ O	0,017	7035,351	H ₂ O	5E-07	0,110
H ₂ S	1E-08	0,005	H ₂ S	2E-08	0,005
COS	5E-15	0,000	COS	9E-15	0,000
N ₂	0,020	8549,294	N ₂	0,036	8549,294
Ethane	0,045	18847,300	Ethane	0,079	18847,300
Ethylene	0,258	108740,619	Ethylene	0,458	108740,619
Total Massa Aliran < 62 >		237177,499	Total Massa Aliran < 63 >		221512,449
Total Aliran Masuk		237177,499	Total Aliran Keluar		221512,449

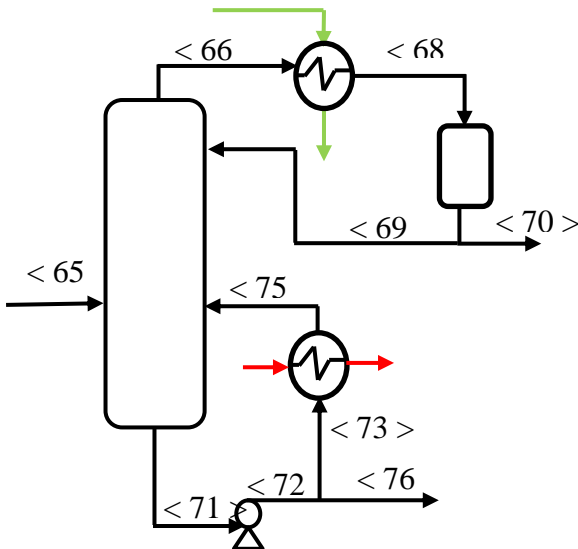
31. Chilling Train (E-315 A-N)



Gambar IV.31 Gambar *Chilling Train* (E-315 A-N)

Fungsi: Mendinginkan aliran keluar *Gas Charged Dryer* dari 16°C menjadi $-89,2^{\circ}\text{C}$. Pada *Chilling Train* tidak ada perubahan massa pada aliran utama. Sehingga laju alir <63> = laju alir <65>

32. Demetanizer I System (D-320, E-321, F-322, L-323, E-324)



Gambar IV.32 Gambar *Demethanizer I System* (D-350, E-321, F-322, L-333, E-343)

Fungsi: Memisahkan Metana dengan komponen berat

Tabel IV.23 Neraca Massa Demetanizer (D-350)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 65 >			Aliran < 70 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,363	80386,050	CH ₄	0,848	79984,119
O ₂	0,011	4782,622	O ₂	0,051	4779,348
H ₂	4E-04	160,049	H ₂	0,002	160,049
CO	1E-04	46,334	CO	0,0005	46,333
CO ₂	2E-07	0,065	CO ₂	6E-10	0,000
H ₂ O	3E-07	0,110	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	1E-08	0,005	H ₂ S	4E-13	0,000
COS	5E-15	0,000	COS	3E-20	0,000
N ₂	0,02	8549,294	N ₂	0,0907	8549,187
Ethane	0,045	18847,300	Ethane	0,001	94,236
Ethylene	0,258	108740,619	Ethylene	0,0071	669,513
Total Massa Aliran < 65 >		221512,449	Total Massa Aliran < 70 >		94282,787
			Aliran < 76 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)

	CH ₄	0,003	401,930
	O ₂	3E-05	3,275
	H ₂	5E-48	0,000
	CO	8E-09	0,001
	CO ₂	5E-07	0,065
	H ₂ O	9E-07	0,110
	H ₂ S	4E-08	0,005
	COS	2E-14	0,000
	N ₂	8E-07	0,107
	Ethane	0,147	18753,063
	Ethylene	0,849	108071,106
	Total Massa Aliran < 76 >		127229,662
Total Massa Masuk	221512,449	Total Massa Keluar	221512,449

Tabel IV.24 Neraca Massa Condensor (E-321)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 66 >			Aliran < 68 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,848	91282,074	CH ₄	0,848	91282,074
O ₂	0,051	5454,443	O ₂	0,051	5454,443
H ₂	0,002	182,657	H ₂	0,002	182,657
CO	5E-04	52,878	CO	0,0005	52,878
CO ₂	6E-10	0,000	CO ₂	6E-10	0,000
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	4E-13	0,000	H ₂ S	4E-13	0,000
COS	3E-20	0,000	COS	3E-20	0,000

N ₂	0,091	9756,781	N ₂	0,091	9756,781
Ethane	1E-03	107,548	Ethane	0,001	107,548
Ethylene	0,007	764,084	Ethylene	0,007	764,084
Total Massa Aliran < 66 >		107600,463	Total Massa Aliran < 68 >		107600,463
Total Massa Masuk		107600,463	Total Massa Keluar		107600,463

Tabel IV.25 Neraca Massa Pompa (F-323)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 71 >			Aliran < 72 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	3,2E-03	906,149	CH ₄	0,0032	906,149
O ₂	2,6E-05	7,383	O ₂	3E-05	7,383
H ₂	4,7E-48	0,000	H ₂	5E-48	0,000
CO	8,4E-09	0,002	CO	8E-09	0,002
CO ₂	5,1E-07	0,146	CO ₂	5E-07	0,146
H ₂ O	8,6E-07	0,248	H ₂ O	9E-07	0,248
H ₂ S	4,3E-08	0,012	H ₂ S	4E-08	0,012
COS	1,7E-14	0,000	COS	2E-14	0,000
N ₂	8,4E-07	0,240	N ₂	8E-07	0,240
Ethane	0,147	42278,633	Ethane	0,147	42278,633
Ethylene	0,849	243645,454	Ethylene	0,849	243645,454
Total Massa Aliran < 71 >		286838,268	Total Massa Aliran < 72 >		286838,268
Total Aliran Masuk		286838,268	Total Aliran Keluar		286838,268

Tabel IV.26 Neraca Massa Akumulator (F-322)

Aliran Masuk	Aliran Keluar
Aliran < 68 >	Aliran < 70 >

Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,848	91282,074	CH ₄	0,848	79984,119
O ₂	0,051	5454,443	O ₂	0,051	4779,348
H ₂	0,002	182,657	H ₂	0,0017	160,049
CO	5E-04	52,878	CO	0,0005	46,333
CO ₂	6E-10	0,000	CO ₂	6E-10	0,000
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	4E-13	0,000	H ₂ S	4E-13	0,000
COS	3E-20	0,000	COS	3E-20	0,000
N ₂	0,091	9756,781	N ₂	0,091	8549,187
Ethane	1E-03	107,548	Ethane	0,001	94,236
Ethylene	0,007	764,084	Ethylene	0,007	669,513
Total Massa Aliran < 68 >		107600,463	Total Massa Aliran < 70 >		94282,787
			Aliran < 69 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			CH ₄	0,848	11297,954
			O ₂	0,051	675,095
			H ₂	0,0017	22,607
			CO	0,0005	6,545
			CO ₂	6E-10	0,000
			H ₂ O	0	0,000
			H ₂ S	4E-13	0,000
			COS	3E-20	0,000
			N ₂	0,091	1207,594

		Ethane	0,001	13,311
		Ethylene	0,007	94,570
		Total Massa Aliran < 69 >		13317,677
Total Aliran Masuk	107600,4635	Total Aliran Keluar	107600,463	

Tabel IV.27 Neraca Massa Tee Point Demethanizer

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 72 >			Aliran < 73 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	3,2E-03	906,149	CH ₄	0,003	504,218
O ₂	2,6E-05	7,383	O ₂	3E-05	4,108
H ₂	4,7E-48	0,000	H ₂	5E-48	0,000
CO	8,4E-09	0,002	CO	8E-09	0,001
CO ₂	5,1E-07	0,146	CO ₂	5E-07	0,081
H ₂ O	8,6E-07	0,248	H ₂ O	9E-07	0,138
H ₂ S	4,3E-08	0,012	H ₂ S	4E-08	0,007
COS	1,7E-14	0,000	COS	2E-14	0,000
N ₂	8,4E-07	0,240	N ₂	8E-07	0,134
Ethane	0,147	42278,633	Ethane	0,147	23525,570
Ethylene	0,849	243645,454	Ethylene	0,849	135574,349
Total Massa Aliran < 72 >		286838,268	Total Massa Aliran < 73 >		159608,606
			Aliran < 76 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			CH ₄	0,003	401,930
			O ₂	3E-05	3,275

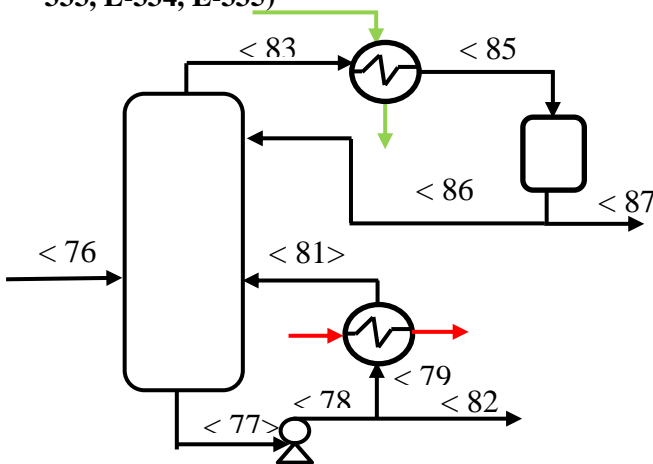
		H ₂	5E-48	0,000
		CO	8E-09	0,001
		CO ₂	5E-07	0,065
		H ₂ O	9E-07	0,110
		H ₂ S	4E-08	0,005
		COS	2E-14	0,000
		N ₂	8E-07	0,107
		Ethane	0,147	18753,063
		Ethylene	0,849	108071,106
		Total Massa Aliran < 76 >		127229,662
Total Aliran Masuk	286838,268	Total Aliran Keluar		286838,268

Tabel IV.28 Neraca Massa *Reboiler Demethanizer (E-324)*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 73 >			Aliran < 75 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	3,2E-03	504,218	CH ₄	0,003	504,218
O ₂	2,6E-05	4,108	O ₂	3E-05	4,108
H ₂	4,7E-48	0,000	H ₂	5E-48	0,000
CO	8,4E-09	0,001	CO	8E-09	0,001
CO ₂	5,1E-07	0,081	CO ₂	5E-07	0,081
H ₂ O	8,6E-07	0,138	H ₂ O	9E-07	0,138
H ₂ S	4,3E-08	0,007	H ₂ S	4E-08	0,007
COS	1,7E-14	0,000	COS	2E-14	0,000
N ₂	8,4E-07	0,134	N ₂	8E-07	0,134
Ethane	0,147	23525,570	Ethane	0,147	23525,570

Ethylene	0,849	135574,349	Ethylene	0,849	135574,349
Total Massa Aliran < 73 >		159608,606	Total Massa Aliran < 75 >		159608,606
Total Aliran Masuk		159608,606	Total Aliran Keluar		159608,606

33.Ethylene Fractionator 1 System (D-330, E-331, F-332, E-333, L-334, E-335)



Gambar IV.33 Gambar *Ethylene Fractionator I System* (D-330, E-331, F-332, E-333, L-334, E -335)

Fungsi :Memisahkan Etana dengan *Ethylene*. Neraca Massa Ethylene Fractionator I dapat dilihat pada Tabel IV.29 sampai dengan **Tabel IV.34**.

Tabel IV.29 Neraca Massa *Ethylene Fractinator I* (D-330)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 76 >			Aliran < 87 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)

CH ₄	0,003	401,930	CH ₄	0,0037	401,930
O ₂	3E-05	3,275	O ₂	3E-05	3,275
H ₂	5E-48	0,000	H ₂	6E-48	0,000
CO	8E-09	0,001	CO	1E-08	0,001
CO ₂	5E-07	0,065	CO ₂	5E-07	0,056
H ₂ O	9E-07	0,110	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	4E-08	0,005	H ₂ S	1E-17	0,000
COS	2E-14	0,000	COS	6E-28	0,000
N ₂	8E-07	0,107	N ₂	1E-06	0,107
Ethane	0,147	18753,063	Ethane	0,0009	93,765
Ethylene	0,849	108071,106	Ethylene	0,9954	107530,750
Total Massa Aliran < 76 >		127229,662	Total Massa Aliran < 87 >		108029,884
			Aliran < 82 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			CH ₄	6E-23	0,000
			O ₂	7E-36	0,000
			H ₂	0	0,000
			CO	2E-53	0,000
			CO ₂	5E-07	0,009
			H ₂ O	6E-06	0,110
			H ₂ S	3E-07	0,005
			COS	1E-13	0,000
			N ₂	2E-52	0,000
			Ethane	0,972	18659,298
			Ethylene	0,028	540,356
			Total Massa Aliran < 82 >		19199,778

Total Massa Masuk	127229,662	Total Massa Keluar	127229,662
--------------------------	------------	---------------------------	------------

Tabel IV.30 Neraca Massa *Condensor Ethylene Fractionator I*
(E-321)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 83 >			Aliran < 85 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,004	1323,324	CH ₄	0,004	1323,324
O ₂	3E-05	10,781	O ₂	3E-05	10,781
H ₂	6E-48	0,000	H ₂	6E-48	0,000
CO	1E-08	0,004	CO	1E-08	0,004
CO ₂	5E-07	0,183	CO ₂	5E-07	0,183
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	1E-17	0,000	H ₂ S	1E-17	0,000
COS	6E-28	0,000	COS	6E-28	0,000
N ₂	1E-06	0,351	N ₂	1E-06	0,351
Ethane	9E-04	308,715	Ethane	0,001	308,715
Ethylene	0,995	354036,543	Ethylene	0,995	354036,543
Total Massa Aliran < 83 >		355679,901	Total Massa Aliran < 85 >		355679,901
Total Massa Masuk		355679,901	Total Massa Keluar		355679,901

Tabel IV.31 Neraca Massa *Akumulator Ethylene Fractionator I*
(F-322)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 85 >			Aliran < 86 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)

CH ₄	0,004	1323,324	CH ₄	0,004	921,394
O ₂	3E-05	10,781	O ₂	3E-05	7,507
H ₂	6E-48	0,000	H ₂	6E-48	0,000
CO	1E-08	0,004	CO	1E-08	0,002
CO ₂	5E-07	0,183	CO ₂	5E-07	0,128
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	1E-17	0,000	H ₂ S	1E-17	0,000
COS	6E-28	0,000	COS	6E-28	0,000
N ₂	1E-06	0,351	N ₂	1E-06	0,245
Ethane	9E-04	308,715	Ethane	0,0009	214,950
Ethylene	0,995	354036,543	Ethylene	0,9954	246505,793
Total Massa Aliran < 85 >		355679,901	Total Massa Aliran < 86 >		247650,017
			Aliran < 87 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			CH ₄	0,004	401,930
			O ₂	3E-05	3,275
			H ₂	6E-48	0,000
			CO	1E-08	0,001
			CO ₂	5E-07	0,056
			H ₂ O	0	0,000
			H ₂ S	1E-17	0,000
			COS	6E-28	0,000
			N ₂	1E-06	0,107
			Ethane	0,001	93,765

		Ethylene	0,995	107530,750
		Total Massa Aliran < 87 >		108029,884
Total Aliran Masuk	355679,901	Total Aliran Keluar		355679,901

Tabel IV.32 Neraca Massa Pompa *Ethylene Fractionator I* (F-323)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 77 >			Aliran < 78 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	6E-23	0,000	CH ₄	6E-23	0,000
O ₂	7E-36	0,000	O ₂	7E-36	0,000
H ₂	0	0,000	H ₂	0	0,000
CO	2E-53	0,000	CO	2E-53	0,000
CO ₂	5E-07	0,194	CO ₂	5E-07	0,194
H ₂ O	6E-06	2,296	H ₂ O	6E-06	2,296
H ₂ S	3E-07	0,113	H ₂ S	3E-07	0,113
COS	1E-13	0,000	COS	1E-13	0,000
N ₂	2E-52	0,000	N ₂	2E-52	0,000
Ethane	0,972	389391,610	Ethane	0,972	389391,610
Ethylene	0,028	11276,411	Ethylene	0,028	11276,411
Total Massa Aliran < 77 >		400670,624	Total Massa Aliran < 78 >		400670,624
Total Aliran Masuk		400670,624	Total Aliran Keluar		400670,624

Tabel IV.33 Neraca Massa *Tee Point Ethylene Fractionator I*

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 78 >			Aliran < 79 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)

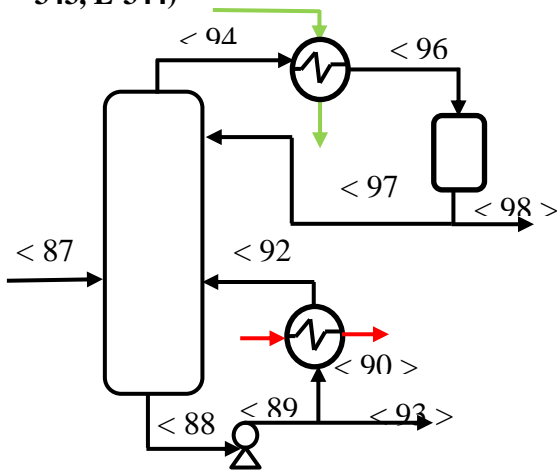
CH ₄	6E-23	0,000	CH ₄	6E-23	0,000
O ₂	7E-36	0,000	O ₂	7E-36	0,000
H ₂	0	0,000	H ₂	0	0,000
CO	2E-53	0,000	CO	2E-53	0,000
CO ₂	5E-07	0,194	CO ₂	5E-07	0,185
H ₂ O	6E-06	2,296	H ₂ O	6E-06	2,186
H ₂ S	3E-07	0,113	H ₂ S	3E-07	0,108
COS	1E-13	0,000	COS	1E-13	0,000
N ₂	2E-52	0,000	N ₂	2E-52	0,000
Ethane	0,972	389391,610	Ethane	0,972	370732,312
Ethylene	0,028	11276,411	Ethylene	0,028	10736,055
Total Massa Aliran < 78 >		400670,624	Total Massa Aliran < 79 >		381470,846
			Aliran < 82 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			CH ₄	6E-23	0,000
			O ₂	7E-36	0,000
			H ₂	0	0,000
			CO	2E-53	0,000
			CO ₂	5E-07	0,009
			H ₂ O	6E-06	0,110
			H ₂ S	3E-07	0,005
			COS	1E-13	0,000
			N ₂	2E-52	0,000
			Ethane	0,972	18659,298

		Ethylene	0,028	540,356
		Total Massa Aliran < 82 >		19199,778
Total Aliran Masuk	400670,624	Total Aliran Keluar		400670,624

Tabel IV.34 Neraca Massa *Reboiler Ethylene Fractionator I* (E-324)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 79 >			Aliran < 81 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	6E-23	0,000	CH ₄	6E-23	0,000
O ₂	7E-36	0,000	O ₂	7E-36	0,000
H ₂	0	0,000	H ₂	0	0,000
CO	2E-53	0,000	CO	2E-53	0,000
CO ₂	5E-07	0,185	CO ₂	5E-07	0,185
H ₂ O	6E-06	2,186	H ₂ O	6E-06	2,186
H ₂ S	3E-07	0,108	H ₂ S	3E-07	0,108
COS	1E-13	0,000	COS	1E-13	0,000
N ₂	2E-52	0,000	N ₂	2E-52	0,000
Ethane	0,972	370732,312	Ethane	0,972	370732,312
Ethylene	0,028	10736,055	Ethylene	0,028	10736,055
Total Massa Aliran < 79 >		381470,846	Total Massa Aliran < 81 >		381470,846
Total Aliran Masuk		381470,846	Total Aliran Keluar		381470,846

34.Ethylene Fractionator II System (D-340, E-341, F-342, L-343, E-344)



Gambar IV.32 Gambar *Ethylene Fractionator II System* (D-340, E-341, F-342, L-343, E-344)

Fungsi : Memurnikan produk *Ethylene* dari pengotor yang tersisa.
 Neraca Massa Ethylene

Fractionator II dapat dilihat pada Tabel IV.35 sampai dengan **Tabel IV.40**.

Tabel IV.35 Neraca Massa *Ethylene Fractionator II* (D-340)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 87 >			Aliran < 98 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,004	401,930	CH ₄	0,567	399,921
O ₂	3E-05	3,275	O ₂	0,0046	3,275
H ₂	6E-48	0,000	H ₂	9E-46	0,000
CO	1E-08	0,001	CO	2E-06	0,001

CO ₂	5E-07	0,056	CO ₂	4E-08	0,000
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	1E-17	0,000	H ₂ S	2E-21	0,000
COS	6E-28	0,000	COS	7E-33	0,000
N ₂	1E-06	0,107	N ₂	0,0002	0,107
Ethane	9E-04	93,765	Ethane	2E-05	0,013
Ethylene	0,995	107530,75 0	Ethylene	0,428	302,280
Total Massa Aliran < 87 >		108029,88 4	Total Massa Aliran < 98 >		705,596
			Aliran < 93 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			CH ₄	2E-05	2,010
			O ₂	4E-10	0,000
			H ₂	2E-126	0,000
			CO	3E-16	0,000
			CO ₂	5E-07	0,056
			H ₂ O	0	0,000
			H ₂ S	1E-17	0,000
			COS	6E-28	0,000
			N ₂	1E-14	0,000
			Ethane	0,001	93,752
			Ethylene	0,999	107228,47 1
			Total Massa Aliran < 93 >		107324,28 8
Total Massa Masuk		108029,88 4	Total Massa Keluar		108029,88 4

Tabel IV.36 Neraca Massa *Condensor Ethylene Fractionator II* (E-321)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 94 >			Aliran < 96 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,567	8534,258	CH ₄	0,567	8534,258
O ₂	0,005	69,879	O ₂	0,005	69,879
H ₂	9E-46	0,000	H ₂	9E-46	0,000
CO	2E-06	0,023	CO	2E-06	0,023
CO ₂	4E-08	0,001	CO ₂	4E-08	0,001
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	2E-21	0,000	H ₂ S	2E-21	0,000
COS	7E-33	0,000	COS	7E-33	0,000
N ₂	2E-04	2,276	N ₂	0,0002	2,276
Ethane	2E-05	0,282	Ethane	2E-05	0,282
Ethylene	0,428	6450,613	Ethylene	0,4284	6450,613
Total Massa Aliran < 94 >		15057,333	Total Massa Aliran < 96 >		15057,333
Total Massa Masuk		15057,333	Total Massa Keluar		15057,333

Tabel IV.37 Neraca Massa *Akumulator Ethylene Fractionator II*(F-322)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 96 >			Aliran < 98 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,567	8534,258	CH ₄	0,567	399,921
O ₂	0,005	69,879	O ₂	0,0046	3,275

H ₂	9E-46	0,000	H ₂	9E-46	0,000
CO	2E-06	0,023	CO	2E-06	0,001
CO ₂	4E-08	0,001	CO ₂	4E-08	0,000
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	2E-21	0,000	H ₂ S	2E-21	0,000
COS	7E-33	0,000	COS	7E-33	0,000
N ₂	2E-04	2,276	N ₂	0,0002	0,107
Ethane	2E-05	0,282	Ethane	2E-05	0,013
Ethylene	0,428	6450,613	Ethylene	0,428	302,280
Total Massa Aliran < 96 >		15057,333	Total Massa Aliran < 98 >		705,596
			Aliran < 97 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			CH ₄	0,567	8134,338
			O ₂	0,005	66,604
			H ₂	9E-46	0,000
			CO	2E-06	0,022
			CO ₂	4E-08	0,001
			H ₂ O	0	0,000
			H ₂ S	2E-21	0,000
			COS	7E-33	0,000
			N ₂	0,0002	2,170
			Ethane	2E-05	0,269
			Ethylene	0,4284	6148,333
			Total Massa Aliran < 97 >		
Total Aliran Masuk		15057,333	Total Aliran Keluar		15057,333

Tabel IV.38 Neraca Massa Pompa *Ethylene Fractionator II* (F-323)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 88 >			Aliran < 89 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	2E-05	2,411	CH ₄	2E-05	2,411
O ₂	4E-10	0,000	O ₂	4E-10	0,000
H ₂	0	0,000	H ₂	0	0,000
CO	3E-16	0,000	CO	3E-16	0,000
CO ₂	5E-07	0,067	CO ₂	5E-07	0,067
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	1E-17	0,000	H ₂ S	1E-17	0,000
COS	6E-28	0,000	COS	6E-28	0,000
N ₂	1E-14	0,000	N ₂	1E-14	0,000
Ethane	9E-04	112,481	Ethane	0,001	112,481
Ethylene	0,999	128649,857	Ethylene	0,999	128649,857
Total Massa Aliran < 88 >		128764,816	Total Massa Aliran < 89 >		128764,816
Total Aliran Masuk		128764,816	Total Aliran Keluar		128764,816

Tabel IV.39 Neraca Massa *Tee Point Ethylene Fractionator II*

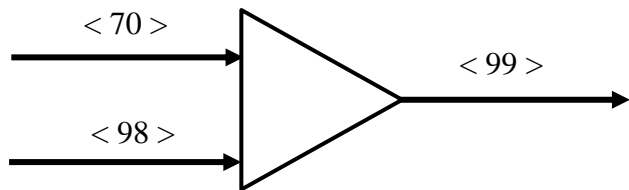
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 89 >			Aliran < 90 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	2E-05	2,411	CH ₄	2E-05	0,401
O ₂	4E-10	0,000	O ₂	4E-10	0,000

H ₂	0	0,000	H ₂	0	0,000
CO	3E-16	0,000	CO	3E-16	0,000
CO ₂	5E-07	0,067	CO ₂	5E-07	0,011
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	1E-17	0,000	H ₂ S	1E-17	0,000
COS	6E-28	0,000	COS	6E-28	0,000
N ₂	1E-14	0,000	N ₂	1E-14	0,000
Ethane	9E-04	112,481	Ethane	0,001	18,729
Ethylene	0,999	128649,857	Ethylene	0,999	21421,387
Total Massa Aliran < 89 >		128764,816	Total Massa Aliran < 90 >		21440,528
			Aliran < 93 >		
			Komponen	Fraksi	Massa (kg)
			CH ₄	2E-05	2,010
			O ₂	4E-10	0,000
			H ₂	0	0,000
			CO	3E-16	0,000
			CO ₂	5E-07	0,056
			H ₂ O	0	0,000
			H ₂ S	1E-17	0,000
			COS	6E-28	0,000
			N ₂	1E-14	0,000
			Ethane	0,001	93,752
			Ethylene	0,999	107228,471
			Total Massa Aliran < 93 >		107324,288
Total Aliran Masuk		128764,8162	Total Aliran Keluar		128764,816

Tabel IV.40 Neraca Massa *Reboiler Ethylene Fractionator II* (E-324)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 90 >			Aliran < 92 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	2E-05	0,401	CH ₄	2E-05	0,401
O ₂	4E-10	0,000	O ₂	4E-10	0,000
H ₂	0	0,000	H ₂	0	0,000
CO	3E-16	0,000	CO	3E-16	0,000
CO ₂	5E-07	0,011	CO ₂	5E-07	0,011
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	1E-17	0,000	H ₂ S	1E-17	0,000
COS	6E-28	0,000	COS	6E-28	0,000
N ₂	1E-14	0,000	N ₂	1E-14	0,000
Ethane	9E-04	18,729	Ethane	0,001	18,729
Ethylene	0,999	21421,387	Ethylene	0,999	21421,387
Total Massa Aliran < 90 >		21440,528	Total Massa Aliran < 92 >		21440,528
Total Aliran Masuk		21440,528	Total Aliran Keluar		21440,528

33. Mixing Point to Tangki Metana



Gambar IV.33 Gambar Mixing Point to Tangki Metana

Fungsi : Mencampur aliran atas Demetanizer I dan aliran atas Ethylene Fractionator II

Tabel IV.41 Neraca Massa Mixing Point Tangki Metana

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Aliran < 98 >			Aliran < 99 >		
Komponen	Fraksi	Massa (kg)	Komponen	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,567	399,921	CH ₄	0,846	80384,040
O ₂	0,005	3,275	O ₂	0,050	4782,622
H ₂	9E-46	0,000	H ₂	0,002	160,049
CO	2E-06	0,001	CO	0,0005	46,334
CO ₂	4E-08	0,000	CO ₂	9E-10	0,000
H ₂ O	0	0,000	H ₂ O	0	0,000
H ₂ S	2E-21	0,000	H ₂ S	4E-13	0,000
COS	7E-33	0,000	COS	3E-20	0,000
N ₂	2E-04	0,107	N ₂	0,090	8549,294
Ethane	2E-05	0,013	Ethane	0,001	94,250
Ethylene	0,428	302,280	Ethylene	0,010	971,793
Total Massa Aliran < 98 >		705,596	Total Massa Aliran < 99 >		94988,383
Aliran < 70 >					
Komponen	Fraksi	Massa (kg)			
CH ₄	0,848	79984,119			
O ₂	0,051	4779,348			
H ₂	0,002	160,049			
CO	5E-04	46,333			
CO ₂	6E-10	0,000			

H ₂ O	0	0,000		
H ₂ S	4E-13	0,000		
COS	3E-20	0,000		
N ₂	0,091	8549,187		
Ethane	1E-03	94,236		
Ethylene	0,007	669,513		
Total Massa Aliran < 70 >		94282,787		
Total Aliran Masuk		94988,383	Total Aliran Keluar	94988,383

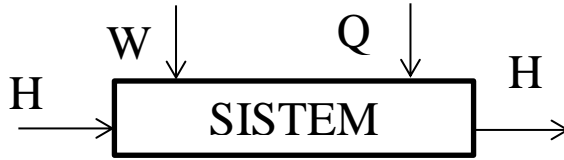
IV.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi ini menggunakan

Basis operasi	= 1	jam		
Tref	= 25	Celsius	= 298,1	Kelvin
Pref	= 100	kPa	= 1	Bar
R	= 8,314	Kj/kmol. K		
Kapasitas Produksi	= 850.000	Ton/tahun		
	= 2.575,76	Ton/hari		
	= 107.323,23	Kg/jam		
Kebutuhan batubara	= 1.501.457,7	Kg/jam		
1 tahun	= 330	Hari		
Waktu operasi	= 24	Jam/hari		

Neraca Energi

$$\text{Energi masuk} - \text{Energi keluar} + \text{Generasi energi} - \text{Konsumsi energi} = \text{Akumulasi energi}$$



$$\Delta E = Q + W_s - n (\Delta H + \Delta E_k + \Delta E_p)$$

dimana:

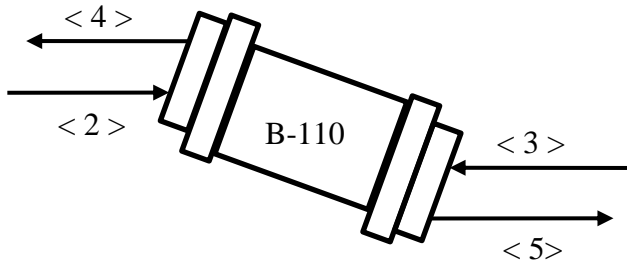
- ΔE = Akumulasi Energi
- Q = Panas yang masuk sistem
- W_s = Kerja yang masuk sistem
- ΔH = $H_2 - H_1$ (Entalpi keluar – Entalpi masuk)
- ΔE_k = Perubahan energi kinetik
- ΔE_p = Perubahan energi potensial

- Asumsi:
1. Tidak ada akumulasi energi dalam sistem ($\Delta E = 0$)
 2. Perubahan energi kinetik diabaikan ($\Delta E_k = 0$)
 3. Perubahan energi potensial diabaikan ($\Delta E_p = 0$)

1. Rotary Dryer (B-110)

Fungsi: Mengurangi kadar air pada batubara

$T_2 = 323,15$ K	$P_2 = 1$ bar
$T_3 = 423,15$ K	$P_3 = 4,5$ bar
$T_4 = 323,15$ K	$P_4 = 1$ bar
$T_5 = 423,15$ K	$P_5 = 1$ bar



Gambar IV.34 Rotary Dryer (B-110)

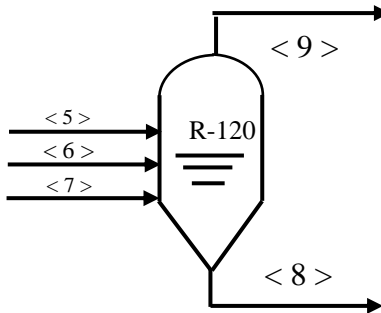
Tabel IV.42 Neraca Energi Rotary Dryer

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <2>		Aliran <5>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
Batubara	7842867,485	Batubara	39263721,588
H ₂ O	74139,178	H ₂ O	25925,664
Total	7917006,663	Total	39289647,252
Aliran <3> Udara Kering		Aliran <4> Kondensat	
Udara kering	987898710,817	Kondensat	2514142,440
Total	987898710,817	Total	2514142,440
		Aliran keluar Uap Air	
		Uap H ₂ O	855222056,706
		Total	855222056,706
		Q	98789871,082
Total masuk	995815717,480	Total keluar	995815717,480

2. Gasifier (R-120)

Fungsi: Mereaksikan batubara dengan O₂ dan steam

T ₅	=	323,15	K	P ₅	=	1	bar
T ₆	=	323,15	K	P ₆	=	1	bar
T ₇	=	773,15	K	P ₇	=	30	bar
T ₈	=	323,15	K	P ₈	=	1	bar
T ₉	=	777,15	K	P ₉	=	30	bar



Gambar IV.35 Gasifier (R-120)

Tabel IV.43 Neraca Energi Gasifier

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <5>		Aliran <9>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
Batubara	39013838,395	CH ₄	389740595,808
H ₂ O	25925,664	O ₂	61824,359
Total	39039764,059	H ₂	577143617,114
Aliran <7>		CO	1059529989,433
Oksigen	-3266783,342	CO ₂	399181359,004
Total	-3266783,342	H ₂ O	6427568,240
Aliran <6>		H ₂ S	7372624,532
H ₂ O	87098617,316	COS	3252756,018
Total	87098617,316	N ₂	6911830,715
Panas Reaksi		Ash	108963604,446
ΔH Reaksi	765764581,339	Total	2558585769,670
Total	765764581,339	Aliran <8>	
		Dry Slag	Energi (Kj)
		Total	264946403,173

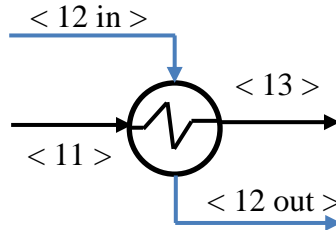
		Energi yang hilang	
		Q loss	-1934895993,470
		Total	-1934895993,470
Total Masuk	888636179,373	Total Keluar	888636179,373

3. Water Tube Cooler (E-131)

Fungsi : Menurunkan temperatur *syngas* keluar dari gasifier untuk menghasilkan *high pressure steam*

$$T_{11} = 1123,15 \text{ K} \quad P_{11} = 30 \text{ bar}$$

$$T_{13} = 973,15 \text{ K} \quad P_{13} = 30 \text{ bar}$$



Gambar IV.36 Water Tube Cooler (E-131)

Tabel IV.44 Neraca Energi Water Tube Cooler (E-131)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <11>		Aliran <13>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	389724658,066	CH ₄	376635757,734
O ₂	61797,582	O ₂	47443,139
H ₂	577768340,391	H ₂	472614483,069
CO	1058427321,455	CO	724374325,821
CO ₂	399135653,448	CO ₂	300771046,800
H ₂ O	14072783,401	H ₂ O	10099393,170
H ₂ S	7415682,835	H ₂ S	6030744,443

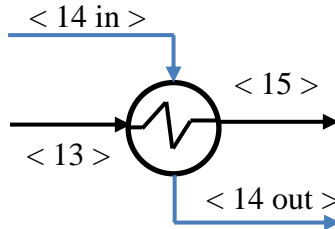
COS	3250296,731	COS	2657036,437
N ₂	6915000,070	N ₂	5244079,995
Total	2456771533,979	Total	1898474310,607
Aliran <12>		Aliran <12>	
BFW	20242587,855	Steam	578539811,226
Total Masuk	2477014121,834	Total Keluar	2477014121,834

4. Fire Tube Cooler (E-132)

Fungsi : Menurunkan temperatur *syngas* keluar dari gasifier untuk menghasilkan *high pressure steam*

$$T_{11} = 973,15 \text{ K} \quad P_{11} = 30 \text{ bar}$$

$$T_{13} = 573,15 \text{ K} \quad P_{13} = 30 \text{ bar}$$



Gambar IV.37 Gambar *Fire Tube Cooler* (E-132)

Tabel IV.45 Neraca Energi *Fire Tube Cooler* (E-132)

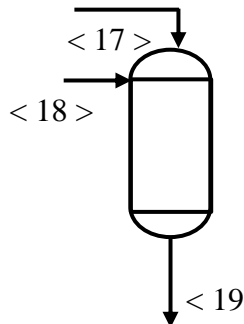
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <13>		Aliran <15>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	376635757,734	CH ₄	113994221,039
O ₂	47443,139	O ₂	16540,760
H ₂	472614483,069	H ₂	193702573,699
CO	724374325,821	CO	176024998,082
CO ₂	300771046,800	CO ₂	97151729,513

H ₂ O	10099393,170	H ₂ O	2759116,920
H ₂ S	6030744,443	H ₂ S	2310042,893
COS	2657036,437	COS	1068232,801
N ₂	5244079,995	N ₂	1785601,354
Total	1898474310,607	Total	588813057,060
Aliran <14>		Aliran <14>	
BFW	64924677,277	Steam	1374585930,824
Total Masuk	1963398987,884	Total Keluar	1963398987,884

5. Water Gas Shift (WGS) Reactor (R-140)

Fungsi : Mereaksikan CO dengan steam untuk menghasilkan CO₂ dan H₂

T ₁₇ = 573,15 K	P ₁₇ = 30 bar
T ₁₈ = 873,15 K	P ₁₈ = 30 bar
T ₁₉ = 681,214 K	P ₁₉ = 28,93 bar



Gambar IV.38 Gambar Water Gas Shift Reactor (R-140)

Tabel IV.46 Neraca Energi Water Gas Shift Reactor (R-140)

Aliran Masuk	Aliran Keluar
--------------	---------------

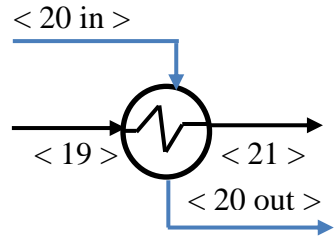
Aliran <17>		Aliran <19>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	113994221,08 5	CH ₄	185732671,16 8
O ₂	16550,800	O ₂	24047,048
H ₂	203196686,66 6	H ₂	293397922,57 4
CO	176226851,56 7	CO	228111469,18 8
CO ₂	96629795,583	CO ₂	196141809,75 0
H ₂ O	2865489,454	H ₂ O	29920658,331
H ₂ S	2398510,870	H ₂ S	3427096,534
COS	1056695,881	COS	1502002,536
N ₂	1784979,372	N ₂	2596902,672
Panas Reaksi	327360154,60 6		
Total	925529935,88 3		
Aliran <18>			
Steam	15324643,919		
Total Masuk	940854579,80 2	Total Keluar	940854579,80 2

6. Water Gas Shift (WGS) Cooler (E-141)

Fungsi : Menurunkan temperatur syngas keluar dari WGS dengan menambahkan *boiler feed water* dan menghasilkan *high pressure steam*

$$T_{19} = 681,214 \text{ K} \quad P_{19} = 28,93 \text{ bar}$$

$$T_{21} = 373,15 \text{ K} \quad P_{21} = 27,61 \text{ bar}$$



Gambar IV.39 Gambar Water Gas Shift Cooler (E-141)

Tabel IV.47 Neraca Energi Water Gas Shift Cooler (E-141)

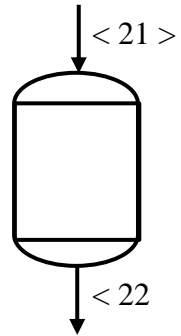
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <19>		Aliran <21>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	185732671,168	CH ₄	18952241,177
O ₂	24047,048	O ₂	3953,916
H ₂	293397922,574	H ₂	56158940,522
CO	228111469,188	CO	31023910,200
CO ₂	196141809,750	CO ₂	23664482,391
H ₂ O	29920658,331	H ₂ O	294672,687
H ₂ S	3427096,534	H ₂ S	642160,162
COS	1502002,536	COS	272826,862
N ₂	2596902,672	N ₂	436008,534
Total	940854579,802	Total	131449196,452
		Aliran <20>	
		Q	809405383,350
Total Masuk	940854579,802	Total Keluar	940854579,802

7. COS Hydrolizer (R-150)

$$T_{21} = 363,15 \text{ K} \quad P_{21} = 27,61 \text{ bar}$$

$$T_{22} = 366,051 \text{ K}$$

$$P_{22} = 27,61 \text{ bar}$$



Gambar IV.40. Gambar COS Hydrolyzer (R-150)

Tabel IV.48 Neraca Energi COS Hydrolizer (R-150)

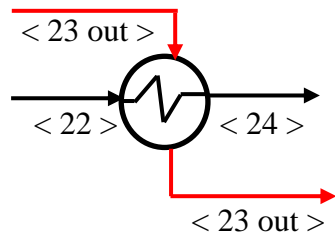
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <21>		Aliran <22>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	18952241,177	CH ₄	16587899,074
O ₂	3953,916	O ₂	3530,976
H ₂	56158940,522	H ₂	53734720,649
CO	31023910,200	CO	25424559,412
CO ₂	23664482,391	CO ₂	21416086,933
H ₂ O	294672,687	H ₂ O	1052498,206
H ₂ S	642160,162	H ₂ S	337344,855
COS	272826,862	COS	0,000
N ₂	436008,534	N ₂	393374,768
Panas Reaksi	-12499181,581		
Total Masuk	118950014,871	Total Keluar	118950014,871

8. Desulphurizer Pre-Heater (E-151)

Fungsi : Menaikkan temperatur *syngas* keluar dari COS Hydrolizer dengan menambahkan *high pressure steam*

$$T_{22} = 366,051 \text{ K} \quad P_{22} = 27,61 \text{ bar}$$

$$T_{24} = 664,45 \text{ K} \quad P_{22} = 29 \text{ bar}$$



Gambar IV.41 Gambar *Desulphurizer Pre-Heater (E-151)*

Tabel IV.49 Neraca Energi <i>Desulphurizer Pre-Heater (E-151)</i>			
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <22>		Aliran <24>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	16587899,074	CH ₄	41231698,010
O ₂	3530,976	O ₂	24638,176
H ₂	53734720,649	H ₂	282179243,370
CO	25424559,412	CO	136202087,545
CO ₂	21416086,933	CO ₂	164144443,063
H ₂ O	1052498,206	H ₂ O	21919166,406
H ₂ S	337344,855	H ₂ S	3430048,233
COS	0,000	COS	0,001
N ₂	393374,768	N ₂	2193080,062
Total	118950014,871	Total	651324404,866
Aliran <23>			
Steam	532374389,994		
Total Masuk	651324404,866	Total Keluar	651324404,866

9. Desulphurizer Tank (B-152 A-B)

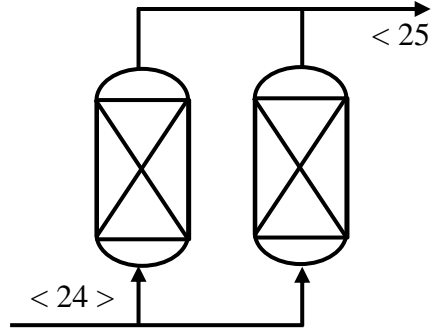
Fungsi : Menghilangkan kandungan H₂S di dalam *syngas* dengan padatan ZnO. Terdapat dua buah kolom yang salah satunya dijalankan sedangkan satunya lagi dalam posisi *stand by*.

$$T_{24} = 664,45 \text{ K}$$

$$T_{25} = 665,126 \text{ K}$$

$$P_{24} = 29 \text{ bar}$$

$$P_{25} = 29 \text{ bar}$$



Gambar IV.42 Gambar *Desulphurizer Tank* (B-152 A-B)

Tabel IV.50 Neraca Energi *Desulphurizer Tank* (B-152 A-B)

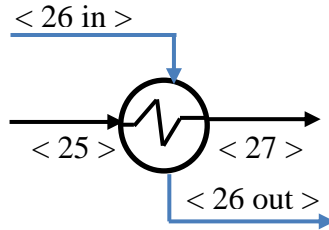
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <24>		Aliran <25>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	41231698,010	CH ₄	166417127,767
O ₂	24638,176	O ₂	22054,014
H ₂	282179243,370	H ₂	274194548,656
CO	136202087,545	CO	-25241,028
CO ₂	164144443,063	CO ₂	179937810,950
H ₂ O	21919166,406	H ₂ O	26982077,043
H ₂ S	3430048,233	H ₂ S	297,846
COS	0,001	COS	0,001
N ₂	2193080,062	N ₂	2385512,582
Panas Reaksi	-1410217,035		
Total Masuk	649914187,831	Total Keluar	649914187,831

10.Desulphurizer Cooler (E-153)

Fungsi: Menurunkan temperatur *syngas* keluar dari Desulphurizer Tank dengan menambahkan *Cooling Water*

$$T_{25} = 665,126 \text{ K} \quad P_{25} = 29 \text{ bar}$$

$$T_{27} = 373,15 \text{ K} \quad P_{27} = 29 \text{ bar}$$



Gambar IV.43 Gambar *Desulphurizer Cooler* (E-153)

Tabel IV.51 Neraca Energi *Desulphurizer Cooler* (E-153)

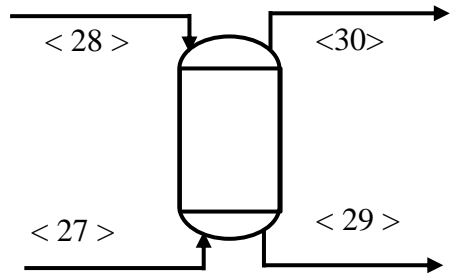
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <25>		Aliran <27>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	166417127,767	CH ₄	18861754,543
O ₂	22054,014	O ₂	5121,740
H ₂	274194548,656	H ₂	90189464,439
CO	-25241,028	CO	21953735,256
CO ₂	179937810,950	CO ₂	14790815,392
H ₂ O	26982077,043	H ₂ O	20117153,606
H ₂ S	297,846	H ₂ S	58,091
COS	0,001	COS	0,000
N ₂	2385512,582	N ₂	511808,480
Total	649914187,831	Total	166429911,548
		Aliran <26>	
		Q	483484276,283

Total Masuk	649914187,831	Total Keluar	649914187,831
--------------------	----------------------	---------------------	----------------------

11. Caustic Wash Tower (B-160)

Fungsi: Menghilangkan kandungan CO₂ pada *syngas*, karena pada proses di methanator diinginkan perbandingan mol ((H₂-CO₂)/(CO₂+CO)) = 3.

T ₂₇	=	373,15	K	P ₂₇	=	29	bar
T ₂₈	=	303,15	K	P ₂₈	=	1	bar
T ₂₉ = T ₃₀	=	502,988	K	P ₂₉ = P ₃₀	=	28,93	bar



Gambar IV.44 Gambar *Caustic Wash Tower* (B-160)

Tabel IV.52 Neraca Energi *Caustic Wash Tower* (B-160)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <27>		Aliran <28>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	18861754,543	CH ₄	76523762,622
O ₂	5121,740	O ₂	4317,805
H ₂	90189464,439	H ₂	58927286,874
CO	21953735,256	CO	34802892,765
CO ₂	14790815,392	CO ₂	733,144
H ₂ O	20117153,606	H ₂ O	3289754,460
H ₂ S	58,091	H ₂ S	48,657
COS	0,000	COS	0,000

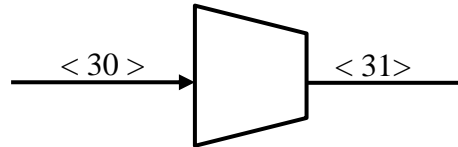
N ₂	511808,480	N ₂	469851,066
Panas Reaksi	5030953,955		
Total	171460865,502	Total	174018647,393
Aliran <28>		Aliran <29>	
NaOH	17855,750	NaOH	493563,443
H ₂ O	5020012,831	H ₂ O	1698714,772
		Na ₂ CO ₃	287808,474
Total Masuk	176498734,084	Total Keluar	176498734,084

12. Kompresor Metanator I (G-163)

Fungsi: Meningkatkan tekanan *syngas* sebelum dipanaskan heater untuk masuk ke dalam methanator

$$T_{30} = 502,988 \text{ K} \quad P_{30} = 28,93 \text{ bar}$$

$$T_{31} = 338,813 \text{ K} \quad P_{31} = 40 \text{ bar}$$



Gambar IV.45 Gambar Kompresor Metanator (G-163)

Tabel IV.53 Neraca Energi Kompresor Metanator (G-163)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <30>		Aliran <31>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	76523762,622	CH ₄	7147976,949
O ₂	12169,366	O ₂	1616,603
H ₂	161986319,757	H ₂	33.59409,606
CO	97665029,416	CO	13343001,033
CO ₂	2200,135	CO ₂	116,336
H ₂ O	12882296,331	H ₂ O	-2986511,769
H ₂ S	163,504	H ₂ S	-10,384
COS	0,00	COS	0,00

N ₂	1320182,930	N ₂	209947,117
Total	350392124,061	Total	50775545,492
W _s	-299616578,569		
Total Masuk	50775545,492	Total Keluar	50775545,492

13. Pre-Heater Metanator (E-164)

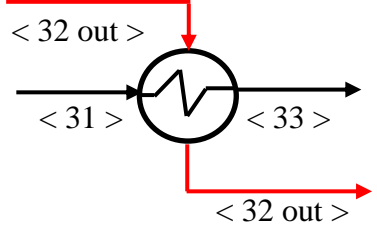
Fungsi : Menaikkan temperatur *syngas* keluar dari Compressor dengan *steam*

$$T_{31} = 338,813 \text{ K}$$

$$T_{33} = 523,15 \text{ K}$$

$$P_{31} = 40 \text{ bar}$$

$$P_{33} = 40 \text{ bar}$$



Gambar IV.46 Gambar Pre-Heater Metanator (E-164)

Tabel IV.54 Neraca Energi Pre-Heater Metanator (E-164)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <31>		Aliran <33>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	7147976,949	CH ₄	84814222,032
O ₂	1616,603	O ₂	13160,353
H ₂	33059409,606	H ₂	174796526,290
CO	13343001,033	CO	107424082,762
CO ₂	116,336	CO ₂	2375,810
H ₂ O	-2986511,769	H ₂ O	13568222,962
H ₂ S	-10,384	H ₂ S	172,816
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	209947,117	N ₂	1429567,192
Total	50775545,492	Total	382048330,218
Aliran <32>			
Steam	331272784,726		
Total Masuk	382048330,218	Total Keluar	382048330,218

14. Metanator I (R-210)

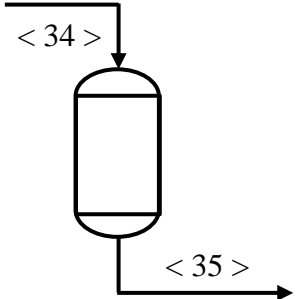
Fungsi : Mengubah senyawa CO dan H₂ menjadi CH₄ dengan menggunakan katalis

$$T_{34} = 523,15 \text{ K}$$

$$T_{35} = 1043,15 \text{ K}$$

$$P_{34} = 40 \text{ bar}$$

$$P_{35} = 40 \text{ bar}$$



Gambar IV.47 Gambar Metanator I (R-210)

Tabel IV.55 Neraca Energi Methanator I (R-210)

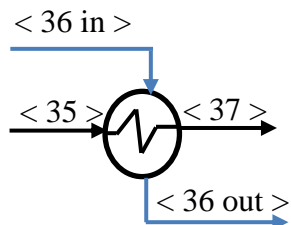
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <34>		Aliran <35>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	84814222,032	CH ₄	874299941,236
O ₂	13160,353	O ₂	74871,365
H ₂	174796526,290	H ₂	424245051,250
CO	107424082,762	CO	148887790,90
CO ₂	2375,810	CO ₂	95645023,062
H ₂ O	13568222,962	H ₂ O	290272707,827
H ₂ S	172,816	H ₂ S	1077,402
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	1429567,192	N ₂	8130990,946
Panas Reaksi	3959976468,239	Total	1841557453,99
		Q	2500467344,467
Total Masuk	4.342.024.798,458	Total Keluar	4.342.024.798,46

15. Cooler Methanator I (E-211)

Fungsi : Menurunkan temperatur *syngas* keluar dari Methanator I dengan menambahkan *boiler feed water* dan menghasilkan *high pressure steam*.

$$T_{35} = 1043,15 \text{ K} \quad P_{35} = 40 \text{ bar}$$

$$T_{33} = 870,35 \text{ K} \quad P_{31} = 38,99 \text{ bar}$$



Gambar IV.48 Gambar Cooler Metanator I (E-211)

Tabel IV.56 Neraca Energi Cooler Metanator I (E-211)

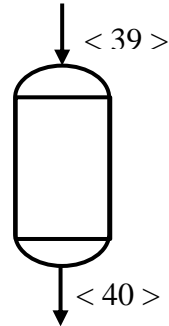
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <35>		Aliran <37>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	874299941,236	CH ₄	564334528,748
O ₂	74871,365	O ₂	55098,795
H ₂	424245051,250	H ₂	316079416,715
CO	148887790,90	CO	105833408,443
CO ₂	95645023,062	CO ₂	69631562,381
H ₂ O	290272707,827	H ₂ O	209926320,537
H ₂ S	1077,402	H ₂ S	798,244
COS	0,002	COS	0,002
N ₂	8130990,946	N ₂	5984243,601
Total	1841557453,990	Total	1271845377,465
		Aliran <36>	
		Q	569712076,525
Total Masuk	1841557453,990	Total Keluar	1841557453,990

16. Metanator II (R-220)

Fungsi : Mengubah senyawa CO dan H₂ menjadi CH₄ dengan menggunakan katalis

$$T_{39} = 870,35 \text{ K} \quad P_{40} = 3899 \text{ kPa} = 38,99 \text{ b}$$

$$T_{40} = 870,35 \text{ K} \quad P_{40} = 3899 \text{ kPa} = 38,99 \text{ b}$$



Gambar IV.49 Gambar Metanator II (R-220)

Tabel IV.57 Neraca Energi Methanator II (R-220)

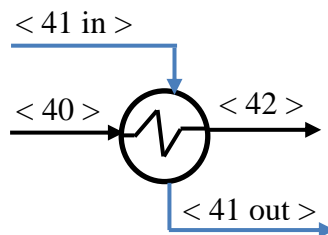
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <39>		Aliran <40>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	564334528,748	CH ₄	574923774,180
O ₂	55098,795	O ₂	44309,348
H ₂	316079416,715	H ₂	105726453,043
CO	105833408,443	CO	10223646,796
CO ₂	69631562,381	CO ₂	51974285,957
H ₂ O	209926320,537	H ₂ O	236051280,462
H ₂ S	798,244	H ₂ S	645,572
COS	0,002	COS	0,00
N ₂	5984243,601	N ₂	4820949,657
Panas Reaksi	1380864693,227	Total	983765345,015
		Q	1668944725,677
Total Masuk	2652710070,692	Total Keluar	2652710070,692

17. Cooler Metanator II (E-221)

Fungsi : Menurunkan temperatur *syngas* keluar dari Methanator II dengan menambahkan *boiler feed water* dan menghasilkan *high pressure steam*

$$T_{40} = 870,35 \text{ K} \quad P_{40} = 38,99 \text{ bar}$$

$$T_{42} = 637,85 \text{ K} \quad P_{42} = 37,97 \text{ bar}$$



Gambar IV.50 Cooler Metanator II (E-221)

Tabel IV.58 Neraca Energi Cooler Metanator II (E-221)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <40>		Aliran <42>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	574923774,180	CH ₄	224729865,944
O ₂	44309,348	O ₂	19065,810
H ₂	105726453,043	H ₂	46913939,707
CO	10223646,796	CO	4203372,181
CO ₂	51974285,957	CO ₂	21600777,708
H ₂ O	236051280,462	H ₂ O	94615612,345
H ₂ S	645,572	H ₂ S	272,661
COS	0,001	COS	0,00
N ₂	4820949,657	N ₂	2089971,275
Total	983765345,015	Total	394172877,632
		Aliran <41>	
		Q	589592467,383
Total Masuk	983765345,01	Total Keluar	983765345,01

18. Metanator III (R-230)

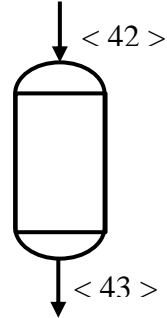
Fungsi : Mengubah senyawa CO dan H₂ menjadi CH₄ dengan menggunakan katalis

$$T_{42} = 637,85 \text{ K}$$

$$P_{42} = 37,97 \text{ bar}$$

$$T_{43} = 637,85 \text{ K}$$

$$P_{43} = 37,97 \text{ bar}$$



Gambar IV.51 Gambar Metanator III (R-230)

Tabel IV.59 Neraca Energi Methanator III (R-230)

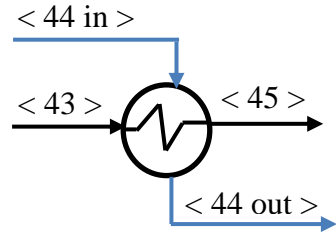
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <42>		Aliran <43>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	224729865,944	CH ₄	255621626,600
O ₂	19065,810	O ₂	20380,240
H ₂	46913939,707	H ₂	7468157,783
CO	4203372,181	CO	34117,802
CO ₂	21600777,708	CO ₂	9.868.906,292
H ₂ O	94615612,345	H ₂ O	125047243,554
H ₂ S	272,661	H ₂ S	292,797
COS	0,001	COS	0,001
N ₂	2089971,275	N ₂	2240324,95
Panas Reaksi	436589223,730	Total	400301050,014
		Q	430461051,347
Total Masuk	830762101,362	Total Keluar	830762101,362

19. Cooler Metanator III (E-231)

Fungsi : Menurunkan temperatur *syngas* keluar dari Methanator III dengan menambahkan boiler feed water dan menghasilkan *high pressure steam*

$$T_{43} = 637,85 \text{ K} \quad P_{43} = 3797 \text{ kPa} = 37,97 \text{ bar}$$

$$T_{45} = 495,25 \text{ K} \quad P_{45} = 3696 \text{ kPa} = 36,96 \text{ bar}$$



Gambar IV.52 Gambar Cooler Metanator III (E-231)

Tabel IV.60 Neraca Energi Cooler Metanator III (E-231)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <43>		Aliran <45>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	255621626,600	CH ₄	125290975,401
O ₂	20380,240	O ₂	10684,842
H ₂	7468157,783	H ₂	4062252,468
CO	34117,802	CO	17554,117
CO ₂	9868906,292	CO ₂	4.923179,578
H ₂ O	125047243,554	H ₂ O	56511943,364
H ₂ S	292,797	H ₂ S	143,469
COS	0,001	COS	0,001
N ₂	2240324,946	N ₂	1190787,070
Total	400301050,014	Total	192007520,310
		Aliran <41>	
		Q	208293529,705
Total Masuk	400301050,014	Total Keluar	400301050,014

20. Metanator IV (R-240)

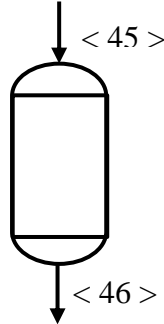
Fungsi : Mengubah senyawa CO dan H₂ menjadi CH₄ dengan menggunakan katalis

$$T_{45} = 495,25 \text{ K}$$

$$T_{46} = 495,25 \text{ K}$$

$$P_{45} = 36,96 \text{ bar}$$

$$P_{46} = 36,96 \text{ bar}$$



Gambar IV.53 Gambar Metanator IV (R-240)

Tabel IV.61 Neraca Energi Methanator IV (R-240)

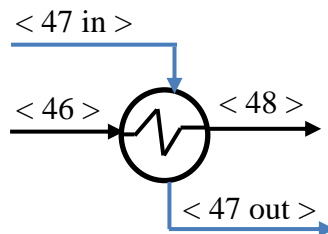
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <42>		Aliran <43>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	125290975,401	CH ₄	140274089,301
O ₂	10684,842	O ₂	11999,272
H ₂	4062252,468	H ₂	493660,531
CO	17554,117	CO	180,449
CO ₂	4923179,578	CO ₂	4075746,176
H ₂ O	56511943,364	H ₂ O	67433969,03
H ₂ S	143,469	H ₂ S	163,61
COS	0,000	COS	0,000
N ₂	1190787,07	N ₂	1341140,740
Panas Reaksi	114960790,18	Total	213630949,101
		Q	93337361,385
Total Masuk	306968310,487	Total Keluar	306968310,487

21. Cooler Metanator IV (E-241)

Fungsi : Menurunkan temperatur *syngas* keluar dari Methanator IV dengan menambahkan boiler feed water dan menghasilkan *high pressure steam*

$$T_{46} = 495,25 \text{ K} \quad P_{46} = 36,96 \text{ bar}$$

$$T_{48} = 373,15 \text{ K} \quad P_{48} = 36,96 \text{ bar}$$



Gambar IV.54 Gambar *Cooler* Metanator IV (E-241)

Tabel IV.62 Neraca *Cooler* Metanator IV (E-241)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <43>		Aliran <45>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	140.274.089,30	CH ₄	38.945.316,78
O ₂	11.999,27	O ₂	3.602,90
H ₂	493.660,53	H ₂	169.653,19
CO	180,45	CO	55,99
CO ₂	4.075.746,18	CO ₂	971.946,84
H ₂ O	67.433.969,03	H ₂ O	2.412.145,07
H ₂ S	163,61	H ₂ S	27,17
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	1.341.140,74	N ₂	427.106,54
Total	213.630.949,10	Total	42.929.854,48
		Aliran <41>	
		Q	170.701.094,62
Total Masuk	213.630.949,10	Total Keluar	213.630.949,10

22. Furnace (Q-243)

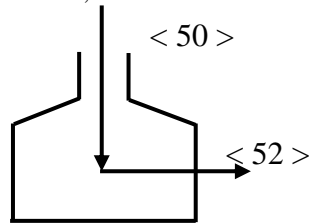
Fungsi : Memanaskan aliran SNG sebelum masuk ke dalam Reaktor OCM

$$T_{50} = 373,15 \text{ K}$$

$$T_{52} = 1073,15 \text{ K}$$

$$P_{50} = 36,96 \text{ bar}$$

$$P_{52} = 36,96 \text{ bar}$$



Gambar IV.55 Gambar *Furnace* (Q-243)

Tabel IV.63 Neraca Energi *Furnace* (Q-244)

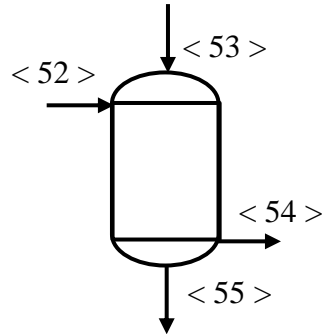
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
Aliran <46>		Aliran <47>	
CH ₄	38.945.316,78	CH ₄	65.255.422,81
O ₂	3.602,90	O ₂	2.181,66
H ₂	169.653,19	H ₂	168.456,74
CO	55,99	CO	68,47
CO ₂	971.946,84	CO ₂	40.879,15
H ₂ O	2.412.145,07	H ₂ O	400,14
H ₂ S	27,17	H ₂ S	0,48
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	427.106,54	N ₂	442.810,04
Total	42.929.854,48	Total	65.910.219,49
Pemanas	22.980.365,01		
Total Masuk	65.910.219,49	Total Keluar	65.910.219,49

23. Reaktor OCM (R-310)

Fungsi: Mengubah Metana Menjadi *Ethylene* dengan menggunakan bantuan katalis dan O₂

$$T_{52} = T_{55} = 1073,15 \text{ K} \quad P_{52} = P_{55} = 36,96 \text{ Bar}$$

$$T_{53} = T_{54} = 308,15 \text{ K} \quad P_{53} = P_{54} = 1 \text{ Bar}$$



Gambar IV.56 Gambar Reaktor OCM (R-310)

Tabel IV.64 Neraca Energi Reaktor OCM (R-310)

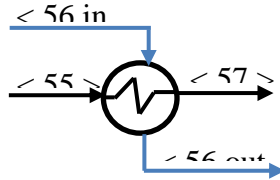
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <42>		Aliran <43>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	65.255.422,81	CH ₄	221.684.419,22
O ₂	2.181,66	O ₂	75.645.544,25
H ₂	168.456,74	H ₂	1.695.034,69
CO	68,47	CO	60.543,57
CO ₂	40.879,15	CO ₂	8.070.340,19
H ₂ O	400,14	H ₂ O	278.949.374,58
H ₂ S	0,48	H ₂ S	5,23
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	442.810,04	N ₂	729.407.973,28
		C ₂ H ₆	54.455.651,94
		C ₂ H ₄	249.148.273,90
Panas Reaksi	8.630.592.362,33	Total	1.619.117.160,85
		Q	7.077.385.420,97
Total Masuk	8.696.502.581,82	Total Keluar	8.696.502.581,82

24.Cooler OCM I (E-311)

Fungsi : Menurunkan temperatur produk keluar dari OCM dengan menambahkan *boiler feedwater* dan menghasilkan *high pressure steam*

$$T_{55} = 1073,15 \text{ K} \quad P_{55} = 36,96 \text{ bar}$$

$$T_{57} = 623,15 \text{ K} \quad P_{57} = 36,96 \text{ bar}$$



Gambar IV.57 Gambar Cooler OCM I (E-311)
Tabel IV.65 Neraca Energi Cooler OCM I (E-311)

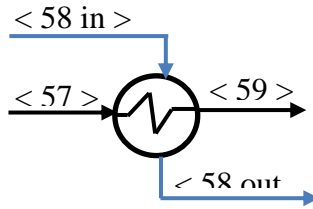
Aliran <55>		Aliran <57>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	221.684.419,22	CH ₄	73.332.698,05
O ₂	75.645.544,25	O ₂	30.187.952,38
H ₂	1.695.034,69	H ₂	717.145,29
CO	60.543,57	CO	21.923,26
CO ₂	8.070.340,19	CO ₂	3.029.430,88
H ₂ O	278.949.374,58	H ₂ O	101.098.851,73
H ₂ S	5,23	H ₂ S	2,07
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	729.407.973,28	N ₂	294.849.616,02
C ₂ H ₆	54.455.651,94	C ₂ H ₆	17.160.953,82
C ₂ H ₄	249.148.273,90	C ₂ H ₄	80.600.360,39
Total	1.619.117.160,85	Total	600.998.933,88
Aliran <14>		Aliran <14>	
BFW	34.839.585,11	Steam	1.052.957.812,07
Total Masuk	1.653.956.745,95	Total Keluar	1.653.956.745,95

25. Cooler OCM II (E-312)

Fungsi : Menurunkan temperatur produk keluar dari OCM dengan menambahkan *boiler feedwater* dan menghasilkan *high pressure steam*

$$T_{57} = 623,15 \text{ K} \quad P_{57} = 3696 \text{ kPa} = 36,96 \text{ bar}$$

$$T_{59} = 383,15 \text{ K} \quad P_{59} = 3696 \text{ kPa} = 36,96 \text{ bar}$$



Gambar IV.58 Gambar *Cooler OCM II (E-312)*

Tabel IV.66 Neraca Energi *Cooler OCM II (E-312)*

Aliran <57>		Aliran <59>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	73.332.698,05	CH ₄	35.859.655,30
O ₂	30.187.952,38	O ₂	17.014.429,75
H ₂	717.145,29	H ₂	439.571,46
CO	21.923,26	CO	11.956,08
CO ₂	3.029.430,88	CO ₂	1.514.116,22
H ₂ O	101.098.851,73	H ₂ O	43.374.541,81
H ₂ S	2,07	H ₂ S	1,03
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	294.849.616,02	N ₂	172.404.019,73
C ₂ H ₆	17.160.953,82	C ₂ H ₆	7.571.048,20
C ₂ H ₄	80.600.360,39	C ₂ H ₄	36.593.289,94
Total	600.998.933,88	Total	314.782.629,51
Aliran <58>		Aliran <58>	
BFW	16.729.533,63	Steam	302.945.838,00
Total Masuk	617.728.467,51	Total Keluar	617.728.467,51

26. Quench Tower (P-313)

Fungsi : Menurunkan temperatur produk keluar dari OCM dengan menambahkan *boiler feed water* dan menghasilkan *high pressure steam*.

T ₅₉	=	383,15	K	P ₅₉	=	36,96	bar
T ₆₀	=	300,15	K	P ₆₀	=	17	bar
T ₆₁	=	383,15	K	P ₆₁	=	25	bar

$$T_{62} = 289,15 \text{ K} \quad P_{62} = 36,96 \text{ bar}$$

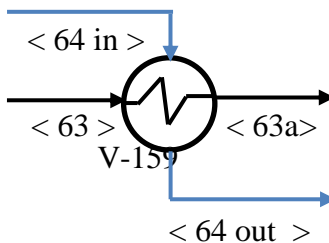
Gambar IV.59 Gambar Quench Tower (P-313)
Tabel IV.67 Neraca Energi Quench Tower (P-313)

Aliran <59>		Aliran <61>		Aliran <62>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)		
CH ₄	35.859.655,30	CH ₄	31.500.637,87		
O ₂	17.014.429,75	O ₂	15.982.951,26		
H ₂	439.571,46	H ₂	441.868,47		
CO	11.956,08	CO	11.282,38		
CO ₂	1.514.116,22	CO ₂	1.238.349,31		
H ₂ O	43.374.541,81	H ₂ O	5.416.863,59		
H ₂ S	1,03	H ₂ S	0,79		
COS	0,00	COS	0,00		
N ₂	172.404.019,73	N ₂	167.901.706,45		
C ₂ H ₆	7.571.048,20	C ₂ H ₆	5.858.534,07		
C ₂ H ₄	36.593.289,94	C ₂ H ₄	29.340.019,75		
Total	314.782.629,51	Total	257.692.213,94		
		Aliran <61>			
		Q	57.090.415,57		
Total Masuk	314.782.629,51	Total Keluar	314.782.629,51		

27. Chilling Train Series (E-315 A-N)

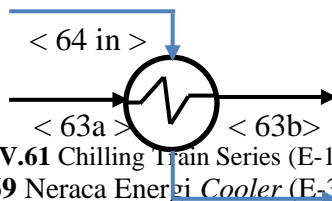
Fungsi: Menurunkan temperatur produk keluar dari OCM sebelum proses pemisahan komponen dengan kolom distilasi.

$$\begin{aligned}
 T_{63} &= 289,15 \text{ K} & P_{63} &= 3369 \text{ kPa} = 33,69 \text{ bar} \\
 T_{64in} &= 298,15 \text{ K} & P_{64in} &= 101 \text{ kPa} = 1 \text{ bar} \\
 T_{63a} &= 183,95 \text{ K} & P_{63a} &= 3369 \text{ kPa} = 33,69 \text{ bar} \\
 T_{64out} &= 298,15 \text{ K} & P_{64out} &= 101 \text{ kPa} = 1 \text{ bar}
 \end{aligned}$$



Gambar IV.60 Chilling Train Series (E-135 A dan H)
Tabel IV.68 Neraca Energi *Cooler* (E-315 A dan H)

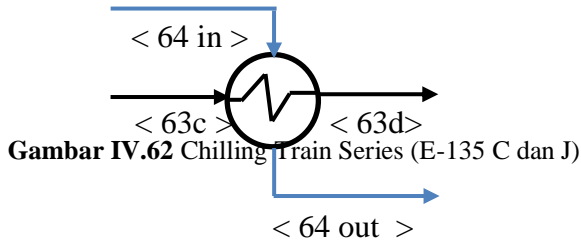
Aliran <63>		Aliran <63a>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	31.500.637,87	CH ₄	-4.469.166,44
O ₂	15.982.951,26	O ₂	-2.104.099,65
H ₂	441.868,47	H ₂	-31.912,95
CO	11.282,38	CO	-1.165,18
CO ₂	1.238.349,31	CO ₂	-15,75
H ₂ O	5.416.863,59	H ₂ O	-53,11
H ₂ S	0,79	H ₂ S	-0,33
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	167.901.706,45	N ₂	-17.814.979,29
C ₂ H ₆	5.858.534,07	C ₂ H ₆	-1.478.146,42
C ₂ H ₄	29.340.019,75	C ₂ H ₄	-6.976.270,93
Total	257.692.213,94	Total	-32.875.810,06
		Aliran <64>	
		Q	290.568.024,00
Total Masuk	257.692.213,94	Total Keluar	257.692.213,94



Gambar IV.61 Chilling Train Series (E-135 B dan I)
Tabel IV.69 Neraca Energi *Cooler* (E-315 B dan I)

Aliran <63a>		< 64 out > Aliran <63b>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	-4.469.166,44	CH ₄	-6.229.844,41
O ₂	-2.104.099,65	O ₂	-3.591.819,38
H ₂	-31.912,95	H ₂	36.016,75
CO	-1.165,18	CO	-955.587,73

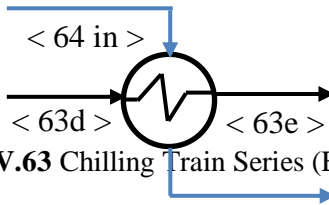
CO ₂	-15,75	CO ₂	-4.696.201,36
H ₂ O	-53,11	H ₂ O	-11.715.542,69
H ₂ S	-0,33	H ₂ S	-6.709.446,82
COS	0,00	COS	-9.834.473,71
N ₂	-17.814.979,29	N ₂	-22.152.560,01
C ₂ H ₆	-1.478.146,42	C ₂ H ₆	-8.067.251,64
C ₂ H ₄	-6.976.270,93	C ₂ H ₄	-9.970.877,79
Total	-32.875.810,06	Total	-83.887.588,80
		Aliran <64>	
		Q	51.011.778,74
Total Masuk	-32.875.810,06	Total Keluar	-32.875.810,06



Tabel IV.70 Neraca Energi Cooler (E-315 C dan J)

Aliran <63c>		Aliran <63d>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	-6.229.844,41	CH ₄	-7.859.803,52
O ₂	-3.591.819,38	O ₂	-3.731.961,21
H ₂	36.016,75	H ₂	-72.453,16
CO	-955.587,73	CO	-2.239,10
CO ₂	-4.696.201,36	CO ₂	-23,49
H ₂ O	-11.715.542,69	H ₂ O	-69,49
H ₂ S	-6.709.446,82	H ₂ S	-0,46
COS	-9.834.473,71	COS	0,00
N ₂	-22.152.560,01	N ₂	-34.351.912,64
C ₂ H ₆	-8.067.251,64	C ₂ H ₆	-2.185.571,69
C ₂ H ₄	-9.970.877,79	C ₂ H ₄	-10.465.480,04
Total	-83.887.588,80	Total	-58.669.514,80

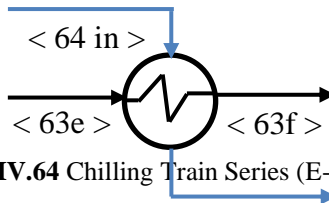
		Aliran <64>	
		Q	-25.218.074,00
Total Masuk	-83.887.588,80	Total Keluar	-83.887.588,80



Gambar IV.63 Chilling Train Series (E-135 D dan K)

Tabel IV.71 Neraca Energi Coolant (E-315 D dan K)

Aliran <63d>		Aliran <63e>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	-7.859.803,52	CH ₄	-8.666.751,24
O ₂	-3.731.961,21	O ₂	-4.436.968,66
H ₂	-72.453,16	H ₂	-95.521,77
CO	-2.239,10	CO	-2.697,20
CO ₂	-23,49	CO ₂	-23,99
H ₂ O	-69,49	H ₂ O	-86,41
H ₂ S	-0,46	H ₂ S	-0,56
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	-34.351.912,64	N ₂	-43.835.971,94
C ₂ H ₆	-2.185.571,69	C ₂ H ₆	-2.452.263,59
C ₂ H ₄	-10.465.480,04	C ₂ H ₄	-11.882.093,01
Total	-58.669.514,80	Total	-71.372.378,36
		Aliran <64>	
		Q	12.702.863,56
Total Masuk	-58.669.514,80	Total Keluar	-58.669.514,80



Gambar IV.64 Chilling Train Series (E-135 E dan L)

Tabel IV.72 Neraca Energi *Cooler* (E-315 E dan L)

Aliran <63e>		Aliran <63f>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	-8.666.751,24	CH ₄	-9.638.017,87
O ₂	-4.436.968,66	O ₂	-4.971.410,47
H ₂	-95.521,77	H ₂	-117.826,97
CO	-2.697,20	CO	-3.133,15
CO ₂	-23,99	CO ₂	-23,08
H ₂ O	-86,41	H ₂ O	-92,94
H ₂ S	-0,56	H ₂ S	-0,60
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	-43.835.971,94	N ₂	-51.983.554,38
C ₂ H ₆	-2.452.263,59	C ₂ H ₆	-2.611.653,30
C ₂ H ₄	-11.882.093,01	C ₂ H ₄	-12.765.378,57
Total	-71.372.378,36	Total	-82.091.091,33
		Aliran <64>	
		Q	10.718.712,97
Total Masuk	-71.372.378,36	Total Keluar	-71.372.378,36

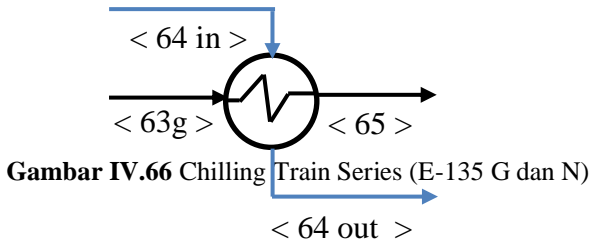


Gambar IV.65 Chilling Train Series (E-135 F dan M)

Tabel IV.73 Neraca Energi *Cooler* (E-315 F dan M)

Aliran <63f>		< 64 out >	Aliran <63g>	
Komponen	Energi (Kj)		Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	-9.638.017,87		CH ₄	-10.505.447,77
O ₂	-4.971.410,47		O ₂	-5.381.667,89
H ₂	-117.826,97		H ₂	-141.309,95
CO	-3.133,15		CO	-3.546,62
CO ₂	-23,08		CO ₂	-19,81
H ₂ O	-92,94		H ₂ O	-99,83
H ₂ S	-0,60		H ₂ S	-0,63
COS	0,00		COS	0,00

N ₂	-51.983.554,38	N ₂	-60.304.272,45
C ₂ H ₆	-2.611.653,30	C ₂ H ₆	-2.740.241,71
C ₂ H ₄	-12.765.378,57	C ₂ H ₄	-13.513.694,15
Total	-82.091.091,33	Total	-92.590.300,80
		Aliran <64>	
		Q	10.499.209,46
Total Masuk	-82.091.091,33	Total Keluar	-82.091.091,33



Tabel IV.74 Neraca Energi Cooler (E-315 G dan N)

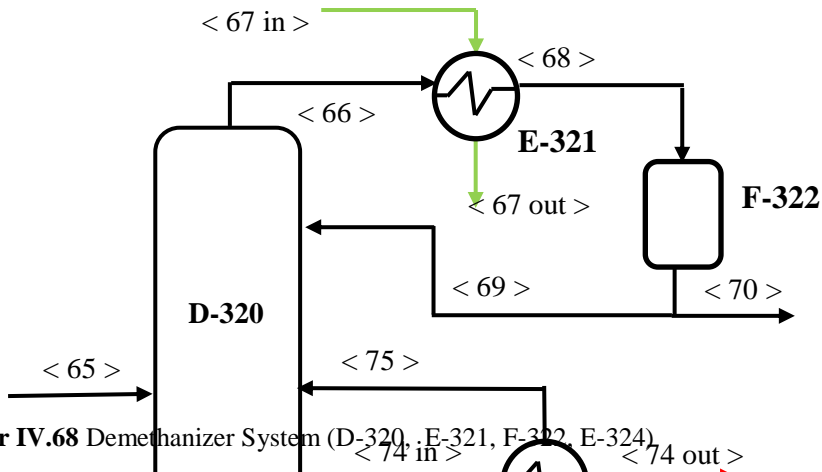
Aliran <63g>		Aliran <65>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	-10.505.447,77	CH ₄	-8.835.026,01
O ₂	-5.381.667,89	O ₂	-5.522.389,26
H ₂	-141.309,95	H ₂	-165.137,29
CO	-3.546,62	CO	-3.622,75
CO ₂	-19,81	CO ₂	-12,86
H ₂ O	-99,83	H ₂ O	-105,35
H ₂ S	-0,63	H ₂ S	-0,64
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	-60.304.272,45	N ₂	-67.492.127,78
C ₂ H ₆	-2.740.241,71	C ₂ H ₆	-2.113.159,99
C ₂ H ₄	-13.513.694,15	C ₂ H ₄	-10.927.327,14
Total	-92.590.300,80	Total	-95.058.909,08
		Aliran <64>	
		Q	2.468.608,28

Total Masuk	-92.590.300,80	Total Keluar	-92.590.300,80
--------------------	-----------------------	---------------------	-----------------------

28. Demethanizer System (D-320, E-321, F-322, E-324)

Fungsi: Memisahkan metana (CH₄) dari produk *Ethylene*.

T ₆₅	= 183,95	K	P ₆₅	=
T ₆₆	= 177,794	K	P ₆₆	=
T ₆₈ = T ₆₉ = T ₇₀	= 175,994	K	P ₆₈ = P ₆₉ = P ₇₀	=
T ₇₁ = T ₇₂ = T ₇₃ = T ₇₆	= 259,37	K	P ₇₁ = P ₇₂ = P ₇₃ = P ₇₆	=
T ₇₅	= 259,37	K	P ₇₅	=



Gambar IV.68 Demethanizer System (D-320, E-321, F-322, E-324)

Tabel IV.75 Neraca Energi Kondensator (E-321)

Aliran <66>		Aliran <68> E-324	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	-18.930.156,23	CH ₄	-15.658.826,15
O ₂	-569.669,59	O ₂	3.661.237,34
H ₂	-336.704,01	H ₂	-333.260,32

CO	-7.493,64	CO	6.335.290,98
CO ₂	0,00	CO ₂	16.686.117,84
H ₂ O	0,00	H ₂ O	49.097.616,97
H ₂ S	0,00	H ₂ S	20.292.228,37
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	-1.407.109,12	N ₂	5.599.674,94
C ₂ H ₆	-21.500,83	C ₂ H ₆	15.265.871,23
C ₂ H ₄	-142.100,39	C ₂ H ₄	-142.443,90
Total	-21.414.733,81	Total	100.803.507,31
		Aliran <67>	
		Q	-122.218.241,12
Total Masuk	-21.414.733,81	Total Keluar	-21.414.733,81

Tabel IV.76 Neraca Energi Reboiler (E-324)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <73>		Aliran <75>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	6.150.536,45	CH ₄	-45.569,96
O ₂	7.504.674,04	O ₂	-193,47
H ₂	4.079,49	H ₂	0,00
CO	9.401.647,52	CO	-0,07
CO ₂	11.253.290,34	CO ₂	-4,71
H ₂ O	45.661.263,54	H ₂ O	-35,93
H ₂ S	16.532.254,49	H ₂ S	-0,62
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	10.047.314,27	N ₂	-6,44
C ₂ H ₆	7.962.257,57	C ₂ H ₆	-2.408.953,71
C ₂ H ₄	-12.357.445,39	C ₂ H ₄	-12.357.445,39
Total	102.159.872,31	Total	-14.812.210,30
Aliran <74>			
Steam	-116.972.082,61		
Total Masuk	-14.812.210,30	Total Keluar	-14.812.210,30

Tabel IV.77 Neraca Energi Akumulator (E-322)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
Aliran <68>		Aliran <70>	
CH ₄	-15.658.826,15	CH ₄	-15.658.826,15
O ₂	3.661.237,34	O ₂	3.661.843,99
H ₂	-333.260,32	H ₂	-333.262,24
CO	6.335.290,98	CO	6.335.295,39
CO ₂	16.686.117,84	CO ₂	16.686.117,84
H ₂ O	49.097.616,97	H ₂ O	49.097.616,97
H ₂ S	20.292.228,37	H ₂ S	20.292.228,37
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	5.599.674,94	N ₂	5.600.397,69
C ₂ H ₆	15.265.871,23	C ₂ H ₆	15.265.928,71

C ₂ H ₄	-142.443,90	C ₂ H ₄	-142.100,39
Total	100.803.507,31	Total	100.805.240,18
		Aliran <69>	
		CH ₄	-2.342.979,66
		O ₂	-70.507,83
		H ₂	-41.673,75
		CO	-927,48
		CO ₂	0,00
		H ₂ O	0,00
		H ₂ S	0,00
		COS	0,00
		N ₂	-174.157,47
		C ₂ H ₆	-2.661,15
		C ₂ H ₄	-17.587,72
		Total	-2.650.495,07
Q	-2.648.762		
Total Masuk	98.154.745	Total Keluar	98.154.745

Tabel IV.78 Neraca Energi Tee Point

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
Aliran <72>		Aliran <73>	
CH ₄	6.114.211,02	CH ₄	6.150.536,45
O ₂	7.504.519,81	O ₂	7.504.674,04
H ₂	4.079,49	H ₂	4.079,49
CO	9.401.647,46	CO	9.401.647,52
CO ₂	11.253.286,58	CO ₂	11.253.290,34
H ₂ O	45.661.234,90	H ₂ O	45.661.263,54
H ₂ S	16.532.254,00	H ₂ S	16.532.254,49
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	10.047.309,14	N ₂	10.047.314,27
C ₂ H ₆	6.041.995,41	C ₂ H ₆	7.962.257,57

C ₂ H ₄	-22.208.001,94	C ₂ H ₄	-12.357.445,39
Total	90.352.535,88	Total	102.159.872,31
		Aliran <76>	
		CH ₄	6.159.780,99
		O ₂	7.504.713,28
		H ₂	0,00
		CO	9.401.647,53
		CO ₂	11.253.291,29
		H ₂ O	45.661.270,83
		H ₂ S	16.532.254,62
		COS	0,00
		N ₂	10.047.315,57
		C ₂ H ₆	8.450.949,12
		C ₂ H ₄	-9.850.556,55
		Total	105.160.666,69
		Q	116.968.003
Total Masuk	207.320.539	Total Keluar	207.320.539

Tabel IV.80 Neraca Energi Overall Sistem *Demethanizer*

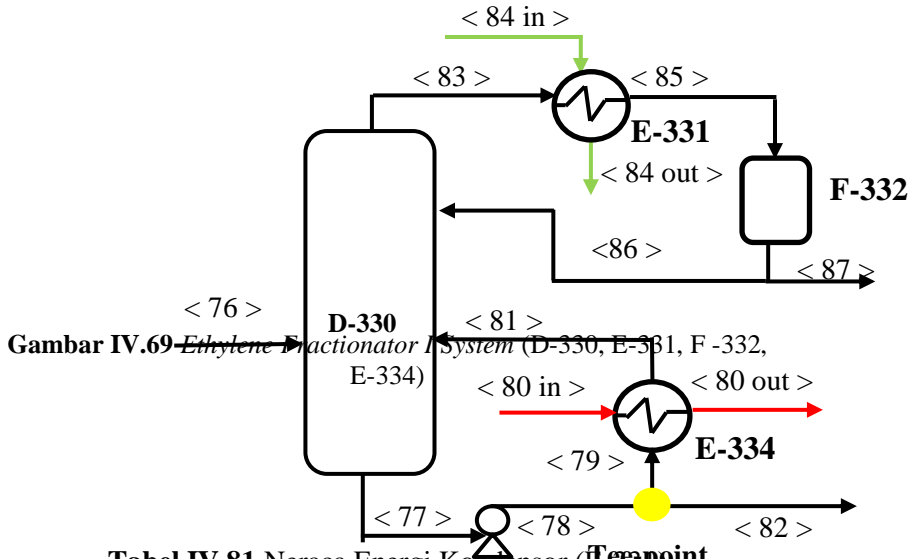
Nomor Aliran Masuk		Nomor Aliran Keluar	
Aliran	Energi (Kj)	Aliran	Energi (Kj)
<65>	-158.431.515	<66>	-21.414.734
<69>	-2.650.495	<71>	90.352.536
<75>	-14.812.210	Q	-244.832.023
Total Masuk	-175.894.221	Total Keluar	-175.894.221

29. Ethylene Fractionator I System (D-330, E-331, F-332, E-334)

Fungsi: Memisahkan Etana (C₂H₆) dari produk *Ethylene*.

T ₇₆	=	259,37	K	P ₇₆	=	30,25	b
T ₇₇ = T ₇₈ = T ₇₉	=	282,2	K	P ₇₇ = P ₇₈ = P ₇₉	=	30,33	b
T ₈₁	=	282,2	K	P ₈₁	=	30,33	b
T ₈₂	=	259,37	K	P ₈₂	=	30,25	b
T ₈₃	=	259,88	K	P ₈₃	=	30,17	E

$$T_{85} = T_{86} = T_{87} = 259,88 \text{ K} \quad P_{85} = P_{86} = P_{87} = 30,17 \text{ E}$$



Tabel IV.81 Neraca Energi Kondensator (E-331)

Aliran <83>		Aliran <85>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	0,00	CH ₄	0,00
O ₂	0,00	O ₂	0,00
H ₂	0,00	H ₂	0,00
CO	0,00	CO	0,00
CO ₂	-11,13	CO ₂	-11.204.485,57
H ₂ O	-593,01	H ₂ O	-45.639.060,18
H ₂ S	-10,26	H ₂ S	-16.504.153,57
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	0,00	N ₂	0,00
C ₂ H ₆	-39.570.564,73	C ₂ H ₆	-29.243.265,95
C ₂ H ₄	-1.019.652,05	C ₂ H ₄	-1.019.652,05
Total	-40.590.831,18	Total	88.958.920,79
		Aliran <84>	

		Q	-129.549.751,97
Total Masuk	-40.590.831,18	Total Keluar	-40.590.831,18

Tabel IV.82 Neraca Energi Reboiler (E-334)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <79>		Aliran <81>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	-6.909.196,09	CH ₄	0,00
O ₂	-8.088.653,79	O ₂	0,00
H ₂	-4.231,32	H ₂	0,00
CO	-10.013.627,64	CO	0,00
CO ₂	-8.586.270,63	CO ₂	-8,07
H ₂ O	-44.620.796,55	H ₂ O	-480,31
H ₂ S	-15.187.953,62	H ₂ S	-7,76
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	-10.669.969,56	N ₂	0,00
C ₂ H ₆	-36.039.087,33	C ₂ H ₆	-31.709.134,83
C ₂ H ₄	-702.869,63	C ₂ H ₄	-792.376,16
Total	-140.822.656,15	Total	-32.502.007,13
Aliran <80>			
Steam	108.320.649,02		
Total Masuk	-32.502.007,13	Total Keluar	-32.502.007,13

Tabel IV.83 Neraca Energi Akumulator (F-332)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
Aliran <85>		Aliran <87>	
CH ₄	0,00	CH ₄	6.213.527,61
O ₂	0,00	O ₂	7.518.728,86
H ₂	0,00	H ₂	4.082,99
CO	0,00	CO	9.416.036,51
CO ₂	-11.204.485,57	CO ₂	11.204.463,85
H ₂ O	-45.639.060,18	H ₂ O	45.637.902,57
H ₂ S	-16.504.153,57	H ₂ S	16.504.133,55
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	0,00	N ₂	10.061.925,07
C ₂ H ₆	-29.243.265,95	C ₂ H ₆	-27.347.079,85
C ₂ H ₄	-1.019.652,05	C ₂ H ₄	-970.791,23
Total	-103.610.617,32	Total	78.242.929,92
		Aliran <86>	
		CH ₄	6.213.527,61
		O ₂	7.518.728,86
		H ₂	4.082,99
		CO	9.416.036,51
		CO ₂	11.204.473,91
		H ₂ O	45.638.438,75
		H ₂ S	16.504.142,82
		COS	0,00
		N ₂	10.061.925,07
		C ₂ H ₆	8.431.112,67
		C ₂ H ₄	-48.860,81
		Total	114.943.608,38
Q	296.797.156		
Total Masuk	193.186.538	Total Keluar	193.186.538

Tabel IV.84 Neraca Energi *Tee Point*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
Aliran <78>		Aliran <79>	
CH ₄	6.909.196,09	CH ₄	-6.909.196,09
O ₂	8.088.653,79	O ₂	-8.088.653,79
H ₂	4.231,32	H ₂	-4.231,32
CO	10.013.627,64	CO	-10.013.627,64
CO ₂	8.586.206,98	CO ₂	-8.586.206,98
H ₂ O	44.618.948,54	H ₂ O	-44.618.948,54
H ₂ S	15.187.937,96	H ₂ S	-15.187.937,96
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	10.669.969,56	N ₂	-10.669.969,56
C ₂ H ₆	-24.090.290,14	C ₂ H ₆	-36.090.290,14
C ₂ H ₄	-763.636,49	C ₂ H ₄	-702.636,49
Total	79.224.845,26	Total	-140.845,26
		Aliran <82>	
		CH ₄	0,00
		O ₂	0,00
		H ₂	0,00
		CO	0,00
		CO ₂	-1.440.000,00
		H ₂ O	-2.220.000,00
		H ₂ S	-1.440.000,00
		COS	0,00
		N ₂	0,00
		C ₂ H ₆	-1.440.000,00
		C ₂ H ₄	-350.000,00
		Total	-1.440.000,00
Q	-221.494.767		
Total Masuk	-142.269.922	Total Keluar	-142.269.922

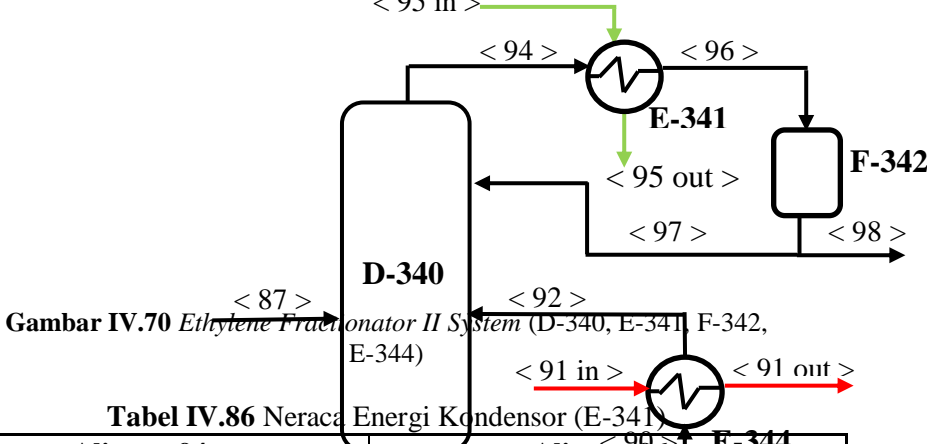
Tabel IV.85 Neraca Energi Overall Sistem *Ethylene Fracitonator I*

Nomor Aliran Masuk		Nomor Aliran Keluar	
Nomor Aliran	Energi (Kj)	Nomor Aliran	Energi (Kj)
<76>	105.160.667	<77>	79.224.845
<81>	-32.502.007	<82>	-1.447.266
<86>	114.943.608	Q	109.824.688
Total Masuk	187.602.268	Total Keluar	187.602.268

30.Ethylene Fractionator II System (D-340, E-341, F-342, E-334)

Fungsi: Memurnikan produk *Ethylene* dari pengotor tersisa.

$$\begin{aligned}
 T_{87} &= 259,88 \text{ K} & P_{87} &= \\
 T_{88} = T_{89} = T_{90} = T_{93} &= 260,51 \text{ K} & P_{88} = P_{89} = P_{90} = P_{93} &= \\
 T_{92} &= 260,51 \text{ K} & P_{92} &= \\
 T_{94} &= 224,2 \text{ K} & P_{94} &= \\
 T_{96} = T_{97} = T_{98} &= 224,2 \text{ K} & P_{96} = P_{97} = P_{98} &=
 \end{aligned}$$



Gambar IV.70 *Ethylene Fractionator II System (D-340, E-341, F-342, E-344)*

Tabel IV.86 Neraca Energi Kondensor (E-341)

Aliran <94>		Aliran <96>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	-1.197.719,77	CH ₄	5.440.000,31
O ₂	-5.389,23	O ₂	6.418.874,83
H ₂	0,00	H ₂	3.825,73

CO	-2,09	CO	8.306.680,26
CO ₂	-0,05	CO ₂	14.023.543,89
H ₂ O	0,00	H ₂ O	47.192.981,25
H ₂ S	0,00	H ₂ S	18.308.927,07
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	-198,31	N ₂	8.941.948,43
C ₂ H ₆	-39,84	C ₂ H ₆	12.872.394,01
C ₂ H ₄	-831.597,85	C ₂ H ₄	-878.815,16
Total	-2.034.947,14	Total	119.893.161,10
		Aliran <84>	
		Q	-121.928.108,25
Total Masuk	-2.034.947,14	Total Keluar	-2.034.947,14

Tabel IV.87 Neraca Energi Reboiler (E-344)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <90>		Aliran <92>	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
CH ₄	6.234.902,79	CH ₄	-35,70
O ₂	7.535.794,36	O ₂	0,00
H ₂	4.087,29	H ₂	0,00
CO	9.433.761,67	CO	0,00
CO ₂	11.143.682,68	CO ₂	-0,63
H ₂ O	45.610.236,79	H ₂ O	0,00
H ₂ S	16.469.308,74	H ₂ S	0,00
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	10.079.918,15	N ₂	0,00
C ₂ H ₆	10.270.728,35	C ₂ H ₆	-1.901,41
C ₂ H ₄	-1.933.208,26	C ₂ H ₄	-1.933.208,26
Total	114.849.212,57	Total	-1.935.146,00
Aliran <91>			
Steam	-116.784.358,58		
Total Masuk	-1.935.146,00	Total Keluar	-1.935.146,00

Tabel IV.88 Neraca Energi Akumulator

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
Aliran <96>		Aliran <98>	
CH ₄	-5.861.313,12	CH ₄	-4.775.845,12
O ₂	-6.429.713,15	O ₂	-6.424.829,00
H ₂	-3.825,73	H ₂	-3.825,73
CO	-8.306.684,41	CO	-8.306.682,51
CO ₂	-14.023.543,99	CO ₂	-14.023.543,95
H ₂ O	-47.192.981,25	H ₂ O	-47.192.981,25
H ₂ S	-18.308.927,07	H ₂ S	-18.308.927,07
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	-8.942.334,71	N ₂	-8.942.154,99
C ₂ H ₆	-12.872.474,43	C ₂ H ₆	-12.872.438,33
C ₂ H ₄	-792.628,67	C ₂ H ₄	-38.969,19
Total	-122.734.426,54	Total	-120.890.197,14
		Aliran <97>	
		CH ₄	-5.861.313,12
		O ₂	-6.429.713,15
		H ₂	-3.825,73
		CO	-8.306.684,41
		CO ₂	-14.023.543,99
		H ₂ O	-47.192.981,25
		H ₂ S	-18.308.927,07
		COS	0,00
		N ₂	-8.942.334,71
		C ₂ H ₆	-12.872.474,43
		C ₂ H ₄	-792.628,67
		Total	-122.734.426,54
Q	-120.890.197		
Total Masuk	-243.624.624	Total Keluar	-243.624.624

Tabel IV.89 Neraca Energi Tee Point

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kj)	Komponen	Energi (Kj)
Aliran <89>		Aliran <90>	
CH ₄	6.234.724,11	CH ₄	6.234.902,79
O ₂	7.535.794,36	O ₂	7.535.794,36
H ₂	4.087,29	H ₂	4.087,29
CO	9.433.761,67	CO	9.433.761,67
CO ₂	11.143.679,50	CO ₂	11.143.682,68
H ₂ O	45.610.236,79	H ₂ O	45.610.236,79
H ₂ S	16.469.308,74	H ₂ S	16.469.308,74
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	10.079.918,15	N ₂	10.079.918,15
C ₂ H ₆	10.261.210,50	C ₂ H ₆	10.270.728,35
C ₂ H ₄	-11.610.217,93	C ₂ H ₄	-1.933.208,26
Total	105.162.503,18	Total	0,00
		Aliran <93>	
		CH ₄	6.234.759,80
		O ₂	0,00
		H ₂	0,00
		CO	0,00
		CO ₂	11.143.680,14
		H ₂ O	0,00
		H ₂ S	0,00
		COS	0,00
		N ₂	0,00
		C ₂ H ₆	10.263.111,91
		C ₂ H ₄	-9.677.009,67
		Total	17.964.542,18
Q loss	-87.197.961		
Total Masuk	17.964.542	Total Keluar	17.964.542

Tabel IV.90 Neraca Energi Overall Sistem Ethylene Fractionator II

Nomor Aliran Masuk		Aliran Keluar Keluar	
Aliran	Energi (Kj)	Aliran	Energi (Kj)
<87>	-1.447.266	<94>	-2.034.947
<97>	-122.734.427	<88>	105.162.503
<92>	-1.935.146	Q	-229.244.394
Total Masuk	-126.116.838	Total Keluar	-126.116.838

BAB V

DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

V.1 Daftar Spesifikasi Peralatan

Total peralatan yang digunakan pada pabrik ethylene dari batubara kualitas rendah (*Low rank Coal*) sebesar 84 alat dengan spesifikasi sebagai berikut ini,

Tabel V.1 *Feedstock Open Yard (F-111)*

Spesifikasi Alat		
Nama	:	Feedstock Open Yard
Nomor Tag Alat	:	F-111
Fungsi	:	Menyimpan batubara yang digunakan sebagai bahan baku
Tipe	:	Pile Open Yard
Kapasitas	:	1501457.72600 kg/jam
Jumlah	:	1.00000 buah
Volume Umpan	:	65518.15532 m3
Volume Storage	:	138486.8571 m3
Tinggi	:	48.00000 m
Diameter	:	48.00000 m
Panjang	:	153.00000 m

Tabel V.2 Belt Conveyor (J-112)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Belt Conveyor</i>
Nomor Tag Alat	:	J-112
Fungsi	:	Mengangkut batubara dari <i>Open Yard</i> : (F-111) menuju <i>Bucket Elevator</i> (J-113 A)
Tipe	:	<i>Troughed belt on 20° idlers</i>
Kapasitas	:	1501457.72600 kg/jam
Jumlah	:	1.00000 buah
Pajang <i>Belt</i>	:	50.00000 m
Lebar <i>Belt</i>	:	36.00000 in
Kecepatan <i>Belt</i>	:	163.20193 ft/min
Power Operasi	:	10.80052 hp
Bahan Kontruksi	:	<i>Rubber</i>
Kemiringan	:	20°

Tabel V.4 Bucket Elevator (J-113)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Bucket Elevator</i>
Nomor Tag Alat	:	J-113
Fungsi	:	Mengangkut batubara dari <i>Open Yard</i> (F-111) ke <i>Hammer Mill</i> (C-114) <i>Centrifuge discharge bucket</i>
Tipe	:	<i>on belt</i>
Jumlah	:	1.00000 buah
Tinggi <i>Bucket</i>	:	25.00000 m
<i>Size of lumps handle</i>	:	1.75000 in
Kecepatan <i>Bucket</i>	:	3002.91545 ft/min
<i>Head Shaft</i>	:	380.36929 rpm
<i>Power pada Head Shaft</i>	:	140.13605 hp
<i>Bucket spacing</i>	:	18.00000 in

Tabel V.5 Hammer Mill (C-114)

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	<i>Hammer Mill</i>
Nomor Tag Alat	:	C-114
Fungsi	:	Memperkecil ukuran batubara dari <i>Bucket elevator (J-113 A)</i>
Tipe	:	<i>Reversible Hammer Mill Model no. 1217</i>
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	1501457.72600 kg/jam
<i>Power</i>	:	87453.42002 hp
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel</i>

Tabel V.6 Screen (H-114)

Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	<i>Screen</i>
Nomor Tag Alat	:	H-114
Fungsi	:	Memisahkan batubara yang <i>on size</i> dengan batubara yang <i>oversize</i>
Tipe	:	<i>High Speed Vibrating Screen</i>
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	1501457.72600 kg/jam
Luas <i>Screen</i>	:	5.59778 m ²
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>

Tabel V.7 Bin Pulverized Coal (F-118)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Bin Pulverized Coal</i>
Nomor Tag Alat	:	F-118
Fungsi	:	Menampung coal sebelum masuk ke gasifier
Tipe	:	<i>Open Tank</i>
Jumlah	:	1 buah
Bahan Material	:	SA 283 Grade B
Conical Angle	:	90 °
Diameter dalam (ID)	:	8.75032 m
Tinggi silinder	:	13.12548 m
Tinggi Conical	:	4.33529 m
Tebal Silinder	:	0.25000
Tebal Conical	:	0.43750

Tabel V.8 Screw Conveyor (J-116B)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Screw Conveyor</i>
Nomor Tag Alat	:	J-116 B
Fungsi	:	Mengangkut batubara yang sudah sesuai spesifikasi dari <i>Bin Pulverized Coal (F-118)</i> ke <i>Rotary Dryer (B-110)</i>
		<i>Screw Conveyor Pipe-Mouted Spiral</i>
Tipe	:	<i>Flights</i>
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	1501457.72600 kg/jam
Panjang <i>Screw</i>	:	75.00000 ft
Diameter <i>shaft</i>	:	3.00000 in
Kecepatan <i>belt</i>	:	1876.82216 r/min
<i>Power Motor</i>	:	375.36443 hp

Tabel V.9 *Screw Conveyor (J-116C)*

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Screw Conveyor</i>
Nomor Tag Alat	:	J-116 C
Fungsi	:	Mengangkut batubara yang sudah sesuai spesifikasi dari <i>Bin Pulverized Coal</i> (F-118) ke <i>Rotary Dryer</i> (B-110) <i>Screw Conveyor Pipe-Mouted Spiral</i>
Tipe	:	<i>Flights</i>
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	1501457.72600 kg/jam
Panjang <i>Screw</i>	:	75.00000 ft
Diameter <i>shaft</i>	:	3.00000 in
Kecepatan <i>belt</i>	:	1876.82216 r/min
<i>Power Motor</i>	:	375.36443 hp

Tabel V.10 Lock Hopper (B-121)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Lock Hopper</i>
Nomor Tag Alat	:	B-121
Fungsi	:	Mengangkut batubara yang sudah sesuai spesifikasi dari <i>Bin Pulverized Coal (F-118)</i> ke <i>Rotary Dryer (B-110)</i>
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	1501457.72600 kg/jam
Tekanan Operasi	:	30.0 Bar
Temperatur Operasi	:	50.0 °C
Volume Bejana	:	1501.45773 m ³
Dimensi		
Tebal Shell	:	6.6 in
Tipe tutup atas	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	:	5.8 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Conical head</i>
Tebal tutup bawah	:	2.80000 in
Tinggi total bejana	:	672.63486 in

Tabel V.11 Screw Conveyor (J-117A)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Screw Conveyor</i>
Nomor Tag Alat	:	J-117 A
Fungsi	:	Mengangkut batubara yang sudah sesuai spesifikasi dari <i>Screen (H-114)</i> menuju <i>Bin Pulverized Coal (F-118)</i> ke <i>Screw Conveyor Pipe-Mouted</i>
Tipe	:	<i>Spiral Flights</i>
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	413189.18290 kg/jam
Panjang <i>Screw</i>	:	75.00000 ft
Diameter <i>shaft</i>	:	3.00000 in
Kecepatan <i>belt</i>	:	516.48648 r/min
<i>Power Motor</i>	:	103.29730 hp

Tabel V.12 Gasifier (R-120)

Spesifikasi Alat :			
Fungsi	=	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari batubara menjadi syngas yang mengandung CO dan H ₂	
Tipe	=	<i>Fluidized Bed Gasifier</i>	
Temperatur operasi	=	850.0	°C
Tekanan operasi	=	30	bar
Kapasitas	=	750.73	m ³
Diameter dalam	=	238.25	in = 6.05 m
Diameter luar (OD)	=	240	in = 6.10 m
Tinggi total	=	1072.13	in = 27.23 m
Tebal silinder	=	7/8	in = 0.02 m
Tipe tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>	
Tebal tutup atas	=	¾	in = 0.019 m
Tipe tutup bawah	=	<i>Conical</i>	
Tebal tutup bawah	=	1 3/8	in = 0.035 m
Tebal isolasi	=	0.46	in = 0.012 m
Bahan konstruksi	=	<i>Hastelloy C-22</i>	
Bahan isolasi	=	Silika, dan SA-167 Grade 3	
Tipe pengelasan	=	<i>Double Welded Butt Joint</i>	
Jumlah alat	=	2 buah	

Tabel V.13 Cyclone (B-122)

Spesifikasi Alat			
Nama	:	<i>Cyclone</i>	
Nomor Tag Alat	:	B-122	
Fungsi	:	Memisahkan syngas dengan partikel solid yang terbawa dari aliran produk gasifier (R-120)	
Jumlah	:	1.00000	buah
Kapasitas	:	942833.55477	kg/jam
Tekanan Operasi	:	30.00000	Bar
Temperatur Operasi	:	850.00000	°C
Kecepatan Gas Masuk	:	15.00000	m/s
Dimensi			
Lebar Inlet Cyclone Rectangul	:	0.13441	m
Dimensi Saluran Gas Keluar	:	0.26881	m
Diameter Cyclone	:	0.5376	m
Tinggi Cyclone setelah Bc pada Gas Masuk	:	0.26881	m
Panjang Ruang Gravitasi Settling	:	1.07525	m
Lebar Outlet Cyclone	:	0.06720	m
Panjang Ruang Spiral Cyclone	:	1.07525	m
Diameter Partikel Keluar Cyclone	:	0.13441	m

Tabel V.14 Water Tube Cooler (E-131)

Spesifikasi				
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari gasifier			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel			
Suhu Masuk	Syngas	=	850 °C	
	Cooling water	=	25 °C	
Suhu Keluar	Syngas	=	700 °C	
	Steam	=	580 °C	
Shell side (Cooling water)	Diameter dalam	=	39 in	
	Baffle space	=	31,2 in	
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,458 psi	
	Diameter luar	=	1,25 in	
	Jumlah tube	=	680	
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1,5625 in	
	Tube (Syngas)	a'	=	0,923 in ²
		a"	=	0,327 ft ² /ft
Passes		=	2	
ΔP		=	7,455 psi	
Rd				0,03294 hr.ft ² .°F/btu
Luas Area			3558,85 ft ²	
Jumlah Alat			1 Unit	

Tabel V.15 Fire Tube Cooler (E-132)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari gasifier			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel			
Suhu Masuk	Syngas	=	700	°C
	Cooling water	=	300	°C
Suhu Keluar	Syngas	=	25	°C
	Steam	=	230	°C
Shell side (Cooling water)	Diameter dalam	=	54	in
	Baffle space	=	43,2	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1,590	psi
Tube (Syngas)	Diameter luar	=	1	in
	Jumlah tube	=	1125	
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1,25	in
	a'	=	0,546	in ²
	a''	=	0,262	ft ² /ft
	Passes	=	2	
	ΔP	=	8,636	psi
Rd	0,00892		hr.ft ² .°F/btu	
Luas Area	4123,35		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	

Tabel V.16 Ceramic Candle Filter (H-113)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Ceramic Candle Filter</i>
Nomor Tag Alat	:	H-133
Fungsi	:	Memisahkan Gas dengan sisa ash yang terikut keluar cyclone
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	842701.33902 kg/jam
Tekanan Operasi	:	30.00000 Bar
Temperatur Operasi	:	80.00000 °C
<i>Mass rate gas</i>	:	842701.33902 kg/jam
Volume Gas	:	210149.95986 m ³ /jam
<i>Air to cloth Area</i>	:	116.74998 m ²

Tabel V.17 Screw Conveyor

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Screw Conveyor</i>
Nomor Tag Alat	:	J-117 A
Fungsi	:	Mengangkut batubara yang sudah sesuai spesifikasi dari <i>Screen</i> (H-114) menuju <i>Bin Pulverized Coal</i> (F-118) <i>Screw Conveyor Pipe-Mouted</i>
Tipe	:	<i>Spiral Flights</i>
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	5270.11660 kg/jam
Panjang <i>Screw</i>	:	75.00000 ft
Diameter <i>shaft</i>	:	3.00000 in
Kecepatan <i>belt</i>	:	6.58765 r/min
<i>Power Motor</i>	:	1.31753 hp

Tabel V.18 *Water Gas Shift Reactor (R-140)*

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Water gas Shift Reactor</i>
Nomor Tag Alat	:	R-140
Fungsi	:	Mengkonversi <i>Raw Syngas</i> hingga didapatkan berbandingan CO: H ₂ menjadi 3:1
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	837431.22240 kg/jam
Tekanan Operasi	:	28.93000 Bar
Temperatur Operasi	:	398.60000 °C
Diameter dalam (ID)	:	1.62560 m
Diamater Luar (OD)	:	1.67640 m
Tinggi Total	:	2.63427 m
Tebal Silinder	:	1.00000 in
Tipe tutup atas	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas	:	0.87500 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	:	0.87500 in

Tabel V.19 *Water Gas Shift Cooler (E-141)*

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari WGS			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel			
Suhu Masuk	Syngas	=	408	°C
	Cooling water	=	30	°C
Suhu Keluar	Syngas	=	100	°C
	Cooling water	=	50	°C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	39	in
	Baffle space	=	31,2	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,201	psi
	Diameter luar	=	1	in
	Jumlah tube	=	736	
	BWG	=	14	
Tube (Cooling Water)	Pitch	=	1,25	in
	a'	=	0,546	in ²
	a"	=	0,262	ft ² /ft
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,032	psi
Rd	0,03442		hr.ft ² .°F/btu	
Luas Area	2697,59		ft ²	
Jumlah Alat	2		Unit	

Tabel V.20 *COS Hydrolizer (R-150)*

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>COS Hydrolizer</i>
Nomor Tag Alat	:	R-150
Fungsi	:	Mengkonversi <i>Raw Syngas</i> hingga didapatkan perbandingan CO: H ₂ menjadi 3:1
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	912430.47110 kg/jam
Tekanan Operasi	:	27.61000 Bar
Temperatur Operasi	:	100.00000 °C
Diameter dalam (ID)	:	7.68350 m
Diamater Luar (OD)	:	7.74700 m
Tinggi Total	:	15.42078 m
Tebal Silinder	:	1.25000 in
Tipe tutup atas	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas	:	1.50000 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	:	1.50000 in

Tabel V.21 Desulphurizer Heater (E-151)

Spesifikasi				
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Dusulphurizer			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel			
Suhu Masuk	Syngas	=	408	°C
	Cooling water	=	30	°C
Suhu Keluar	Syngas	=	100	°C
	Cooling water	=	50	°C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	37	in
	Baffle space	=	29.6	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.249	psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	1	in
	Jumlah tube	=	664	
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1.25	in
	a'	=	0.546	in ²
	a"	=	0.262	ft ² /ft
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0.038	psi
Rd	0.00948		hr.ft ² .°F/btu	
Luas Area	2433.69		ft ²	
Jumlah Alat	2		Unit	

Tabel V.22 *Desulphurizer Tank (B-152)*

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Desulphurizer Tank</i>
Nomor Tag Alat	:	B-152
Fungsi	:	Mengkonversi <i>Raw Syngas</i> hingga didapatkan berbandingan CO: H ₂ menjadi 3:1
Jumlah	:	2.00000 buah
Kapasitas	:	912430.48700 kg/jam
Tekanan Operasi	:	27.61000 Bar
Temperatur Operasi	:	391.30000 °C
Diameter dalam (ID)	:	6.04520 m
Diamater Luar (OD)	:	6.09600 m
Tinggi Total	:	11.71560 m
Tebal Silinder	:	1.00000 in
Tipe tutup atas	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas	:	1.50000 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	:	1.50000 in

Tabel V.23 Desulphurizer Cooler (E-153)

Spesifikasi				
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Dusulphurizer			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel			
Suhu Masuk	Syngas	=	408	°C
	Cooling water	=	30	°C
Suhu Keluar	Syngas	=	100	°C
	Cooling water	=	50	°C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	37	in
	Baffle space	=	29,6	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,249	psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	1	in
	Jumlah tube	=	664	
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1,25	in
	a'	=	0,546	in ²
	a"	=	0,262	ft ² /ft
	Passes	=	2	
ΔP	=	0,038	psi	
Rd	0,00948		hr.ft ² .°F/btu	
Luas Area	2433,69		ft ²	
Jumlah Alat	2		Unit	

Tabel V.24 Caustic Wash Tower (B-160)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Caustic Wash Tower</i>
Nomor Tag Alat	:	B-160
Fungsi	:	Mengabsorb gas CO ₂
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	902357.58860 kg/jam
Tekanan Operasi	:	30.00000 Bar
Temperatur Operasi	:	373.15000 K
Diameter Kolom	:	5.99200 m
Jumlah Plate	:	60.00000
Jumlah Lubang	:	992.17192

Tabel V.25 Kompresor Metanator (G-161)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	Kompresor Metanator I
Nomor Tag Alat	:	G-161
Fungsi	:	Mengkonversi <i>Raw Syngas</i> hingga didapatkan berbandingan CO: H ₂ menjadi 3:1
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	6.09600 kg/jam
Tekanan Input	:	28.00000 Bar
Tekanan Output	:	40.00000 Bar
Temperatur Input	:	100.00000 °C
Temperatur Output	:	110.00000 °C
Power	:	26083.6 hp

Tabel V.26 Preheater Metanator

Spesifikasi				
Fungsi	Memanaskan syngas sebelum masuk Metanator I			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel			
Suhu Masuk	Syngas	=	65,66	°C
	Steam	=	600	°C
Suhu Keluar	Syngas	=	250	°C
	Steam	=	400	°C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	35	in
	Baffle space	=	28	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,859	psi
Tube (Steam)	Diameter luar	=	1	in
	Jumlah tube	=	592	
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1,25	in
	a'	=	0,546	in ²
	a''	=	0,262	ft ² /ft
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,066	psi
Rd	0,04937		hr.ft ² .°F/btu	
Luas Area	2169,80		ft ²	
Jumlah Alat	2		Unit	

Tabel V.27 Metanator I (R-210)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Metanator I</i>
Nomor Tag Alat	:	R-210
Fungsi	:	Mengkonversi Gas CO dan H ₂ Menjadi Metana (CH ₄)
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	799979.47790 kg/jam
Tekanan Operasi	:	40.00000 Bar
Temperatur Operasi	:	770.50000 °C
Diameter dalam (ID)	:	6.56794 m
Diamater Luar (OD)	:	6.85800 m
Tinggi Total	:	12.07188 m
Tebal Silinder	:	5.7 in
Tipe tutup atas	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas	:	5.0 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	:	5.0 in

Tabel V.28 Cooler Metanator I (E-211)

Spesifikasi				
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Dusulphurizer			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel			
Suhu Masuk	Syngas	=	771	°C
	Cooling water	=	30	°C
Suhu Keluar	Syngas	=	250	°C
	Cooling water	=	50	°C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	37	in
	Baffle space	=	29,6	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	5,897	psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	1	in
	Jumlah tube	=	664	
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1,25	in
	a'	=	0,546	in ²
	a''	=	0,262	ft ² /ft
	Passes	=	2	
ΔP	=	0,059	psi	
Rd	0,02509		hr.ft ² .°F/btu	
Luas Area	2086,02		ft ²	
Jumlah Alat	2		Unit	

Tabel V.29 Metanator II (R-220)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Metanator II</i>
Nomor Tag Alat	:	R-220
Fungsi	:	Mengkonversi Gas CO dan H ₂ Menjadi Metana (CH ₄)
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	479984.22480 kg/jam
Tekanan Operasi	:	38.99000 Bar
Temperatur Operasi	:	597.20000 °C
Diameter dalam (ID)	:	5.26121 m
Diamater Luar (OD)	:	5.48640 m
Tinggi Total	:	9.67011 m
Tebal Silinder	:	4.4 in
Tipe tutup atas	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas	:	3.9 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	:	3.9 in

Tabel V.30 Cooler Metanator II

Spesifikasi			
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Methanator II		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	Syngas	=	597,2 °C
	Cooling water	=	30 °C
Suhu Keluar	Syngas	=	346,7 °C
	Cooling water	=	50 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	39 in
	Baffle space	=	31,2 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	5,574 psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	1 in
	Jumlah tube	=	736
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a"	=	0,262 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	0,021 psi
Rd	0,03287		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	2697,59		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.31 Metanator III (R-230)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Metanator III</i>
Nomor Tag Alat	:	R-230
Fungsi	:	Mengkonversi Gas CO dan H ₂ Menjadi Metana (CH ₄)
Jumlah	:	1 buah
Kapasitas	:	479984.18120 kg/jam
Tekanan Operasi	:	37.97 Bar
Temperatur Operasi	:	364.7 °C
Diameter dalam (ID)	:	5 m
Diamater Luar (OD)	:	5.2 m
Tinggi Total	:	9.15060 m
Tebal Silinder	:	4 in
Tipe tutup atas	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas	:	3.6 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	:	3.6 in

Tabel V.32 Cooler Metanator III (E-231)

Spesifikasi			
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Methanator III		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	Syngas	=	364,7 °C
	Cooling water	=	30 °C
Suhu Keluar	Syngas	=	222,1 °C
	Cooling water	=	50 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	23,25 in
	Baffle space	=	18,6 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	1,573 psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	1 in
	Jumlah tube	=	232
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a"	=	0,262 ft ² /ft
	Passes	=	2
ΔP	=	0,380 psi	
Rd	0,01828		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	850,33		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.33 Metanator IV (R-240)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Metanator IV</i>
Nomor Tag Alat	:	R-240
Fungsi	:	Mengkonversi <i>Raw Syngas</i> hingga didapatkan berbandingan CO: H ₂ menjadi 3:1
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	479981.41140 kg/jam
Tekanan Operasi	:	36.96000 Bar
Temperatur Operasi	:	222.20000 °C
Diameter dalam (ID)	:	5.0 m
Diamater Luar (OD)	:	5.2 m
Tinggi Total	:	9.16851 m
Tebal Silinder	:	3.8 in
Tipe tutup atas		<i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas		3.5 in
Tipe tutup bawah		<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah		3.5 in

Tabel V.34 Cooler Metanator IV (E-241)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Methanator IV			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel			
Suhu Masuk	Syngas	=	222,1	°C
	Cooling water	=	30	°C
Suhu Keluar	Syngas	=	100	°C
	Cooling water	=	50	°C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	29	in
	Baffle space	=	23,2	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,650	psi
	Diameter luar	=	0,834	in
	Jumlah tube	=	376	
	BWG	=	14	
Tube (Cooling Water)	Pitch	=	1,25	in
	a'	=	0,546	in ²
	a"	=	0,262	ft ² /ft
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,418	psi
Rd	0,01941		hr.ft ² .°F/btu	
Luas Area	1378,12		ft ²	

Tabel V.35 Flash Drum (H-242)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Flash Drum</i>
Nomor Tag Alat	:	H-242
Fungsi	:	Memisahkan Liquid dan Gas Hasil Metanator IV
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	479981.41140 kg/jam
Tekanan Operasi	:	36.69000 Bar
Temperatur Operasi	:	30.00000 °C
Diameter dalam (ID)	:	5.9 m
Diamater Luar (OD)	:	6.1 m
Tinggi Total	:	12.56114 m
Tebal Silinder	:	4.7 in
Tipe tutup atas	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal Tutup Atas	:	4.8 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal tutup bawah	:	4.8 in

Tabel V.37 Reactor OCM (R-310)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	Reactor OCM
Nomor Tag Alat	:	R-310
Fungsi	:	Mengubah Methane (CH ₄) menjadi Ethylene
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	1359435.44700 kg/jam
Tekanan Operasi	:	36.96000 Bar
Temperatur Operasi	:	850.00000 °C
Diameter dalam (ID)	:	9.3 m
Diamater Luar (OD)	:	9.7 m
Tinggi Total	:	17 m
Tebal Silinder	:	7.5 in
Tipe tutup atas	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas	:	6.5 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	:	6.5 in

Tabel V.38 OCM Cooler I

Spesifikasi			
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari OCM		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	Syngas	=	800 °C
	Cooling water	=	30 °C
Suhu Keluar	Syngas	=	350 °C
	Steam	=	580 °C
Shell side (Cooling water)	Diameter dalam	=	35 in
	Baffle space	=	28 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	0,195 psi
Tube (Syngas)	Diameter luar	=	0,75 in
	Jumlah tube	=	1068
	BWG	=	10
	Pitch	=	1,3125 in
	a'	=	0,923 in ²
	a"	=	0,327 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	6,875 psi
Rd	0,02019		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	4192,11		ft ²
Jumlah Alat	1		Unit

Tabel V.39 OCM Cooler II

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari OCM		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	Syngas	=	400 °C
	Cooling water	=	30 °C
Suhu Keluar	Syngas	=	110 °C
	Steam	=	360 °C
Shell side (Cooling Water)	Diameter dalam	=	35 in
	Baffle space	=	28 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	0,065 psi
Tube (Syngas)	Diameter luar	=	0,75 in
	Jumlah tube	=	1330
	BWG	=	10
	Pitch	=	1,3125 in
	a'	=	0,923 in ²
	a"	=	0,327 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	6,051 psi
Rd	0,02131		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	6960,69		ft ²
Jumlah Alat	1		Unit

Tabel V.40 Quench Tower (P-313)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Quench Tower</i>
Nomor Tag Alat	:	P-313
Fungsi	:	Memisahkan Liquid dan Gas Hasil Metanator IV
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	422041.94450 kg/jam
Tekanan Operasi	:	35.00000 Bar
Temperatur Operasi	:	110.00000 °C
Diameter dalam (ID)	:	5.9 m
Diamater Luar (OD)	:	6.1 m
Tinggi Total	:	12.71463 m
Tebal Silinder	:	4.4 in
Tipe tutup atas	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal Tutup Atas	:	4.6 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal tutup bawah	:	4.6 in

Tabel V.41 Gas Charged Dryer (B-314)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	<i>Gas Charged Dryer</i>
Nomor Tag Alat	:	B-314
Tipe	:	<i>Solid Desicant Tank</i>
Fungsi	:	Mengurangi Kadar Air pada Gas Keluar Quench Tower
Jumlah	:	4.00000 buah
Kapasitas	:	237177.49870 kg/jam
Tekanan Operasi	:	38.99 Bar
Temperatur Operasi	:	16.00 °C
<i>Cycle Time</i>	:	8.00 jam
Diameter dalam (ID)	:	5.9 m
Diamater Luar (OD)	:	6.1 m
Tinggi Total	:	11 m

Tebal Silinder	:	4.7	in
Tipe tutup atas	:	<i>Standard dished head</i>	
Tebal Tutup Atas	:	4.2	in
Tipe tutup bawah	:	<i>Standard dished head</i>	
Tebal tutup bawah	:	4.2	in

Tabel V.42 Heat Exchanger (E-315 A-H)

Spesifikasi			
Fungsi	Mendinginkan SNG dari 16 °C ke 0 °C		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	SNG	=	16 °C
	Refrigerant	=	-128 °C
Suhu Keluar	SNG	=	0 °C
	Refrigerant	=	-125 °C
Shell side (Syngas)	Diameter Dalam	=	33 in
	Baffle space	=	26,4 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	0,077 psi
	Diameter luar	=	0,834 in
	Jumlah tube	=	522
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a"	=	0,262 ft ² /ft
	Passes	=	2
Rd	0,00261		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	1913,23		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.43 (E-315 B-I)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Mendinginkan SNG dari 0 °C ke -15 °C		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	SNG	=	0 °C
	Refrigerant	=	-128 °C
Suhu Keluar	SNG	=	-15 °C
	Refrigerant	=	-125 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	17 in
	Baffle space	=	13,8 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	1,036 psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	0,834 in
	Jumlah tube	=	118
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a''	=	0,262 ft ² /ft
	ΔP	=	0,036 psi
Rd	0,00396		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	432,49		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.44 (E-315 C-J)

Spesifikasi			
Fungsi	Mendinginkan SNG dari -15 °C ke -30 °C		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	SNG	=	-15 °C
	Refrigerant	=	-128 °C
Suhu Keluar	SNG	=	-30 °C
	Refrigerant	=	-125 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	13 in
	Baffle space	=	10,6 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	2,976 psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	0,834 in
	Jumlah tube	=	66
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a"	=	0,262 ft ² /ft
	Passes	=	2
ΔP	=	0,033 psi	
Rd	0,00147		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	241,90		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.45 (E-315 D-K)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Mendinginkan SNG dari -15 °C ke -30 °C		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	SNG	=	-30 °C
	Refrigerant	=	-128 °C
Suhu Keluar	SNG	=	-35 °C
	Refrigerant	=	-125 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	12 in
	Baffle space	=	9,6 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	4,424 psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	0,834 in
	Jumlah tube	=	52
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a''	=	0,262 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	0,030 psi
Rd	0,00104		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	190,59		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.46 (E-315 E-L)

Spesifikasi			
Fungsi	Mendinginkan SNG dari -45 °C ke -60 °C		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	SNG	=	-45 °C
	Refrigerant	=	-128 °C
Suhu Keluar	SNG	=	-60 °C
	Refrigerant	=	-125 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	12 in
	Baffle space	=	9,6 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	4,424 psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	0,834 in
	Jumlah tube	=	52
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a''	=	0,262 ft ² /ft
	Passes	=	2
ΔP	=	0,024 psi	
Rd	0,00634		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	190,59		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.47 (E-315 F-M)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Mendinginkan SNG dari -60 °C ke -75 °C		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	SNG	=	-60 °C
	Refrigerant	=	-128 °C
Suhu Keluar	SNG	=	-75 °C
	Refrigerant	=	-125 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	12 in
	Baffle space	=	9,6 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	4,424 psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	0,834 in
	Jumlah tube	=	52
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a"	=	0,262 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	0,020 psi
Rd	0,00076		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	190,59		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.48 (E-315 G-N)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Mendinginkan SNG dari -75 °C ke -89,2 °C		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	SNG	=	-75 °C
	Refrigerant	=	-128 °C
Suhu Keluar	SNG	=	-89,2 °C
	Refrigerant	=	-125 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	15 in
	Baffle space	=	12,2 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	1,696 psi
Tube (Cooling Water)	Diameter luar	=	0,834 in
	Jumlah tube	=	86
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a''	=	0,262 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	0,012 psi
Rd	0,00098		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	315,21		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.49 Demetanizer (D-310)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	Demetanizer
Nomor Tag Alat	:	D-310
Fungsi	:	Memisahkan metana (CH ₄) dengan komponen berat lainnya
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	221512.44900 kg/jam
Tekanan Operasi Atas	:	30.12900 Bar
Tekanan Operasi Bawah	:	30.25100 Bar
Temperatur Atas	:	-95.4 °C
Temperatur Bawah	:	-12.3 °C
Tinggi Total	:	10.59200 m
Inside Diameter	:	3.70000 m
Outside Diameter	:	3.80000 m
Ketebalan	:	50.00000 mm
Spacing Tray	:	1.0 m
Jumlah Tray	:	10.0
Tipe Contactor	:	<i>Bubble Cap</i>
Total Hole/Tray	:	1665
Layout	:	<i>Double Pass</i>
Tipe Tutup Atas	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal Tutup Atas	:	2.0 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal tutup bawah	:	2.0 in

Tabel V.50 Kondensor (E-321)

Spesifikasi			
Fungsi	Mengkondensasi gas menjadi liquid dengan refrigerant		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	Top Produk	=	-128 °C
	Refrigerant	=	-95,356 °C
Suhu Keluar	Top Produk	=	-125 °C
	Refrigerant	=	-92 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	35 in
	Baffle space	=	28 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	0,903 psi
Tube (Steam)	Diameter luar	=	0,75 in
	Jumlah tube	=	1330
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,3125 in
	a'	=	0,288 in ²
	a"	=	0,196 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	0,029 psi
Rd	0,02082		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	3655,11		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.51 Akumulator Dematanizer (F-322)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	Akumulator Demetanizer
Nomor Tag Alat	:	F-322
Fungsi	:	Menampung liquid dari kondensor (E-321)
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	107600.46350 kg/jam
Tekanan Operasi	:	30.12900 Bar
Temperatur Operasi	:	-95.35600 °C
Diameter dalam (ID)	:	5.9 m
Diamater Luar (OD)	:	6.1 m
Tinggi Total	:	10.86475 m
Tebal Silinder	:	3.6 in
Tipe tutup atas		<i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas		3.3 in
Tipe tutup bawah		<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah		3.3 in

Tabel V.52 Pompa (L-323)

Spesifikasi alat		
Nama	:	Pompa (L-323)
Fungsi	:	Mengalirkan produk methane menuju ke tangki penyimpanan
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	:	286838,3 kg
Daya pompa	:	14,32 Hp
Bahan konstruksi	:	Carbon steel
Jumlah	:	2 buah

Tabel V.53 Reboiler (E-324)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Memanaskan kembali bottom product demethanizer		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	Bottom Produk	=	400 °C
	Steam	=	-13,96 °C
Suhu Keluar	Bottom Produk	=	250 °C
	Steam	=	-10 °C
Shell side (Steam)	Diameter dalam	=	33 in
	Baffle space	=	26,4 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	3,104 psi
Tube (Syngas)	Diameter luar	=	1 in
	Jumlah tube	=	522
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a"	=	0,262 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	0,187 psi
Rd	0,00543		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	1639,92		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.54 Ethylene Fractionator I

Spesifikasi Alat		
Nama	:	Ethylene Fractionator I
Nomor Tag Alat	:	D-320
Fungsi	:	Memisahkan Ethylene dengan Ethane
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	127229.66200 kg/jam
Tekanan Operasi Atas	:	30.17 Bar
Tekanan Operasi Bawah	:	30.33 Bar
Temperatur Atas	:	-13.3 °C
Temperatur Bawah	:	9.1 °C
Tinggi Total	:	37 m
Inside Diameter	:	5.3 m
Outside Diameter	:	5.4 m
Ketebalan	:	50.0 mm
Spacing Tray	:	1.0 m
Jumlah Tray	:	36.0
Tipe Contactor	:	<i>Bubble Cap</i>
Total Hole/Tray	:	3416
Layout	:	<i>Double Pass</i>
Tipe Tutup Atas	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal Tutup Atas	:	2.0 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal tutup bawah	:	2.0 in

Tabel V.55 Kondensor (E-331)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Mengkondensasi gas menjadi liquid dengan refrigerant		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	Top Produk	=	-128 °C
	Refrigerant	=	-13,27 °C
Suhu Keluar	Top Produk	=	-125 °C
	Refrigerant	=	-10 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	21,25 in
	Baffle space	=	17 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	6,076 psi
Tube (Steam)	Diameter luar	=	0,75 in
	Jumlah tube	=	342
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,3125 in
	a'	=	0,288 in ²
	a"	=	0,196 ft ² /ft
	Passes	=	2
ΔP	=	0,621 psi	
Rd	0,00201		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	939,88		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.56 Akumulator Ethylene Fractionator I (F-332)

Spesifikasi Alat		
Nama	: Akumulator Ethylene Fractionator I	
Nomor Tag Alat	: F-332	
Fungsi	: Menampung liquid dari kondensor (E-331)	
Jumlah	: 1.00000	buah
Kapasitas	: 355679.90120	kg/jam
Tekanan Operasi	: 30.16850	Bar
Temperatur Operasi	: -13.27000	°C
Diameter dalam (ID)	: 8.6	m
Diameter Luar (OD)	: 8.9	m
Tinggi Total	: 16	m
Tebal Silinder	: 5.4	in
Tipe tutup atas	: <i>Standard dished head</i>	
Tebal Tutup Atas	: 4.8	in
Tipe tutup bawah	: <i>Standard dished head</i>	
Tebal tutup bawah	: 4.8	in

Tabel V.57 Pompa (L-333)

Spesifikasi alat		
Nama	:	Pompa (L-325)
Fungsi	:	Mengalirkan produk methane menuju ke tangki penyimpanan
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	:	400670,6 kg
Daya pompa	:	9,82 Hp
Bahan konstruksi	:	Carbon steel
Jumlah	:	2 buah

Tabel V.58 Reboiler (E-334)

Spesifikasi			
Fungsi	Memanaskan kembali bottom product Ethylene Fractionator I		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	Bottom Produk	=	400 °C
	Steam	=	9,05 °C
Suhu Keluar	Bottom Produk	=	250 °C
	Steam	=	12 °C
Shell side (Steam)	Diameter dalam	=	17,25 in
	Baffle space	=	13,8 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	9,810 psi
Tube (Syngas)	Diameter luar	=	1 in
	Jumlah tube	=	118
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,25 in
	a'	=	0,546 in ²
	a"	=	0,262 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	9,839 psi
Rd	0,00145		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	370,71		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.59 Ethylene Fractionator II

Spesifikasi Alat		
Nama	:	Ethylene Fractionator II
Nomor Tag Alat	:	D-330
Fungsi	:	Memisahkan Ethylene dengan Metana (CH ₄)
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	108029.88380 kg/jam
Tekanan Operasi Atas	:	29.90 Bar
Tekanan Operasi Bawah	:	30.44 Bar
Temperatur Atas	:	-49.0 °C
Temperatur Bawah	:	-12.6 °C
Tinggi Total	:	10.22400 m
Inside Diameter	:	1.40000 m
Outside Diameter	:	1.50000 m
Ketebalan	:	50.00000 mm
Spacing Tray	:	1.0 m
Jumlah Tray	:	10.0
Tipe Contactor	:	<i>Bubble Cap</i>
Total Hole/Tray	:	238
Layout	:	<i>Double Pass</i>
Tipe Tutup Atas	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal Tutup Atas	:	2.0 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Elliptical Dished Head</i>
Tebal tutup bawah	:	2.0 in

Tabel V.60 Kondensor (E-341)

Spesifikasi			
Fungsi	Mengkondensasi gas menjadi liquid dengan refrigerant		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	Top Produk	=	-128 °C
	Refrigerant	=	-13,27 °C
Suhu Keluar	Top Produk	=	-125 °C
	Refrigerant	=	-48,95 °C
Shell side (Syngas)	Diameter dalam	=	23,25 in
	Baffle space	=	18,6 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	4,537 psi
Tube (Steam)	Diameter luar	=	0,75 in
	Jumlah tube	=	420
	BWG	=	14
	Pitch	=	1,3125 in
	a'	=	0,288 in ²
	a"	=	0,196 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	0,009 psi
Rd	0,00180		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	1154,24		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.61 Akumulator Ethylene Fractionator II (E-341)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	Akumulator Ethylene Fractionator II
Nomor Tag Alat	:	F-342
Fungsi	:	Menampung Liquid dari Kondensor (E-341)
Jumlah	:	1.00000 buah
Kapasitas	:	15057.33250 kg/jam
Tekanan Operasi	:	36.96000 Bar
Temperatur Operasi	:	222.20000 °C
Diameter dalam (ID)	:	6.0 m
Diameter Luar (OD)	:	6.1 m
Tinggi Total	:	10.98394 m
Tebal Silinder	:	2.4 in
Tipe tutup atas	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal Tutup Atas	:	4.1 in
Tipe tutup bawah	:	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	:	4.1 in

Tabel V.62 Pompa (L-343)

Spesifikasi alat		
Nama	:	Pompa (L-343)
Fungsi	:	Mengalirkan produk methane menuju ke tangki penyimpanan
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	:	128764,8 kg
Daya pompa	:	6,40 Hp
Bahan konstruksi	:	Carbon steel
Jumlah	:	2 buah

Tabel V.63 Reboiler (E-344)

Spesifikasi			
Fungsi	Memanaskan kembali bottom product Ethylene Fractionator II		
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger		
Bahan	Carbon Steel		
Suhu Masuk	Bottom Produk	=	400 °C
	Steam	=	-12,64 °C
Suhu Keluar	Bottom Produk	=	250 °C
	Steam	=	-9,5 °C
Shell side (Steam)	Diameter dalam	=	23,25 in
	Baffle space	=	18,6 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	2,545 psi
Tube (Syngas)	Diameter luar	=	0,75 in
	Jumlah tube	=	376
	BWG	=	14
	Pitch	=	1 in
	a'	=	0,268 in ²
	a''	=	0,196 ft ² /ft
	Passes	=	2
	ΔP	=	0,113 psi
Rd	0,03717		hr.ft ² .°F/btu
Luas Area	885,71		ft ²
Jumlah Alat	2		Unit

Tabel V.64 Ethylene Tank (F-345)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	Ethylene Tank
Nomor Tag Alat	:	F-345
Fungsi	:	Menampung produk ethylene sebelum didistribusikan
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup konis dan bagian bawah datar
Jumlah	:	6 buah
Kapasitas	:	107228 kg/jam
Temperatur	:	-12.64 °C
Tekanan	:	30.44 Bar
Diameter storage	:	97.3 ft
Tinggi storage	:	194.6 ft
Volume silinder	:	83950 bbl
Bahan	:	High alloy steel SA 240 Grade B

Tabel V.65 Ethane Tank (F-335)

Spesifikasi Alat		
Nama	:	Ethane Tank
Nomor Tag Alat	:	F-335
Fungsi	:	Menampung produk ethane sebelum didistribusikan
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup konis dan bagian bawah datar
Jumlah	:	4 buah
Kapasitas	:	18659.3 kg/jam
Temperatur	:	9.05 °C
Tekanan	:	30.33 Bar
Diameter storage	:	79.5 ft
Tinggi storage	:	79.5 ft
Volume silinder	:	83950 bbl
Bahan	:	High alloy steel SA 240 Grade B

Tabel V.66 Methane Tank (F-326)

Spesifikasi Alat	
Nama	: Methane Tank
Nomor Tag Alat	: F-326
Fungsi	: Menampung produk methane sebelum didistribusikan
Tipe	: Spherical Tank
Jumlah	: 4 buah
Kapasitas	: 94988.4 kg/jam
Temperatur	: -95.36 °C
Tekanan	: 30.33 Bar
Diameter storage	: 19.2 ft
Bahan	: High alloy steel SA 240 Grade B

Tabel V.67 Tangki NaOH (F-161)

Spesifikasi Alat	
Nama	: NaOH tank
Nomor Tag Alat	: F-161
Fungsi	: Menampung NaOH digunakan untuk proses
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup konis dan bagian bawah datar
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 959714 kg/jam
Temperatur	: 30 °C
Tekanan	: 1 Bar
Diameter storage	: 40.6 ft
Tinggi storage	: 16.2 ft
Volume silinder	: 83950 bbl
Bahan	: High alloy steel SA 240 Grade M type 31

Tabel V.68 Pompa NaOH (L-162)

Spesifikasi alat		
Nama	:	Pompa (L-162)
Fungsi	:	Mengalirkan produk methane menuju ke tangki penyimpanan
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	:	249525,8 kg
Daya pompa	:	20,07445 Hp
Bahan konstruksi	:	Carbon steel
Jumlah	:	2 buah

BAB VI

ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisis ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain POT (*Pay Out Time*), IRR (*Internal Rate Return*), BEP (*Break Even Point*) dan Analisis kepekaan (sensitivitas).

VI.1 PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

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

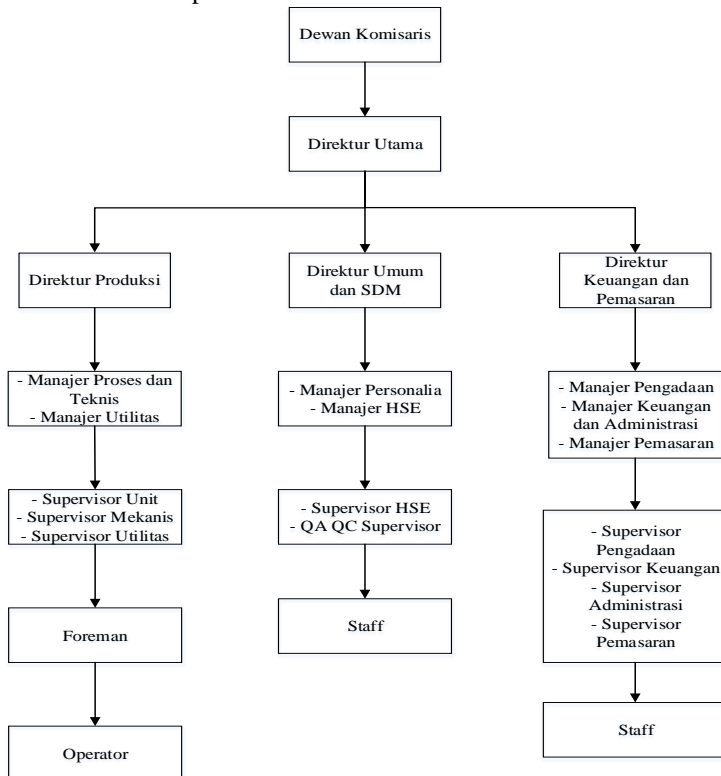
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga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

VI.1.2 Sistem organisasi perusahaan

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 ini adalah :

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

- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja yang lebih baik
- Masing-masing manajer 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.



Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada

dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham yang memiliki saham terbanyak dari perseroan tersebut.

➤ Tugas dewan komisaris :

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

2. Direktur Utama

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

➤ Tugas Direktur Utama :

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

3. Direktur Keuangan dan Pemasaran

Direktur Keuangan dan Pemasaran yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan, pembukuan perusahaan, dan pemasaran. Dalam hal ini Direktur Keuangan dan Pemasaran dibantu oleh Manajer Pengadaan, Manajer Keuangan dan Administrasi, dan Manajer Pemasaran yang masing-masing membawahi supervisor dan staf di bagian masing-masing.

- Tugas Direktur Keuangan dan Pemasaran :
 - Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaah kebijaksanaan pokok bidang keuangan, pembukuan perusahaan, dan pemasaran.
 - Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal
 - Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal
 - Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan dan pemasaran
 - Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama
- Tugas Manajer Pengadaan :
 - Memberikan saran ahli pada semua pembelian
 - Negosiasi pembelian dalam jumlah besar
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Pemasaran
- Tugas Manajer Keuangan dan Administrasi :
 - Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan
 - Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Pemasaran

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

4. Direktur SDM dan Umum

Direktur SDM dan Umum yang bertugas membantu Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan SDM dan umum. Dalam hal ini Direktur SDM dan Umum dibantu oleh Manajer Personalia dan HSE yang membawahi supervisor dan staf di bagian masing-masing.

- Tugas Direktur SDM dan Umum :
 - Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik
 - Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian personalia dan umum
 - Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama
- Tugas Manajer Personalia :
 - Bagian ini bertugas bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu

karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik

- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur SDM dan Umum
- Tugas Manajer HSE :
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah keselamatan kerja, antara lain : menerapkan dan mempromosikan program HSE, melakukan inspeksi situs keamanan rutin dan tindak lanjut, melakukan dan menyajikan temuan keselamatan bulanan.
 - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur SDM dan Umum

5. Direktur Produksi dan Teknis

Direktur Produk dan Teknis yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik, kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan, operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical, maupun pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Produksi dan Teknis dibantu oleh Manajer Proses dan Teknis, serta Manajer Utilitas yang masing-masing membawahi supervisor dan staf di bagian masing-masing.

- Tugas Direktur Produksi dan Teknis :
- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik, kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan, operasi peralatan, maintenance peralatan, plant

technical, maupun pengadaan logistik untuk operasi pabrik.

- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi
- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian engineering
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama

➤ Tugas Manajer Produksi dan Teknis :

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

➤ Tugas Manajer Utilitas :

- Bagian utilitas bertugas memonitor/memeriksa peralatan utilitas dan menghitung pemakaian utilitas
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi dan Teknis

6. Supervisor

➤ Tugas Supervisor :

- Memastikan semua pekerjaan dilaksanakan dengan baik sehingga semua proses produksi berjalan lancar seperti monitoring produksi, pengawasan anak buah, melakukan instruksi kerja.
- Mengontrol dan mengevaluasi kinerja bawahan
- Membuat rencana jangka pendek untuk tugas yang telah ditetapkan oleh atasannya
- Bertanggung jawab langsung kepada manajer

7. Foreman

➤ Tugas Foreman :

- Melakukan briefing terhadap operator tiap awal shift
- Mencari solusi setiap permasalahan yang terjadi di lapangan setiap shiftnya dan melaporkan kepada Supervisor
- Foreman bertanggung jawab terhadap Supervisor

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk produksi ethylene diuraikan sebagai berikut :

No	Jabatan	Jumlah Karyawan
1	Dewan Komisaris	4
2	Direktur Utama	1
3	Direksi	4
4	Sekretaris	1
5	Manager	7
6	Supervisor	7
7	Foreman (S-1)	8

8	Operator :	
	a. Lulusan D-3	26
	b. Lulusan SMA	42
9	Staf	25
10	Dokter	2
11	Perawat	3
12	Security	8
13	Office Boy	25
14	Supir	8
Total		171

Pabrik Ethylene dari Batubara Kualitas Rendah (*Low Rank Coal*) ini menggunakan basis 330 hari kerja per tahun dengan waktu 24 jam kerja per hari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan sistem shift karyawan. Shift direncanakan dilakukan tiga kali per hari setiap 8 jam. Distribusi kerja karyawan diatur sebagai berikut.

Shift I : 07.00 – 15.00

Shift II : 15.00 – 23.00

Shift III : 23.00 – 07.00

Penggantuan shift dilakukan sesuai aturan Internation 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:

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

Untuk pekerja non-shift pembagian jam kerja dilakukan sebagai berikut :

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat : 08.00 – 16.30

Istirahat : 11.30 – 13.00

VI.2 UTILITAS

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik *Ethylene* dari Batubara Kualitas Rendah (*Low Rank Coal*) ini meliputi:

1. Air
Berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk feed boiler
2. Steam
Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas
3. Listrik
Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan
4. Bahan bakar
Berfungsi untuk bahan bakar untuk boiler, generator dan furnace

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik di atas, 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 terlebih dahulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada Pabrik *Ethylene* dari Batubara Kualitas Rendah (*Low Rank Coal*) ini digunakan untuk kepentingan :

1. Air sanitasi, meliputi air untuk laboratorium dan karyawan
Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi,

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

- a. Syarat fisik :
 - Suhu di bawah suhu udara
 - Warna jernih
 - Tidak berasa
 - Tidak berbau
 - Kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 mg/L
 - b. Syarat kimia :
 - pH = 6,5 – 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO_4 , Hg, Cu, dan sebagainya
 - c. Syarat bakteriologi
 - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri E.Coli kurang dari 1/100 ml
2. Air Proses, meliputi : air pendingin dan air umpan boiler
Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : pompa air boiler, bak pendingin, kation-anion exchanger.

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

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

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk Pabrik Ethylene dari Batubara Kualitas Rendah (*Low Rank Coal*) ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

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

VI.2.4 Unit Pendingin

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

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

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

1. Hardness : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
2. Zat-zat organik : penyebab slime
3. Silika : penyebab kerak

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

VI.3 ANALISA EKONOMI

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan Pabrik Ethylene dari Batubara Kualitas Rendah (*Low Rank Coal*), digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut :

- Modal kerja sebesar 6 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi;
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 5 % setiap tahun;
- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan tambahan, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 5 % setiap tahun;
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60 % biaya investasi dengan bunga sebesar 12 % per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 120 bulan (10 tahun);
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara *straight line*.

VI.3.2 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada Pabrik Ethylene dari Batubara Kualitas Rendah (*Low Rank Coal*) ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk Pabrik Ethylene dari Batubara Kualitas Rendah (*Low Rank Coal*) terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas / kinerja keuangan. Detail perhitungan dapat dilihat pada appendiks D.

VI.3.3 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 51\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu 12% per tahun. Dengan harga $i = 51\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 12% per tahun.

VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Payout Time / POT*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 1,19 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.

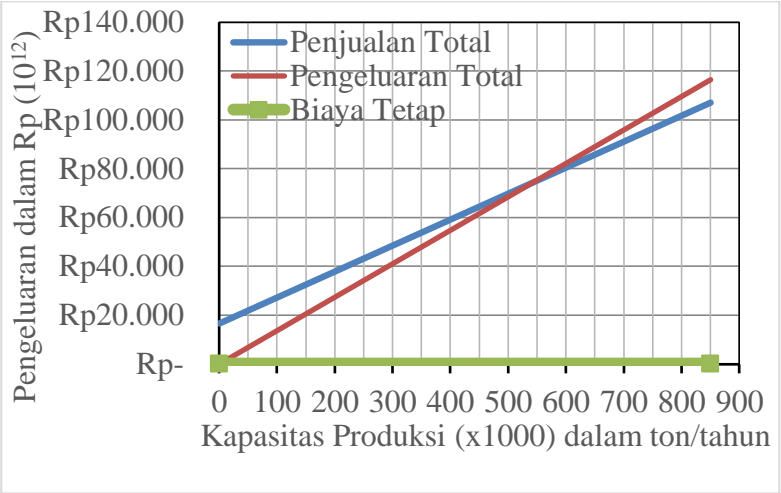
VI.3.5 Analisa Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC), Biaya variabel (VC) dan Biaya semi variabel (SVC) , untuk biaya tetap tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 63% .

Ringkasan analisa ekonomi dari Pabrik Ethylene dari Batubara Kualitas Rendah (*Low Rank Coal*) dapat dilihat pada tabel.

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	<i>Total Investment Cost</i>	Rp	2040064570522,666
2	Suku Bunga	Per thn	12%
3	IRR	%	31
4	POT	Tahun	1,19
5	BEP	%	63
6	Harga Batubara	\$/ton	80,14
7	Harga Oksigen (O ₂)	\$/ton	200
8	Harga NaOH	\$/ton	400
9	Harga Jual Ethylene	\$/ton	2000
10	Harga Jual Etana	\$/ton	1400
11	Umur Pabrik	Tahun	10
12	Periode Konstruksi	Tahun	2
13	Waktu Operasi	Hari/tahun	330

Grafik BEP



BAB VII KESIMPULAN

Berdasarkan uraian proses pada bab-bab sebelumnya, dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Perencanaan Operasi : 24 jam/sehari selama 330 hari/tahun
2. Kapasitas Produksi *Ethylene* : 850000 Ton/Tahun
3. Kebutuhan Bahan Baku
 - a. Batubara : 11891545,19 ton/tahun
 - b. Oksigen : 2500781,659 ton/tahun
 - c. NaOH : 7600940,71 ton/tahun
 - d. Fuel : 306810, 52 ton/tahun
4. Lokasi Pendirian Pabrik : Kawasan Ekonomi Tanjung Api-api, Palembang, Sumatera Selatan
5. Analisa Ekonomi
 - a. Pemodalan
 - Modal Tetap (FCI) : Rp. 561.724.781.151,61
 - Modal Kerja (WCI) : Rp. 624.138.645.724.01
 - Modal Total (TCI) : Rp. 1.185.863.426.875,61
 - Biaya Produksi (TPC) : Rp. 106.521.219.836.011
 - Hasil Penjualan per Tahun : Rp. 106.526.477.807.592
 - b. Rentabilitas
 - Masa Konstruksi : 2 Tahun
 - Bunga Bank : 12 %
 - Laku Inflasi : 5%
 - IRR : 51%
 - Pay out time : 1.19 Tahun
 - Break Even Point : 63,56%

Dari uraian diatas, secara teknis dan ekonomi, pabrik ini layak didirikan.

RIWAYAT HIDUP PENULIS



Yohanes Aryanto Hadi adalah anak ketiga dari tiga bersaudara. Lahir di kota Bontang pada tanggal 05 Juli 1993. Penulis menjalani dunia pendidikan formal di SD Yayasan Pendidikan Vidya Dahana Patra Bontang, SMP Yayasan Pendidikan Vidya Dahana Patra Bontang, SMA Yayasan Pendidikan Vidya Dahana Patra Bontang, dan melanjutkan kuliah jenjang S-1 di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Penulis juga pernah melaksanakan kerja praktek di PT. BADAQ LNG, Bontang. Untuk menyelesaikan tugas akhir, penulis melakukan penelitian dibawah bimbingan Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D. dan Prof. Dr. Ir Ali Altway, MSc. dengan judul **“Pemurnian Etanol Dengan Kolom Distilasi Tipe Sieve Tray yang Dimodifikasi Penambahan Packing dan Subcooled Condensor”**.”.

Biodata Penulis

Nama : Yohanes Aryanto Hadi
TTL : Bontang, 05 Juli 1993
No. HP : 081233079675
Email : yohanesariyantohadi@gmail.com

RIWAYAT HIDUP PENULIS



Fikri Hakim adalah anak kedua dari empat bersaudara. Lahir di Kota Bontang pada tanggal 23 Februari 1993. Penulis menjalani dunia pendidikan formal di SD 1 Yayasan Pupuk Kaltim Bontang, SMP Yayasan Pupuk Kaltim Bontang, SMA Yayasan Pupuk Kaltim Bontang, dan melanjutkan kuliah jenjang S-1 di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi

Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Penulis juga pernah melaksanakan kerja praktek di PTPTN X PG Kremboong, Sidoarjo. Untuk menyelesaikan tugas akhir, penulis melakukan penelitian dibawah bimbingan Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D. dan Prof. Dr. Ir Ali Altway, MSc. dengan judul **“Pemurnian Etanol Dengan Kolom Distilasi Tipe Sieve Tray yang Dimodifikasi Penambahan Packing dan Subcooled Condensor”**.”.

Biodata Penulis

Nama : Fikri Hakim
TTL : Bontang, 23 Februari 1993
No. HP : 081350829991
Email : hakimfikri43@gmail.com