

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



**PRA DESAIN PABRIK
“LPG DARI GAS ALAM”**

Disusun Oleh:

Faradisa Ayu Rahmatika
NRP. 0221154000029

Yulian Naufal Ariq
NRP. 0221154000063

Pembimbing:

Dr. Ir. Susianto, DEA
NIP. 196208201989031004
Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D.
NIP. 198107132005011001

**LABORATORIUM PERPINDAHAN MASSA DAN PANAS
SURABAYA**

2019

LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan Judul :

“LPG DARI GAS ALAM”

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

Oleh :

Faradisa Ayu Rahmatika

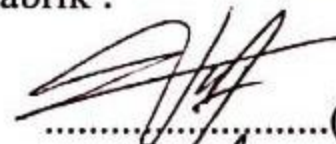
NRP. 0221154000029

Yulian Naufal Ariq

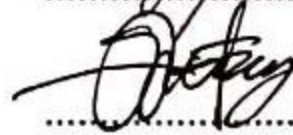
NRP. 0221154000063

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Pra Desain Pabrik :


1. Dr. Ir. Susianto, DEA

.....(Pembimbing I)

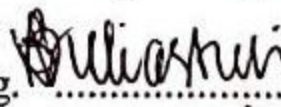
2. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D.

.....(Pembimbing II)

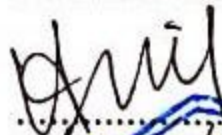
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.

.....(Penguji I)

4. Dr. Ir. Sri Rachmania Juliastuti, M. Eng.

.....(Penguji II)

5. Dr. Lailatul Qadariyah, S.T., M.T.

.....(Penguji III)



Surabaya, 7 Februari 2019

RINGKASAN

Indonesia merupakan salah satu negara dengan sumber daya alam yang sangat melimpah. Salah satunya adalah gas alam. Berdasarkan data Direktorat Jendral Minyak dan Gas Alam Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) per tanggal 1 Januari 2017 cadangan gas alam mencapai 142,72 TCF.

Gas alam sering juga disebut sebagai gas bumi, adalah bahan bakar gas yang memiliki komponen penyusun meliputi hidrokarbon-hidrokarbon ringan mulai dari C₁ (metana), C₂ (etana), C₃ (propana), C₄ (butana), dan kondensat (hidrokarbon berat seperti C₅+). Selain fraksi ringan hidrokarbon, gas alam juga mengandung pengotor-pengotor seperti sulfur, karbondioksida, merkuri, hidrogen sulfida, nitrogen dan air.

Gas alam merupakan salah satu sumber daya alam yang dapat dimanfaatkan untuk berbagai produk, salah satunya diolah menjadi *Liquefied Petroleum Gas* (LPG). Gas alam merupakan komponen yang vital dalam hal suplai energi, dikarenakan karakteristiknya yang bersih, aman, dan paling efisien dibandingkan dengan sumber energi yang lain. Kelebihan dari LPG yaitu emisi CO₂ yang dikeluarkan lebih sedikit dibanding penggunaan bahan bakar minyak, serta ketersediaan gas alam yang melimpah sehingga LPG dapat dijadikan energi alternatif pengganti bahan bakar minyak yang ketersediaannya semakin menipis.

Liquefied Petroleum Gas (LPG) terdiri dari campuran utama propana dan butana dengan sedikit presentase hidrokarbon tidak jenuh (propilen dan butilen) dan beberapa fraksi C₂ yang lebih ringan dan C₅ yang lebih berat. Senyawa yang terdapat dalam LPG adalah propan (C_3H_8), propilen (C_3H_6), iso-butan (C_4H_{16}) dan butilen (C_4H_8). LPG merupakan campuran dari hidrokarbon yang berbentuk gas pada tekanan atmosfer, namun dapat diembunkan menjadi cair pada suhu normal, dengan tekanan yang cukup besar. Walaupun digunakan sebagai gas, namun untuk kenyamanan dan kemudahan, disimpan dan didistribusikan dalam bentuk cair dengan tekanan tertentu.

Sampai saat ini Indonesia masih bertumpu pada pemanfaatan minyak bumi sebagai sumber energi, dimana sumber energi fosil tersebut saat ini telah menipis jumlahnya. Apabila cadangan yang ada diproduksi dengan tingkat produksi saat ini maka cadangan minyak bumi Indonesia lama kelamaan akan habis. Salah satu solusinya adalah dengan mensubstitusi penggunaan minyak bumi dengan gas alam. Dilihat dari prospek pasar, baik dari sisi permintaan maupun sisi pasok, maka masa depan industri gas alam, khususnya LPG, di Indonesia sangat cerah. Jumlah persediaan volume gas alam sangat cukup untuk

persediaan pusat LPG baru maupun LPG sudah ada. Dari sisi permintaan, domestik maupun internasional, pemakaian gas akan terus meningkat karena tuntutan dunia akan efisiensi dan kondisi lingkungan hidup yang lebih bersih.

Berdasarkan neraca gas bumi tahun 2018-2027 oleh Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) Pemerintah berkomitmen untuk meningkatkan pemanfaatan sumber energi domestik diantaranya gas bumi yang memiliki cadangan 142.72 *Triliun Standar Cubic Feet* sebagai energi bersih dan ramah lingkungan. Melalui Peraturan Pemerintah Nomor 79 Tahun 2014 tentang Kebijakan Energi Nasional, pemanfaatan gas bumi domestik ditargetkan meningkat dari saat ini sebesar 19% menjadi 24% pada tahun 2050. Sebaliknya, pemanfaatan minyak bumi diturunkan dari saat ini sebesar 42% menjadi 20% pada tahun 2050.

Oleh karena itu akan didirikan pabrik LPG pada tahun 2021 di Bontang, Kalimantan Timur dipilih dikarenakan besarnya potensi gas alam yang tersedia, sumber energi, iklim dan beberapa aspek lain yang sangat mendukung untuk didirikannya pabrik LPG di Bontang, Kalimantan Timur

Pabrik LPG dari gas alam ini direncanakan terdiri dari 4 unit utama, diantaranya

- 1. Acid Gas Removal Unit:** Dalam unit ini CO₂ dan H₂S yang terkandung dan tidak diinginkan dalam feed gas alam akan dikurangi kadarnya sampai batas yang diperkenankan. Proses treating yang dipilih adalah menggunakan absorpsi dengan activated MDEA.
- 2. Dehydration unit:** Dalam unit ini uap air yang terkandung dan tidak diinginkan dalam feed gas alam dihilangkan sama sekali atau dikurangi kadarnya sampai batas yang diperkenankan. Proses treating yang dipilih adalah absorpsi dengan menggunakan TEG, karena dengan menggunakan proses ini mampu menghilangkan H₂O sampai 99% dan paling ekonomis dibanding proses yang lain.
- 3. Refrigerasi Propane:** Unit ini berfungsi untuk mendinginkan gas alam sebelum menuju *fractionation unit*.
- 4. Fractination unit: Plant Fractionation Unit** bertujuan untuk memisahkan hidrokarbon berat dalam gas alam sehingga menghasilkan LPG dengan kandungan metana tinggi. Dalam *fractionation unit* ini akan menghasilkan LPG dan kondensat sebagai produk samping. Sistem fraksinasi ini bekerja berdasarkan prinsip distilasi dan terbagi menjadi 3 sub-sistem, yaitu, *De Ethanizer, De Propanizer dan De Butanizer*, dimana masing-masing berturut-turut berfungsi untuk memisahkan metana, etana, propana dan butana.

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

1. a. Kapasitas produksi = 98.712 ton LPG/tahun
- b. Jumlah tenaga kerja = 130 orang
2. c. Kebutuhan bahan baku = 1.600.838 ton gas alam/tahun

Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 50 % biaya investasi dan pinjaman 50 % biaya investasi dengan bunga sebesar 12 % per tahun. Dari analisa perhitungan ekonomi didapat hasil-hasil sebagai berikut :

- Investasi : \$ 211.313.424
- Internal Rate of Return : 51,29 %
- POT : 7,97 tahun
- BEP : 22,96 %

Dari parameter parameter di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik LPG di Bontang ini layak untuk didirikan.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Tuhan YME karena berkat Rahmat dan karunia-Nya yang telah memberi segala kemudahan dan kekuatan kepada penulis, sehingga kami dapat melaksanakan Tugas Pra Desain Pabrik yang berjudul "PRA DESAIN PABRIK LPG DARI GAS ALAM". Tugas akhir ini merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa tahap sarjana di Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Penyusunan laporan Tugas Pra Desain Pabrik ini tidak lepas dari bimbingan, dorongan dan bantuan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada :

1. Bapak Dr. Ir. Susianto, DEA dan Bapak Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D selaku Dosen Pembimbing Tugas Pra Desain Pabrik atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
3. Orang Tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
4. Seluruh anggota Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa yang memberikan suasana kondusif dalam pengerjaan Tugas Akhir.
5. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan YME. Penulis mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun demi kesempurnaan dan untuk penelitian di masa yang akan datang. Semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, Februari 2019

Penyusun

DAFTAR ISI

INTISARI	iii
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL	xi
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 LPG dan Bahan Baku Pembuatan LPG.....	I-2
I.3 Aspek Pasar LPG	I-4
I.4 Kebutuhan LPG di Indonesia	I-5
I.5 Penentuan Lokasi Pabrik.....	I-6
I.6 Kapasitas Pabrik.....	I-11
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas	II-1
II.2 Lokasi.....	II-1
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-1
II.3.1 Spesifikasi Bahan Baku	II-1
II.3.2 Target Produk.....	II-4
II.4 Basis Perhitungan	II-5
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1 Seleksi Proses Pembuatan LPG.....	III-1
III.1.1 <i>Pretreatment</i>	III-1
III.1.2 Pendinginan (<i>Refrigeration</i>)	III-9
III.2 Uraian Proses.....	III-11
III.2.1 <i>Acid Gas Removal</i> (100).....	III-11
III.2.2 Dehidrasi (200)	III-12
III.2.3 Pendinginan (300).....	III-13
III.2.4 Fraksinasi (400)	III-14
III.3 <i>Process Flow Diagram</i>	III-15
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
IV.1 Neraca Massa	IV-1

IV.2 Neraca Energi	IV-24
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	V-1
V.1 Daftar Peralatan	V-1
V.2 Harga Peralatan	V-2
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
VI.1. Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....	VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan	VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan	VI-1
VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	VI-7
VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji	VI-7
VI.2. Analisa Ekonomi	VI-9
VI.2.1 Internal Rate of Return	VI-9
VI.2.2 Pay Out Time (POT)	VI-9
VI.2.3 Break Even Point	VI-9
BAB VII KESIMPULAN.....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	xx
APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA	A-1
APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI	B-1
APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	C-1
APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI.....	D-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Daftar Impor LPG di Indonesia	I-5
Gambar I.2 Data Konsumsi LPG di Indonesia	I-6
Gambar I.3 Peta Cadangan Gas Bumi Indonesia.....	I-7
Gambar III.1 Skema Absorpsi Proses Dehidrasi.....	III-7
Gambar III.2 Skema <i>Temperature Swing Adsorption</i> pada Proses Dehidrasi	III-7
Gambar III.3 Aplikasi Industri Metode Dehidrasi Memanfaatkan Efek JT dan Pengaruh Hidrat MEG.....	III-8
Gambar III.4 Faktor Konsumsi Energi pada Metode Dehidrasi	III-9
Gambar III.5 Diagram <i>Philip Optimised Cascade Process</i>	III-10
Gambar III.6 Diagram Proses APCI	III-10
Gambar IV.1 <i>CO₂ Absorber Column</i> (D-110).....	IV-2
Gambar IV.2 <i>Amine Flash Tank</i> (F-114).....	IV-3
Gambar IV.3 <i>Amine Regeneration Column</i> (D-120).....	IV-5
Gambar IV.4 <i>Amine Mixing Point</i>	IV-7
Gambar IV.5 <i>Glycol Absorber Column</i> (D-210)	IV-8
Gambar IV.6 <i>Glycol Regenerator Column</i> (D-220)	IV-10
Gambar IV.7 <i>Glycol Flash Tank</i>	IV-11
Gambar IV.8 <i>Gambar Glycol Purging</i>	IV-13
Gambar IV.9 <i>Glycol Mixing Point</i>	IV-14
Gambar IV.10 <i>Gas Separator</i> (F-317).....	IV-15
Gambar IV.11 <i>Deethanizer Column</i> (D-410)	IV-17
Gambar IV.12 <i>Depropanizer Clumn</i> (D-420)	IV-18
Gambar IV.13 <i>Debutanizer Column</i>	IV-20
Gambar IV.14 <i>Propane Splitter</i>	IV-21
Gambar IV.15 <i>Propane-Butane Mixing Point</i>	IV-23
Gambar IV.16 <i>Natural Gas Compressor</i> (G-111).....	IV-25
Gambar IV.17 <i>Natural Gas Cooler</i> (E-112).....	IV-25
Gambar IV.18 <i>Amine Heat Exchanger</i>	IV-26
Gambar IV.19 <i>Absorber CO₂</i>	IV-26
Gambar IV.20 <i>Amine Regenerator</i> (D-120)	IV-27
Gambar IV.21 <i>Amine Regenerator Partial Condenser</i> (E-122).....	IV-27
Gambar IV.22 <i>Amine Regenerator Total Reboiler</i> (E-124)	IV-28

Gambar IV.23 <i>Lean Amine Cooler (E-115)</i>	IV-28
Gambar IV.24 <i>Lean Gas Cooler (E-113)</i>	IV-29
Gambar IV.25 <i>H₂O Absorber Column (D-210)</i>	IV-29
Gambar IV.26 <i>Glycol Heat Exchanger (E-221)</i>	IV-30
Gambar IV.27 <i>Glycol Regenerator Column (D-220)</i>	IV-30
Gambar IV.28 <i>Glycol Regenerator Condenser (E-222)</i>	IV-31
Gambar IV.29 <i>Glycol Regenerator Reboiler (E-224)</i>	IV-31
Gambar IV.30 <i>Glycol Cooler (E-214)</i>	IV-32
Gambar IV.31 <i>Gas Cooler (E-311)</i>	IV-32
Gambar IV.32 <i>Cooler (E-315)</i>	IV-33
Gambar IV.33 <i>Propane Compressor (G-312)</i>	IV-33
Gambar IV.34 <i>Propane Cooler (E-313)</i>	IV-34
Gambar IV.35 <i>Deethanizer Column (D-410)</i>	IV-34
Gambar IV.36 <i>Deethanizer Condenser (E-411)</i>	IV-35
Gambar IV.37 <i>Deethanizer Reboiler (E-413)</i>	IV-35
Gambar IV.38 <i>Depropanizer Column (D-420)</i>	IV-36
Gambar IV.39 <i>Depropanizer Condenser (F-422)</i>	IV-36
Gambar IV.40 <i>Depropanizer Reboiler (E-423)</i>	IV-37
Gambar IV.41 <i>Debutanizer Column (D-430)</i>	IV-37
Gambar IV.42 <i>Debutanizer Condenser (E-431)</i>	IV-38
Gambar IV.43 <i>Debutanizer Reboiler (E-434)</i>	IV-38
Gambar IV.44 <i>Mixing Point to LPG Tank</i>	IV-39
Gambar IV.45 <i>Mixing Point 2</i>	IV-39
Gambar VI.1 <i>Struktur Organisasi Perusahaan</i>	VI-2

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Spesifikasi Bahan Baku Gas Alam.....	I-3
Tabel I.2 <i>Supply and Demand</i> LPG di Indonesia	I-4
Tabel I.3 Data Impor LPG	I-5
Tabel I.4 Kapasitas Energi Pembangkit Listrik PLN	I-8
Tabel I.5 Statisitik Angkatan Kerja	I-9
Tabel I.6 Perbandingan Aksesabilitas dan Fasilitas Transportasi	I-9
Tabel I.7 Luas Kemiringan Lahan (Rata-rata) Kota Bontang	I-10
Tabel I.8 Data Pertumbuhan Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor.....	I-11
Tabel I.9 Estimasi Data Kapasitas LPG pada Tahun 2021.....	I-12
Tabel II.1 Spesifikasi LPG menurut SK Dirjen Migas.....	II.5
Tabel II.2 Spesifikasi Produk Kondensat	II-5
Tabel III.1 Sifat Fisika dan Sifat Kimia CO ₂	III-2
Tabel III.2 Perbandingan Teknologi <i>CO₂ Removal</i>	III-3
Tabel III.3 Perbandingan/Karakteristik MEA, DEA dan MDEA	III-5
Tabel III.4 Perbandingan/Karakteristik Pendinginan.....	III-11
Tabel IV.1 Komposisi Feed Gas Alam.....	IV-1
Tabel IV.2 Neraca Massa <i>CO₂ Absorber Column</i> (D-110)	IV-2
Tabel IV.3 Neraca Massa <i>Amine Flash Tank</i> (F-114).....	IV-4
Tabel IV.4 Neraca Massa <i>Amine Regeneration Column</i> (D-120)	IV-5
Tabel IV.5 Neraca Massa <i>Amine Mixing Point</i>	IV-7
Tabel IV.6 Neraca Massa <i>Glycol Absorber Column</i> (D-210)	IV-8
Tabel IV.7 Neraca Massa <i>Glycol Flash Tank</i> (D-212).....	IV-10
Tabel IV.8 Neraca Massa <i>Glycol Regenerator Column</i> (D-220)	IV-11
Tabel IV.9 Neraca Massa <i>Glycol Purging</i>	IV-13
Tabel IV.10 Neraca Massa <i>Glycol Mixing Point</i>	IV-14
Tabel IV.11 Neraca Massa <i>Gas Separator</i> (F-317).....	IV-16
Tabel IV.12 Neraca Massa <i>De-ethanizer Column</i> (D-410)	IV-17
Tabel IV.13 Neraca Massa <i>De-propanizer Column</i> (D-420)	IV-19
Tabel IV.14 Neraca Massa <i>De-buthanizer Column</i> (D-430).....	IV-20
Tabel IV.15 Neraca Massa Propane Splitter	IV-22

Tabel IV.16 Neraca Massa Propane-Butane Mixing Point	IV-23
Tabel IV.17 Neraca Energi Natural Gas Compressor (G-111).....	IV-25
Tabel IV.18 <i>Neraca Energi Natural Gas Cooler (E-112)</i>	IV-25
Tabel IV.19 Neraca Energi Heat Exchanger	IV-26
Tabel IV.20 Neraca Energi Absorber CO ₂	IV-26
Tabel IV.21 Neraca Energi Amine Regenerator (D-120).....	IV-27
Tabel IV.22 Neraca Energi Amine Regenerator Partial Condenser (E-122).....	IV-27
Tabel IV.23 Neraca Energi Amine Regenerator Total Reboiler (E-124).....	IV-28
Tabel IV.24 Neraca Energi Lean Amine Cooler (E-115).....	IV-28
Tabel IV.25 Neraca Energi Lean Gas Cooler (E-113)	IV-29
Tabel IV.26 Neraca Energi H ₂ O Absorber Column (D-210)	IV-29
Tabel IV.27 Neraca Energi Glycol Heat Exchanger (E-221).....	IV-30
Tabel IV.28 Neraca Energi Glycol Regenerator Column (D-220).....	IV-31
Tabel IV.29 Neraca Energi Glycol Regenerator Condenser (E-222).....	IV-31
Tabel IV.30 Neraca Energi Glycol Regenerator Reboiler (E-224)	IV-32
Tabel IV.31 Neraca Energi Glycol Cooler (E-214).....	IV-32
Tabel IV.32 Neraca Energi Gas Cooler (E-311)	IV-33
Tabel IV.33 Neraca Energi Cooler (E-315).....	IV-33
Tabel IV.34 Neraca Energi Propane Compressor (G-312).....	IV-34
Tabel IV.35 Neraca Energi Propane Cooler (E-313).....	IV-34
Tabel IV.36 Neraca Energi Deethanizer Column (D-410).....	IV-35
Tabel IV.37 Neraca Energi Deethanizer Condenser (E-411)	IV-35
Tabel IV.38 Neraca Energi Deethanizer Reboiler (E-413)	IV-36
Tabel IV.39 Neraca Energi Depropanizer Column (D-420)	IV-36
Tabel IV.40 Neraca Energi Depropanizer Condenser (F-422).....	IV-37
Tabel IV.41 Neraca Energi Depropanizer Reboiler (E-423)	IV-37
Tabel IV.42 Neraca Energi Debutanizer Column (D-430).....	IV-38
Tabel IV.43 Neraca Energi Debutanizer Condenser (E-431).....	IV-38
Tabel IV.44 Neraca Energi Debutanizer Reboiler (E-434)	IV-39
Tabel IV.45 Neraca Energi Mixing Point to LPG Tank.....	IV-39
Tabel IV.46 Neraca Energi Mixing Point Lean Gas.....	IV-40
Tabel V.1 Daftar Peralatan	V-1
Tabel V.2 Daftar Harga Peralatan.....	V-2
Tabel VI.1 Perhitungan Gaji Karyawan	VI-8

Tabel VI.2 Pembagian Jam Kerja Karyawan	VI-9
Tabel A.1 Komposisi Gas Alam	A-1
Tabel A.2 Perhitungan Komposisi Natural Gas.....	A-1
Tabel A.3 Konstanta Antoine Komponen Murni.....	A-2
Tabel A.4 Komposisi Massa Gas Masuk Absorber Column	A-3
Tabel A.5 Komponen Pelarut	A-4
Tabel A.6 Komposisi Larutan MDEA Masuk Absorber	A-5
Tabel A.7 Komposisi Gas Hidrokarbon Terlarut dalam MDEA	A-5
Tabel A.8 Komposisi Top Product CO ₂ Absorber Column	A-6
Tabel A.9 Komposisi Bottom Product CO ₂ Absorber Column	A-6
Tabel A.10 Neraca Massa Absorber Column (D-110)	A-7
Tabel A.11 Komposisi Massa Masuk Flash Tank	A-8
Tabel A.12 Data Tekanan Uap Komponen.....	A-9
Tabel A.13 Data K_i , y_i , x_i komponen.....	A-10
Tabel A.14 Data Top Produk dan Bottom Produk.....	A-10
Tabel A.15 Neraca Massa Amine Flash Tank (F-115).....	A-11
Tabel A.16 Komposisi Massa Masuk Amine Regeneration.....	A-12
Tabel A.17 Komposisi Top Produk Amine Regeneration Column	A-13
Tabel A.18 Komposisi Bottom Produk Amine Regeneration	A-14
Tabel A.19 Neraca Massa Amine Regeneration Column.....	A-15
Tabel A.20 Neraca Massa Mixing Point 1	A-16
Tabel A.21 Komposisi Aliran Gas Masuk Absorber	A-18
Tabel A.22 Komposisi Aliran Gas Masuk Absorber	A-19
Tabel A.23 Kandungan Gas Hidrokarbon yang Larut Dalam TEG Outlet Absorber	A-19
Tabel A.24 Komposisi Aliran Gas Outlet Absorber (Aliran 34)	A-20
Tabel A.25 Komposisi Aliran TEG Outlet Absorber (Aliran 20)	A-20
Tabel A.26 Neraca Massa TEG Absorber Column	A-21
Tabel A.27 Komposisi Aliran Rich TEG <21>	A-22
Tabel A.28 Distribusi Aliran Gas dan Uap.....	A-23
Tabel A.29 Komposisi Aliran Gas Keluar Flash Tank (Aliran 22)	A-23
Tabel A.30 Komposisi Aliran Bottom Flash Tank (Aliran 23)	A-24
Tabel A.31 Neraca Massa TEG Flash Tank	A-24
Tabel A.32 Komposisi Aliran Mauk TEG Regeneration Column.....	A-26
Tabel A.33 Data Top Product TEG Regeneration Column	A-26

Tabel A.34 Data Bottom Product TEG Regeneration Column	A-27
Tabel A.35 Komposisi Produk TEG Regeneration Column.....	A-28
Tabel A.36 Neraca Massa TEG Regeneration Column	A-28
Tabel A.37 Neraca Massa TEG Purging	A-29
Tabel A.38 Neraca Massa TEG Make Up	A-31
Tabel A.39 Komposisi Aliran gas alam dari TEG Absorber Column	A-32
Tabel A.40 Distribusi Aliran Gas dan Uap.....	A-32
Tabel A.41 Komposisi Aliran Top Produk Flash Tank (Aliran 42)m	A-33
Tabel A.42 Komposisi Aliran Bottom Flash Tank (Aliran 43)	A-33
Tabel A.43 Neraca Massa Natural Gas Flash Tank.....	A-34
Tabel A.44 Komposisi Aliran Gas Masuk De-ethanizer Column	A-36
Tabel A.45 Data Top Product De-ethanizer Column	A-37
Tabel A.46 Data Bottom Product De-ethanizer Column.....	A-37
Tabel A.47 Komposisi Produk De-ethanizer Column	A-38
Tabel A.48 Neraca Massa De-ethanizer Column	A-39
Tabel A.49 Komposisi Aliran Gas Masuk De-ethanizer Column	A-41
Tabel A.50 Data Top Product De-propanizer Column.....	A-42
Tabel A.51 Data Bottom Product De-propanizer Column	A-42
Tabel A.52 Komposisi Produk De-propanizer Column.....	A-43
Tabel A.53 Neraca Massa De-propanizer Column.....	A-43
Tabel A.54 Komposisi Aliran Gas Masuk De-buthanizer Column	A-45
Tabel A.55 Data Top Product De-buthanizer Column	A-46
Tabel A.56 Data Bottom Product De-buthanizer Column.....	A-46
Tabel A.57 Komposisi Produk De-propanizer Column.....	A-47
Tabel A.58 Neraca Massa De-butanizer Column	A-48
Tabel B.1 Komposisi Gas Alam	B-1
Tabel B.2 Smith Vannes 6th edition (Untuk PR)	B-2
Tabel B.3 Konstanta Cp yang digunakan (untuk gas)	B-3
Tabel B.4 Properties untuk spesies murni	B-3
Tabel B.5 Komponen yang pada Suhu Reference Berupa Gas	B-4
Tabel B.6 Parameter ΔH_{lv} (1)	B-4
Tabel B.7 Komponen yang pada Suhu Reference Berupa Liquid.....	B-5
Tabel B.8 Parameter ΔH_{lv} (2)	B-6
Tabel B.9 Parameter ΔH_{lv} (3)	B-6

Tabel B.10 Konstanta Cp liquid.....	B-7
Tabel B.11 Perhitungan Konstanta Cp Natural Gas	B-8
Tabel B.12 Perhitungan Properties Gas Alam	B-9
Tabel B.13 Perhitungan Konstanta Cp Natural Gas	B-13
Tabel B.14 Perhitungan Properties Aliran 2	B-14
Tabel B.15 Komposisi Aliran 9	B-16
Tabel B.16 Perhitungan Konstanta Cp Aliran 9	B-16
Tabel B.17 Perhitungan Properties Gas Alam	B-17
Tabel B.18 Neraca Perhitungan Hlv	B-18
Tabel B.19 Perhitungan Konstanta Cp fase Liquid	B-18
Tabel B.20 Komposisi Aliran 10	B-19
Tabel B.21 Perhitungan Konstanta Cp	B-19
Tabel B.22 Perhitungan Properties Aliran 10	B-19
Tabel B.23 Perhitungan Konstanta Cp	B-20
Tabel B.24 Perhitungan Properties Aliran 10	B-21
Tabel B.25 Perhitungan Konstanta Cp Liquid.....	B-21
Tabel B.26 Perhitungan Properties H residual.....	B-22
Tabel B.27 Menghitung Hlv	B-22
Tabel B.28 Perhitungan Konstanta Cp	B-23
Tabel B.29 Komposisi Aliran 17	B-23
Tabel B.30 Perhitungan Cp gas	B-24
Tabel B.31 Perhitungan Cp.....	B-24
Tabel B.32 Komposisi Aliran 16	B-24
Tabel B.33 Perhitungan Cp liquid	B-25
Tabel B.34 Neraca Energi Absorber CO2	B-26
Tabel B.35 Neraca Energi Amine Regenerator	B-27
Tabel B.36 Neraca Energi Amine Regenerator Condenser	B-27
Tabel B.37 Amine Regenerator Total Reboiler	B-28
Tabel B.38 Neraca Energi Lean Amine Cooler	B-28
Tabel B.39 Neraca Energi Lean Gas Cooler.....	B-29
Tabel B.40 Neraca Energi H2O Absorber Column	B-29
Tabel B.41 Neraca Energi Glycol Heat Exchanger	B-30
Tabel B.42 Neraca Energi Glycol Regenerator Column	B-30
Tabel B.43 Neraca Energi Glycol Regenerator Condenser	B-31

Tabel B.44 Neraca Energi Glycol Regenerator Reboiler.....	B-31
Tabel B.45 Neraca Energi Glycol Cooler	B-32
Tabel B.46 Neraca Energi Gas Cooler.....	B-33
Tabel B.47 Neraca Energi Cooler	B-33
Tabel B.48 Neraca Energi Propane Compressor	B-34
Tabel B.49 Neraca Energi Propane Cooler.....	B-34
Tabel B.50 Neraca Energi Deethanizer Column.....	B-36
Tabel B.51 Neraca Energi Kondensor Deetanizer	B-36
Tabel B.52 Neraca Energi Reboiler Deetanizer.....	B-37
Tabel B.53 Neraca Column Depropanizer Column.....	B-37
Tabel B.54 Neraca Energi Kondensor Depropanizer	B-38
Tabel B.55 Neraca Energi Depropanizer Reboiler	B-38
Tabel B.56 Neraca Energi Debutanizer Column	B-39
Tabel B.57 Neraca Energi Kondensor Debutanizer.....	B-40
Tabel B.58 Neraca Energi Reboiler Debutanizer	B-40
Tabel B.59 Neraca Energi Mixing Point to LPG Tank.....	B-40
Tabel B.60 Neraca Energi Mixing Point Lean Gas	B-41
Tabel C.1 Spesifikasi CO2 Absorber Column (D-110).....	C-7
Tabel C.2 Neraca Energi Spesifikasi Natural Gas Compressor (G-111).....	C-9
Tabel C.3 Spesifikasi Natural Gas Cooler (E-112)	C-15
Tabel C.4 Spesifikasi Lean Gas Cooler (E-113)	C-21
Tabel C.5 Spesifikasi Amine Flash Tank (F-114).....	C-24
Tabel C.6 Spesifikasi Lean Amine Cooler (E-115).....	C-30
Tabel C.7 Spesifikasi Amine Regeneration Column (D-120).....	C-36
Tabel C.8 Spesifikasi Amine Heat Exchanger (E-121).....	C-42
Tabel C.9 Spesifikasi Amine Regeneration Condensor (E-122).....	C-48
Tabel C.10 CO2 Accumulator (F-123).....	C-50
Tabel C.11 Spesifikasi Amine Regeneration Column Reboiler (E-124).....	C-55
Tabel C.12 Spesifikasi Lean Amine Pump (L-125)	C-59
Tabel C.13 Spesifikasi Amine Regenerator Reflux Pump (L-126).....	C-63
Tabel C.14 Spesifikasi TEG Absorber Column (D-110)	C-70
Tabel C.15 Spesifikasi Glycol Flash Tank (D-212)	C-73
Tabel C.16 Spesifikasi Glycol Pump (L-213)	C-77
Tabel C.17 Spesifikasi Glycol Regeneration Cooler (E-214)	C-83

Tabel C.18 Spesifikasi Glycol Regeneration Column (D-220)	C-89
Tabel C.19 Spesifikasi Glycol Heat Exchanger (E-221)	C-95
Tabel C.20 Spesifikasi Glycol Regeneration Condensor (E-222)	C-101
Tabel C.21 Spesifikasi CO2 Accumulator (F-123)	C-103
Tabel C.22 Spesifikasi GlycolRegeneration Column Reboiler (E-224).....	C-108
Tabel C.23 Spesifikasi Glycol Regenerator Reflux Pump (L-225).....	C-112
Tabel C.24 Spesifikasi Propane Cool Box (E-311)	C-118
Tabel C.25 Spesifikasi Propane Compressor (G-314).....	C-120
Tabel C.26 Spesifikasi Propane Cooler (E-313).....	C-126
Tabel C.27 Cooler (E-315)	C-132
Tabel C.28 Spesifikasi Gas Separator (F-317)	C-135
Tabel C.29 Spesifikasi De-Ethanizer Column (D-410).....	C-141
Tabel C.30 Spesifikasi De-Ethanizer Condensor (E-411).....	C-147
Tabel C.31 Spesifikasi Lean Gas Accumulator (F-412).....	C-150
Tabel C.32 Spesifikasi De-Ethanizer Reboiler (E-413)	C-155
Tabel C.33 De-Propanizer Reflux Pump (L-414).....	C-159
Tabel C.34 Spesifikasi De-Propanizer Column (D-420).....	C-165
Tabel C.35 Spesifikasi De-Propanizer Condernser (E-421).....	C-171
Tabel C.36 Spesifikasi Propane Accumulator (F-422).....	C-174
Tabel C.37 De-Propanizer Reboiler (E-423)	C179
Tabel C.38 Spesifikasi De-Propanizer Reflux Pump (L-424)	C-183
Tabel C.39 Spesifikasi De-Buthanizer Column (D-430).....	C-189
Tabel C.40 Spesifikasi De-Buthanizer Condensor (E-431).....	C-195
Tabel C.41 Spesifikasi LPG Accumulator (F-432)	C-198
Tabel C.42 Spesifikasi De-Buthanizer Reflux Pump (L-433).....	C-202
Tabel C.43 Spesifikasi D-Butanizer Reboiler (E-434).....	C-207
Tabel C.44 Spesifikasi Propane Storage Tank (F-425)	C-209
Tabel C.45 Spesifikasi LPG Mix Storage Tank (F-435)	C-211
Tabel C.46 Spesifikasi Condensate Storage Tank (F-436).....	C-214
Tabel D.1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)	D-1
Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga untuk Mencari persamaan regresi	D-2
Tabel D.3 Indeks Harga Linear.....	D-3
Tabel D.4 Penaksiran Harga Alat	D-4
Tabel D.5 Biaya Utilitas	D-7

Tabel D.6 Perhitungan Biaya Bahan Baku	D-9
Tabel D.7 Hasil Penjualan Produk.....	D-9
Tabel D.8 Perhitungan Gaji Karyawan	D-10
Tabel D.9 Perhitungan Biaya Langsung (DC).....	D-11
Tabel D.10 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)	D-12
Tabel D.11 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)	D-13
Tabel D.12 Perhitungan Biaya Tetap (FC)	D-13
Tabel D.13 Perhitungan Pengeluaran Umum (GE)	D-13
Tabel D.14 Biaya Operasi Untuk Kapasitas Produksi	D-15
Tabel D.15 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi	D-16
Tabel D.16 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi	D-16
Tabel D.17 Trial Laju Bunga (i)	D-17
Tabel D.18 Cumulative Cash Flow	D-17

BAB I

LATAR BELAKANG

I.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara dengan sumber daya alam yang sangat melimpah. Memasuki era perdagangan bebas, Indonesia dituntut untuk mampu bersaing dengan negara lain dalam bidang industri. Pemerintah Indonesia mendukung berbagai pengembangan dalam bidang industri demi meningkatkan lapangan kerja, mengurangi angka pengangguran, meningkatkan pendapatan nasional, mengurangi impor, dan lain-lain. Perkembangan industri di Indonesia sangat berpengaruh terhadap ketahanan ekonomi Indonesia.

Gas alam merupakan salah satu sumber daya alam yang dapat dimanfaatkan dalam berbagai aspek kehidupan. Secara garis besar pemanfaatan gas alam dapat dibagi menjadi 3 kelompok, yaitu: Gas alam sebagai bahan bakar, Gas alam sebagai bahan baku, dan Gas alam sebagai komoditas energi untuk ekspor. Gas alam dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar pembangkit listrik tenaga uap, bahan bakar industri, bahan bakar kendaraan bermotor, untuk kebutuhan rumah tangga, hotel, restoran dan sebagainya. Selain itu, gas alam juga dimanfaatkan untuk bahan baku plastik, bahan baku pabrik pupuk, petrokimia, metanol, dan sebagainya. Selain itu C₃ dan C₄ digunakan untuk LPG, sedangkan CO₂ untuk *soft drink*, *dry ice*, pengawet makanan, hujan buatan, industri besi tuang, pengelasan dan bahan pemadam api ringan. Selain itu, penggunaan gas alam yang paling besar adalah digunakan untuk komoditas ekspor di dunia yaitu LNG (*Liquified Natural Gas*) atau gas alam cair.

(<http://www.indomigas.com>)

Gas alam sering disebut sebagai gas bumi atau gas rawa yang merupakan bahan bakar fosil berbentuk gas yang terutama terdiri dari metana (CH₄), yang merupakan molekul hidrokarbon rantai terpendek dan teringan. Gas alam juga mengandung molekul-molekul hidrokarbon lebih berat etana (C₂H₆), propana (C₃H₈) dan butana (C₄H₁₀), selain juga gas-gas yang mengandung sulfur (belerang) juga mengandung helium.

(Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral)

Berdasarkan data Direktorat Jendral Minyak dan Gas Alam Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) per tanggal 1 Januari 2017 cadangan gas alam mencapai 142,72 TCF, meningkat 2,54% dibandingkan cadangan gas bumi status 1 Januari 2016 sebesar 144,06 TSCF (*Trillion Standard Cubic Feet*).

Gas alam telah banyak digunakan di seluruh dunia, seperti untuk konsumsi rumah tangga, komersial, dan industri. Dari tahun ke tahun penggunaan gas alam selalu meningkat. Hal ini karena terdapat banyak keuntungan yang diperoleh dari penggunaan gas alam dibanding dengan sumber energi lain misal minyak bumi. Energi yang dihasilkan oleh gas alam lebih efisien. Selain itu, penggunaan gas alam jauh lebih bersih dan ramah lingkungan sehingga tidak menimbulkan polusi terhadap lingkungan. Gas alam memiliki sifat tidak berwarna, tidak berbau, tidak korosif dan tidak beracun sehingga sangat menguntungkan untuk digunakan.

I.2 LPG dan Bahan Baku Pembuatan LPG

LPG adalah suatu produk bahan bakar gas yang pada umumnya berupa gas propana atau butana atau merupakan campuran antara keduanya yang dalam temperature kamar akan berbentuk fasa gas tetapi dalam tekanan tinggi atau pada temperatur sangat rendah akan berbentuk cair yang tidak berasa, tidak berwarna, tidak berbau. Kelebihan dari LPG yaitu emisi CO₂ yang dikeluarkan lebih sedikit dibanding penggunaan bahan bakar minyak, serta ketersediaan gas alam yang melimpah sehingga LPG dapat dijadikan energi alternatif pengganti bahan bakar minyak yang ketersediaannya semakin menipis.

Liquefied Petroleum Gas (LPG) terdiri dari campuran utama propana dan butana dengan sedikit presentase hidrokarbon tidak jenuh (propilen dan butilen) dan beberapa fraksi C₂ yang lebih ringan dan C₅ yang lebih berat. Senyawa yang terdapat dalam LPG adalah propan (C_3H_8), propilen (C_3H_6), iso-butan (C_4H_{10}) dan butilen (C_4H_8). LPG merupakan campuran dari hidrokarbon yang berbentuk gas pada tekanan atmosfer, namun dapat diembunkan menjadi cair pada suhu normal, dengan tekanan yang cukup besar. Walaupun digunakan sebagai gas, namun untuk kenyamanan dan kemudahan, disimpan dan didistribusikan dalam bentuk cair dengan tekanan tertentu.

(Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral)

Feed gas yang akan digunakan pada pabrik ini berasal dari sumur gas Tanjung Santan (SKG Pertamina). Komposisi gas alam dari SKG Pertamina disajikan pada **Tabel I.1**.

Tabel I.1 Spesifikasi Bahan Baku Gas Alam

Komposisi	% Volume
CH ₄	83,72
C ₂ H ₆	5,40
C ₃ H ₈	2,88
i-C ₄ H ₁₀	0,55
n-C ₄ H ₁₀	0,62
i-C ₅ H ₁₂	0,21
n-C ₅ H ₁₂	0,14
C ₆ H ₁₄	0,27
C ₇ H ₁₆	0,15
CO ₂	6,13
N ₂	0,08
Hg	300 ppb
H ₂ S	5 ppm

Bahan baku pembuatan LPG adalah gas alam. Gas alam mentah dapat berasal dari salah satu dari tiga jenis sumur:

1. Sumur minyak mentah

Gas alam yang dihasilkan dari sumur minyak umumnya diklasifikasikan sebagai *associated-dissolved*, yang berarti bahwa gas alam dilarutkan dalam minyak mentah. Kebanyakan gas alam mengandung senyawa hidrokarbon, contoh seperti gas metana (CH₄), benzena (C₆H₆), dan butana (C₄H₁₀). Meskipun mereka berada dalam fase cair pada tekanan bawah tanah, molekul-molekul akan menjadi gas pada saat tekanan atmosfer normal. Secara kolektif, mereka disebut kondensat atau cairan gas alam (NGLs).

2. Sumur gas

Gas alam yang keluar dari sumur gas dan sumur kondensat, di mana ada sedikit atau bahkan tidak ada kandungan minyak mentah disebut *non-associated* gas. Sumur gas biasanya hanya memproduksi gas alam mentah, sedangkan sumur kondensat menghasilkan gas alam mentah bersama dengan hidrokarbon berat molekul rendah. Gas ini pada fase cair pada kondisi *ambient* contoh; pentana disebut sebagai gas alam kondensat (kadang-kadang juga disebut bensin alami atau hanya kondensat).

3. Sumur kondensat

LPG dapat diperoleh dengan dua cara yaitu dengan mengekstraksi LPG dari aliran-aliran minyak mentah dan mengekstraksi LPG dari aliran gas alam pada atau dekat *reservoir* yang mengandung propane dan butana. Perolehan LPG dari lapangan gas sangat bergantung dari komposisi gas alam yang dihasilkan sumur gas. Gas dengan karakteristik ringan atau mengandung sedikit hidrokarbon menengah dan berat umumnya kurang ekonomis untuk dijadikan umpan produksi LPG. Hal ini disebabkan proses produksi LPG dari Metana memerlukan konversi kimiawi hidrokarbon yang tidak murah. Di lain pihak, gas alam yang mengandung banyak komponen hidrokarbon menengah (C_3 , C_4 , C_5) umumnya sesuai sebagai umpan produksi LPG.

I.3 Aspek Pasar LPG

Seiring dengan meningkatnya perkembangan, pertumbuhan, dan pembangunan ekonomi Indonesia, kebutuhan LPG sudah pasti akan meningkat. Hal ini membuktikan bahwa pasar LPG di Indonesia sangat menjanjikan.

Tabel I.2 *Supply and Demand* LPG di Indonesia

No.	Tahun	Produksi (ton)	Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
1.	2012	2.201.539	5.030.547	205	2.573.670
2.	2013	2.010.990	5.607.430	286	3.299.808
3.	2014	2.379.128	6.093.138	483	3.604.009
4.	2015	2.307.407	6.376.990	392	4.237.499
5.	2016	2.241.567	6.642.633	580	4.475.929
6.	2017	2.027.941	7.190.871	360	5.461.934
Total		13.168.572	36.941.609	2.306	23.652.849

(Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral)

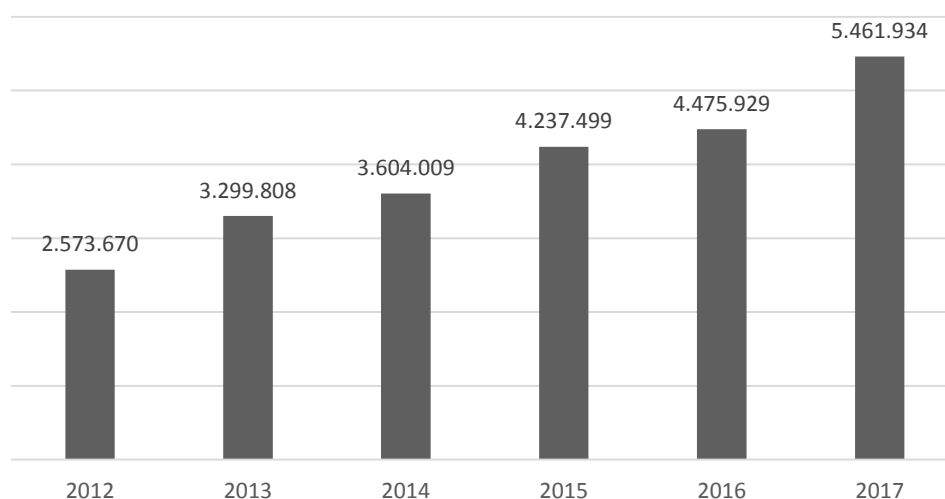
Dari data diatas, kebutuhan LPG di indonesia dari tahun ke tahun semakin meningkat. Sedangkan produksi LPG dalam negeri belum mencukupi kebutuhan di Indonesia. Sumber daya alam yang dimiliki Indonesia cukup berlimpah, seperti minyak bumi, gas, dan batu bara. Indonesia perlu mengembangkan industri gas agar tidak selalu bergantung dari impor. Melihat dari nilai impor yang telah ada, sangat disayangkan karena Indonesia memiliki cadangan gas alam yang sangat melimpah. Gas alam ini dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan LPG. Dengan adanya industri ini, diharapkan nilai impor akan menurun dengan tercukupinya kebutuhan LPG dalam negeri.

Tabel I.3 Data impor LPG

Tahun	Jumlah (Mton)	Pertumbuhan
2012	2.573.670	-
2013	3.299.808	28,21411%
2014	3.604.009	9,218748%
2015	4.237.499	17,57737%
2016	4.475.929	5,626668%
2017	5.461.934	22,02906%

(Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral)

Data Impor LPG (ton)



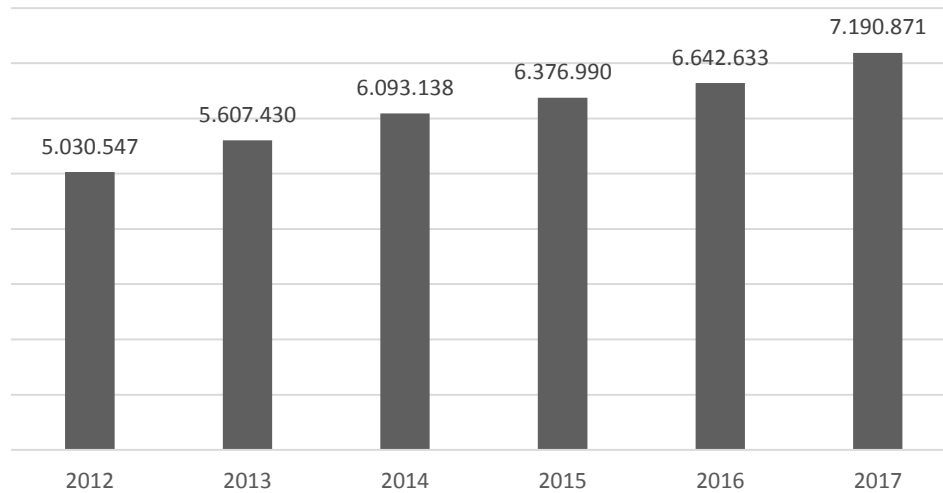
Gambar I.1 Data Impor LPG di Indonesia

(Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral)

I.4 Kebutuhan LPG di Indonesia

Seiring dengan pertumbuhan populasi penduduk serta perkembangan industri di Indonesia, kebutuhan LPG juga akan semakin meningkat. Berdasarkan Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Dirjen Minyak dan Gas Bumi, rata-rata pertumbuhan konsumsi LPG dalam negeri sekitar 7,44%. Diprediksikan pada tahun 2020, kebutuhan LPG di Indonesia mencapai 8.918.595 ton/tahun. Namun kondisi industri LPG dalam negeri belum mampu memenuhi kebutuhan tersebut.

Data Konsumsi LPG (ton)



Gambar I.2 Data Konsumsi LPG di Indonesia

(Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral)

Saat ini total kapasitas produksi LPG di Indonesia mencapai 2.027.941 ton pada tahun 2017. Potensi pasar yang terus berkembang di Indonesia tidak diimbangi dengan kapasitas produksi. Oleh karena itu diperlukan adanya pembangunan industri gas (LPG) untuk mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap industri luar negeri. Hal ini berdampak positif terhadap pengeluaran devisa negara untuk mengimpor bahan-bahan tersebut. Sehingga penambahan pabrik LPG merupakan solusi yang tepat untuk menyelesaikan permasalahan tersebut.

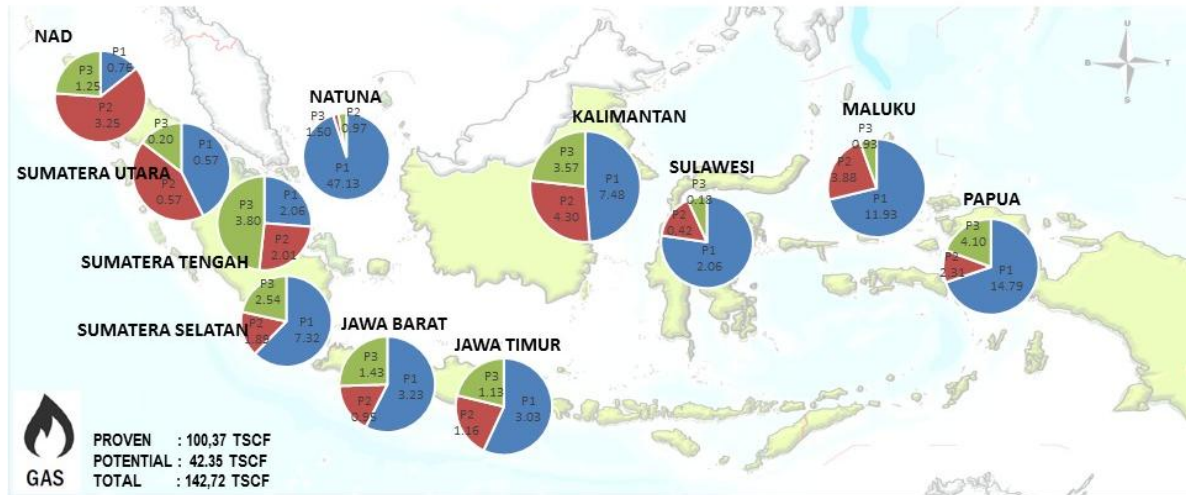
Berdasarkan data *supply and demand*, pabrik LPG ini memiliki prospek yang cukup menjanjikan dan dapat terus berkembang sehingga dapat meningkatkan produksi LPG di Indonesia dari segi kualitas maupun kuantitas. Jumlah kebutuhan LPG di Indonesia dari tahun ke tahun selalu meningkat, oleh karena itu hadirnya pabrik LPG ini diharapkan dapat menekan angka kebutuhan impor LPG dari luar negeri sehingga dapat mempertahankan atau meningkatkan devisa negara.

I.5 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap kelangsungan pabrik tersebut. Lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang untuk perusahaan dan warga sekitar. Pemilihan lokasi pendirian pabrik LPG ini dilakukan atas beberapa pertimbangan yaitu:

a. Ketersediaan Bahan Baku

CADANGAN GAS BUMI INDONESIA Status: 1 Januari 2017



Gambar I.3 Peta Cadangan Gas Bumi Indonesia

Berdasarkan data Direktorat Jendral Minyak dan Gas Alam Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) per tanggal 1 Januari 2017 cadangan gas alam mencapai 142,72 TCF, meningkat 2,54% dibandingkan cadangan gas bumi status 1 Januari 2016 sebesar 144,06 TSCF (*Trillion Standard Cubic Feet*). Cadangan gas alam terbagi menjadi 3 kelompok, yaitu P1 (terbukti), P2 (mungkin), dan P3 (harapan). Dari ketiga kelompok, cadangan gas alam yang dapat dieksplor adalah cadangan dengan status P1.

Dari data di atas dapat diketahui bahwa cadangan terbesar terdapat pada wilayah Natuna, yaitu sebesar 49,6 TSCF dengan cadangan berstatus P1 sebesar 47,13 TSCF. Cadangan terbesar selanjutnya berada di Papua (14,79 TSCF), Maluku (11,93 TSCF), Kalimantan (7,48 TSCF), dan Sumatera Selatan (7,32 TSCF).

b. Lokasi Pemasaran

Konsumsi LPG di Indonesia terbagi dalam 3 sektor, yaitu sektor industri, rumah tangga dan komersial. Berdasarkan data ESDM, konsumsi LPG terbesar pada tahun 2017 berada pada sektor rumah tangga, yaitu sebesar 6.896.000 ton, diikuti sektor komersial sebesar 191.000 ton dan sektor industri sebesar 104.000 ton. Dari data ini maka pemasaran dari produk LPG ini difokuskan pada sektor rumah tangga.

Bedasarkan data yang diambil dari Badan Pusat Statistik (BPS) rumah tangga terbanyak berada di pulau Jawa dengan 39682 rumah tangga pada tahun 2017, kemudian pulau Sumatera dengan 13811 rumah tangga, Sulawesi dengan 4477 rumah tangga, dan

Kalimantan dengan 3973 rumah tangga. Dari data yang diperoleh dapat dikatakan bahwa pulau Jawa merupakan konsumen terbanyak gas LPG. Namun selain jumlah konsumsi yang besar, jumlah produksi LPG di pulau Jawa merupakan yang tertinggi di Indonesia dengan 959.749,48 metrik Ton, sehingga dapat dikatakan di pulau Jawa terdapat banyak kompetitor. Sebagai alternatif, pulau Sulawesi dan bagian dari Indonesia Timur dapat dijadikan lokasi pemasaran karena tidak ada pabrik LPG di daerah Sulawesi dan Indonesia Timur.

c. Sumber Energi Listrik dan Air

Kebutuhan energi pada hampir sebagian besar pabrik sangat tinggi. Karena itu, faktor sumber energi listrik merupakan salah satu faktor yang mempengaruhi keberlangsungan suatu pabrik. Selain kebutuhan akan energi listrik, pabrik industri juga membutuhkan air dalam jumlah besar sebagai air proses maupun sebagai bahan baku.

Tabel I.4 Kapasitas Energi Pembangkit Listrik PLN

Jenis Pembangkit	Kalimantan Timur	Jawa Timur	Sumatera Selatan	Maluku	Sulawesi Selatan
PLTU B	220	2790	260	-	100
PLTU M	-	700	25	-	-
PLTG	146	342,45	131,65	-	122,72
PLTGU	60	2040,61	120	-	-
PLTD	-	-	58	158,12	68,28
PLTA	13,94	8,33	32,62	-	148,50
PLTM	203,46	283,23	-	-	-
PLTMH	-	-	-	-	4,78
PLTP	-	-	-	-	-
PLTB	-	-	-	-	-
PLTS	0,43	-	-	0,89	1,3
Jumlah	670,83	6164,61	627,27	159,01	445,57

(Sumber: Direktorat Ketenagalistrikan Kementerian ESDM)

Dari data yang diperoleh dari Kementerian ESDM diatas, daerah Jawa Timur, Sumatera Selatan, dan Kalimantan Timur memiliki kapasitas pembangkit yang besar, sementara Maluku dan Sulawesi Selatan memiliki kapasitas yang kecil.

d. Sumber Tenaga Kerja

Ketersediaan sumber daya manusia pada daerah sekitar pabrik menjadi salah satu faktor yang dipertimbangkan pada proses penentuan lokasi pabrik.

Tabel I.5 Statistik Angkatan Kerja

Provinsi	Penduduk berumur 15 Tahun Keatas (Juta Jiwa)	Jumlah Angkatan Kerja (Juta Jiwa)	Tingkat Partisipasi Angkatan Kerja	Penduduk Umur 15 Tahun Keatas yang Bekerja (Juta Jiwa)	Penduduk Umur 15 Tahun Keatas yang Pengangguran (Juta Jiwa)
Kalimantan Timur	2,64	1,82	68,87%	1,69	0,13
Jawa Timur	30,57	21,00	68,71%	20,20	0,8
Sumatera Selatan	5,98	4,37	73,04%	4,19	0,18

(Badan Pusat Statistik)

e. Aksesabilitas & Fasilitas Transportasi

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

Tabel I.6 Perbandingan Aksesabilitas dan Fasilitas Transportasi

No	Provinsi	Panjang Jalan (km)	Jumlah Bandara	Jumlah Pelabuhan
1	Kalimantan Timur	1,781.10	5	9
2	Sumatera Selatan	1,605.21	2	8

(Kementerian Pekerja Umum)

f. Hukum dan Peraturan

Berdasarkan Peraturan Daerah Provinsi Kalimantan Timur Nomor 01 Tahun 2016 Pasal 40, kawasan yang memiliki nilai strategis di Provinsi Kalimantan Timur dari sudut

kepentingan ekonomi yang berpengaruh terhadap pertumbuhan ekonomi provinsi sebagai kawasan industri berbasis migas dan kondensat yaitu di Kota Bontang – Marangkayu Kutai Kartanegara.

Berdasarkan Peraturan Daerah Provinsi Sumatera Selatan Nomor 18 Tahun 2017 Pasal 2, industri prioritas nasional di Provinsi Sumatera Selatan yang ditetapkan dalam Rencana Induk Pembangunan Industri Nasional (RIPIN) 2015-2035 antara lain adalah:

- a. Industri Pangan;
- b. Industri Hulu Agro;
- c. Industri Kimia Dasar berbasis Minyak dan Gas bumi (Migas) dan Batubara

Beberapa Industri Prioritas Nasional dan Industri Unggulan Provinsi Sumatera Selatan sudah direncanakan pembangunan produk hilirnya di Kawasan Industri dalam Kawasan Ekonomi Khusus Tanjung Api-Api. Daerah Tanjung Api-Api, Kota Palembang, telah ditetapkan sebagai Kawasan Ekonomi Khusus berdasarkan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 51 Tahun 2014. Kawasan Ekonomi Khusus Tanjung Api-Api memiliki luas 2.030 ha yang terletak dalam wilayah Desa Muara Sungsang dan Desa Teluk Payo, Kecamatan Banyuasin II, Kabupaten Banyuasin, Provinsi Sumatera Selatan.

g. Iklim & Topografi

Karakteristik dari tanah lokasi pabrik yang diusulkan harus diperiksa secara dengan hati-hati. Topografi saluran tanah dan struktur tanah harus dipertimbangkan, karena salah satu atau keduanya dapat memberikan efek yang jelas pada biaya konstruksi.

Wilayah Kota Bontang berupa permukaan tanah yang datar, landai, berbukit dan bergelombang. Secara topografi kawasan Kota Bontang memiliki ketinggian antara 0 – 120 meter diatas permukaan laut (mdpl) dengan kemiringan lereng yang bervariasi dan terdiri dari sebagian besar wilayah daratan dan beberapa wilayah berupa pulau-pulau kecil. Ditinjau dari kemiringan lerengnya, Kota Bontang memiliki kemiringan lereng yang bervariasi. Luas kemiringan lahan Kota Bontang dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel I.7 Luas Kemiringan Lahan (Rata-rata) Kota Bontang

Kemiringan	Luas (ha)	%
Datar (0-2%)	7,211	48,79
Bergelombang (13-15%)	4,001	27,07
Curam (16-40%)	3,568	24,14
Jumlah	14,780	100,00

(Badan Perencanaan Pembangunan Daerah, 2008)

Secara klimatologi, Kota Bontang memiliki iklim tropis yang sama dengan wilayah lainnya di Indonesia pada umumnya. Wilayah Kota Bontang termasuk daerah khatulistiwa dan dipengaruhi iklim tropis basah dengan ciri-ciri khas hujan terjadi disepanjang tahun dengan suhu rata-rata 24°-33°C.

Pada Kota Palembang terdapat perbedaan karakter topografi antara Seberang Ulu dan Seberang Ilir. Wilayah Seberang Ulu pada umumnya mempunyai topografi yang relatif datar dan sebagian besar dengan tanah asli berada dibawah permukaan air pasang maksimum Sungai Musi ($\pm 3,75$ m diatas permukaan laut). Dibagian wilayah Seberang Ilir ditemui adanya variasi topografi (ketinggian) dari 4 m sampai 20 m diatas permukaan laut dan tidak terdapat topografi yang terjal. kota Palembang merupakan daerah tropis lembah nisbi, dengan suhu rata-rata sebagian besar wilayah Kota Palembang 21°– 32° Celsius, curah hujan 22 – 428 mml per tahun.

Berdasarkan pertimbangan yang telah disebutkan diatas, kami memilih Kota Bontang, Kalimantan Timur sebagai lokasi Pabrik LPG dari Gas Alam.

I.6 Kapasitas Pabrik

Berdasarkan **Tabel I.8 Supply Demand** LPG di Indonesia, dapat dihitung pertumbuhan setiap tahunnya.

Tabel I.8 Data Pertumbuhan Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor

No.	Tahun	Pertumbuhan Produksi	Pertumbuhan Konsumsi	Pertumbuhan Ekspor	Pertumbuhan Impor
1.	2012-2013	-0,08655264	0,114675998	0,395121951	0,282141067
2.	2013-2014	0,183063068	0,086618647	0,688811189	0,092187485
3.	2014-2015	-0,030145919	0,04658552	-0,188405797	0,175773701
4.	2015-2016	-0,028534194	0,041656487	0,479591837	0,05626668
5.	2016-2017	-0,095302081	0,082533236	-0,379310345	0,220290581
Rata-rata		-0,011494352	0,074413978	0,199161767	0,165331903

Dari tabel diatas, dapat diprediksi kondisi pada tahun 2021 dengan menggunakan persamaan *discounted* di bawah ini:

$$P_{2021} = P_{2017} \times (1 + i)^n$$

Dimana: $n = 2021 - 2017 = 4$

P = kapasitas produksi

(Peters & Timmerhaus, 1991)

Untuk kapasitas konsumsi, ekspor, dan impor digunakan persamaan yang sama dengan perhitungan di atas. Hasil perhitungan tersebut dapat dilihat pada **Tabel I.9** berikut:

Tabel I.9 Estimasi Data Kapasitas LPG pada Tahun 2021

Tahun	Produksi (ton/tahun)	Konsumsi (ton/tahun)	Ekspor (ton/tahun)	Impor (ton/tahun)
2021	1.936.297	9.582.263	744	10.072.679

Referensi penentuan kapasitas awal produksi pabrik LPG adalah sumur gas Tanjung Santan (SKG Pertamina) yang memiliki kapasitas sumur sebesar 200 MMSCFD sesuai dengan Keputusan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Nomor 0019K/10/MEM/2009. Pabrik ini dibangun berdasarkan kapasitas sumur gas Tanjung Santang (SKG Pertamina) dengan kapasitas sebesar 200 MMSCFD. Komposisi propana pada sumur ini sebesar 2,88% (persen mol) sedangkan komposisi butana sebesar 1,17% (persen mol). Referensi lainnya dalam penentuan kapasitas pabrik LPG adalah data rata-rata produksi LPG dari berbagai perusahaan di Indonesia pada tahun 2018 (Kementerian ESDM), yaitu sekitar 100.000 ton/tahun. Berdasarkan simulasi yang dilakukan dengan asumsi sumur gas Tanjung Santan sebagai *feed natural gas*, didapat kapasitas pabrik LPG adalah 98.712 ton/tahun.

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Berdasarkan tabel *supply and demand* LPG di Indonesia, Indonesia telah mengimpor kurang lebih 3.942.141 ton setiap tahunnya. Dalam upaya untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga dapat mengurangi impor LPG, kami menetapkan kapasitas pabrik LPG dari gas alam berdasarkan kapasitas sumur gas Tanjung Santan (SKG Pertamina) yang akan dibangun ini sebesar 98.172 ton/tahun.

II.2 Lokasi

Berikut ini adalah kondisi wilayah dari Bontang berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika Provinsi Kalimantan Timur tahun 2018. Kondisi wilayah ini dapat dijadikan basis desain data pabrik LPG. Kondisi wilayah dari Bontang pada tahun 2018 adalah:

- Kelembaban udara rata-rata : 85 – 95%
- Suhu udara rata-rata : 26 – 28 °C
- Gempa : Tidak ada data
- Kecepatan angin rata-rata : 4 – 9 km/jam

(BMKG.go.id pada tanggal 1 November 2018)

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

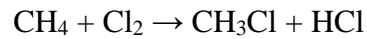
II.3.1 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi gas alam dari sumur gas Tanjung Santan (SKG Pertamina) akan digunakan sebagai *feed* pabrik LPG kami dapat dilihat pada **Tabel I.1**.

a. Metana (CH₄)

- 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:

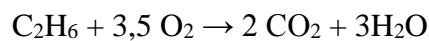


(Perry, 1973)

b. Etana (C₂H₆)

- 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:



(Perry, 1973)

c. Propana (C₃H₈)

- 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

(Perry, 1973)

d. Butana (C₄H₁₀)

- 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

(Perry, 1973)

e. Karbon Dioksida (CO₂)

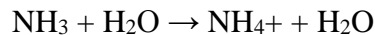
- Sifat fisik dari karbon dioksida adalah:
 - Berat molekul : 44,01 g/mol
 - Titik didih : -78,5 °C (menyublim)
 - Titik lebur : -56,6 °C (dibawah tekanan)
 - Densitas : 1,98 kg/m³
 - Penampilan : Gas tidak berwarna
- Sifat kimia dari karbon dioksida:
 - Tidak berbau
 - Tidak begitu reaktif dan tidak mudah terbakar
 - Kadar CO₂ yang berlebih di udara dapat mengakibatkan peningkatan suhu permukaan bumi

(Perry, 1973)

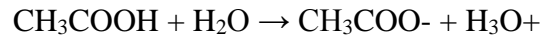
f. Air (H₂O)

- 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:



- Air bersifat basa bila bereaksi dengan asam lemah. Reaksi yang terjadi:



(Perry, 1973)

g. Hidrogen Sulfida (H₂S)

- 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

(Perry, 1973)

II.3.2 Target Produk

Konsumsi LPG terbesar berdasarkan data ESDM adalah pada sektor rumah tangga yaitu sebesar 6.896.000 ton pada tahun 2017.

Spesifikasi LPG disesuaikan dengan aturan yang dikeluarkan oleh Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi Nomor 26525/10-/DJM.T/2009, bahwa komposisi produk LPG minimal mengandung campuran propana dan butana sebesar 97% dan maksimum 2% merupakan campuran C₅⁺. **Tabel II.1** berikut ini adalah spesifikasi resmi dari Ditjen Migas KESDM.

Tabel II.1 Spesifikasi LPG menurut SK Dirjen Migas No. 26525.K/10/DJM.T/2009

Tanggal 31 Desember 2009

Properties	Metode Uji	LPG Mix
Berat jenis relatif pada 60/60 °F	ASTMD-1657	Dilaporkan
Total sulfur, grains/100 cuft	ASTMD-2784	Max. 15
Kandungan air	Visual	No free water
Komposisi :	ASTMD-	Max. 0,8
- C ₂ , % vol	2163	
- C ₃ , % vol		Min. 97,0
- C ₄ , % vol		
- C ₅ , % vol		Max. 2,0
- C ₆₊ , % vol		

Selain itu terdapat produk samping yaitu kondensat. Spesifikasi kondensat yang akan dijual terdapat pada **Tabel II.2**

Tabel II.2 Spesifikasi Produk Kondensat

No.	Deskripsi	Unit	Nilai
1	RVP, max	Psia	12
2	TVP, max	Psia	13
3	Kandungan Sulfur, max	% berat	0,02
4	BS&W	% volume	0,1
5	<i>Free Water</i>	% volume	0

II.4 Basis Perhitungan

Basis perhitungan dibutuhkan untuk menentukan perhitungan neraca massa maka, basis perhitungan pada pabrik LPG ini adalah sebagai berikut:

Kapasitas LPG keluar : 98.172 ton/tahun

Basis : 1 jam kerja

Waktu operasi : 1 tahun = 330 hari kerja; 1 hari = 24 jam

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Seleksi Proses Pembuatan LPG

Bahan baku pembuatan LPG adalah gas alam yang kemudian melewati beberapa proses yaitu: *pretreatment* yang meliputi *acid gas removal*, *mercury removal*, *dehydration* dan proses *fraksinasi* untuk mendapatkan komposisi yang diinginkan.

III.1.1 Pretreatment

Proses ini bertujuan untuk menghilangkan kadar CO₂ dan H₂S serta H₂O yang tidak diinginkan dalam proses pembuatan LPG.

III.1.1.1 Acid Gas Removal

Pada umumnya CO₂ dan H₂S menjadi pengotor utama dalam gas alam. Dalam kasus sumur gas di Indonesia, jumlah kandungan CO₂ dalam gas alam tergolong sangat tinggi, sebaliknya H₂S ada dalam kadar yang rendah.

Karbon dioksida (CO₂) adalah senyawa yang disebut sebagai penyebab terjadinya *global warming* (Williams, 2002). Tidak hanya menyebabkan *global warming*, CO₂ juga merupakan salah satu senyawa pengotor yang terkandung dalam gas alam. Gas CO₂ yang terkandung dalam gas alam dapat menurunkan nilai kalor permbakaran (*heating value*) gas alam sehingga kualitas produk yang dihasilkan dapat yang dihasilkan pun kurang baik. Selain sifatnya sebagai gas asam yang korosif, CO₂ juga dapat merusak system perpipaan pabrik karena dapat membeku pada suhu operasional yang rendah (Dortmundt dan Kishore, 1999).

Seperti senyawa lainnya, CO₂ memiliki beberapa sifat fisik dan kimia. Gas CO₂ tidak berwarna, tidak berbau, dan bersifat asam.

Tabel III.1 Sifat Fisika dan Sifat Kimia CO₂

No	Sifat	Keterangan	
1.	Titik didih	Subl. -78,5 °C	Sifat Fisika
2.	Titik leleh	-56,6 °C	
3.	Densitas (wujud gas)	1,873 km/m ³	
4.	Temperatur kritis	38 °C	
5.	Tekanan kritis	0,6 kg/cm ² .G	
6.	Kelarutan dalam air	1,45 g/L	
7.	Keasaman (pKa)	6,35 dan 10,33	
8.	Viskositas	0,07 cp pada -78 °C	
9.	Berat molekul	44,01 gr/mol	Sifat Kimia
10.	Momen dipol	Nol	
11.	Bentuk molekul	Linar	
12.	Kereaktifan	Tidak reaktif	

Beberapa teknologi yang diterapkan pada proses *CO₂ removal* adalah:

a. Separasi membran

Pemisahan CO₂ menggunakan membran ialah dengan prinsip perbedaan permeabilitas antara CO₂ dengan CH₄. CO₂ termasuk senyawa yang memiliki permeabilitas atau kemampuan relatif senyawa melewati membran lebih cepat apabila dibandingkan dengan CH₄. Sehingga, jika gas alam dilewatkan melalui membran, maka CO₂ akan lebih cepat lolos melewati membran dan gas alam yang bersih akan keluar sebagai produk. Namun teknologi ini mempunyai beberapa kelemahan, yaitu selektivitas yang buruk dan penurunan tekanan yang sangat besar. Selektivitas dari membran yang buruk menyebabkan banyak hidrokarbon yang hilang ikut terlewatkan bersama-sama dengan CO₂. Hal ini tentunya menyebabkan kerugian yang relatif besar.

b. Adsorpsi

Pemisahan dengan adsorpsi menggunakan prinsip penyerapan CO₂ pada permukaan adsorben melibatkan reaksi kimia. Adsorben yang sering digunakan dalam proses ini ialah :

- *Iron Sponge*
- *Zinc Oxide*
- *Molecular Sieve*

Kelebihan dari metode ini ialah cukup baik dalam menangkap H₂S, namun kurang baik dalam mengabsorpsi CO₂, karena efektivitasnya yang buruk. Selain itu, regenerasi dari adsorben ini relatif sulit dan membutuhkan suhu yang tinggi.

c. Destilasi kriogenik

Destilasi kriogenik ialah distilasi pada yang sangat rendah, mencapai -180 °C. Proses distilasi kriogenik ini terdiri dari dua, tiga atau empat kolom fraksionasi, dimana kolom pertama beroperasi pada tekanan 3100-4500 kPa dan kolom kedua beroperasi pada tekanan sedikit lebih rendah. Distilasi kriogenik ini membutuhkan persiapan awal feed yang rumit, instalasi unit sangat mahal, dan kompresi yang dibutuhkan menyebabkan operasi kompresor besar yang berbiaya tinggi. Sehingga secara ekonomi, jika tidak dalam keadaan mendesak, pilihan distilasi kriogenik ini relatif tidak diminati.

d. Absorpsi

Pemisahan CO₂ dengan absorpsi ialah metode yang paling sering dijumpai. Absorpsi lebih disukai dalam industry pengolahan gas disbanding teknologi lain karena efektivitas yang tinggi, kualitas produk yang baik, dan relative mudah serta murah. Teknologi absorpsi prinsipnya ialah melarutkan CO₂ dalam pelarut yang sesuai. Perbedaan kelarutasn antara hidrokarbon dan CO₂ dalam adsorben menyebabkan produk keluaran akan bersih dari CO₂. Untuk dapat menyerap CO₂, maka adsorben dan sour gas haruslah dikontakkan.

Kontaktor ini berbentuk kontaktor kolom tinggi yang didalamnya berisi media pengontak seperti tray atau packing. Kolom absorber biasanya berisi tray dan kolom regenerasi pelarut menggunakan packing. *Sour gas* akan masuk dari bagian bawah kolom adsorben dan solven dimasukkan dari atas, sehingga terjadi kontak secara *counter current* dan CO₂ akan larut dalam adsorben (biasanya senyawa alko-amina).

Tabel III.2 Perbandingan Teknologi CO₂ Removal

Separasi Membran	Adsorpsi	Distilasi kriogenik	Absorpsi
<i>Pressure drop</i> tinggi	Butuh suhu operasi tinggi	Butuh kondisi tekanan operasi tinggi	Proses mudah
Selektivitas terhadap CO ₂ buruk	Kurang efektif menyerap CO ₂	Biaya besar	Lebih efektif

Berdasarkan perbandingan pada **Tabel III.2**, dapat diputuskan bahwa teknologi yang digunakan adalah teknologi absorpsi, karena dinilai akan lebih ekonomis.

Absorpsi gas adalah operasi perpindahan massa dimana gas atau campuran gas dikontakkan dengan cairan sehingga terjadi pelarutan satu atau lebih komponen-komponen gas ke dalam cairan sebagai penyerapnya. Mekanisme perpindahan massa yang terjadi sebagian besar di control oleh laju difusi, dimana laju difusi tersebut dipengaruhi oleh perbedaan konsentrasi fasa gas dengan fasa cair (Treybal, 1981). Penyerap tertentu akan menyerap setiap satu atau lebih komponen gas. Pada absorpsi sendiri ada dua macam proses yaitu :

a. Absorpsi fisik

Absorpsi fisik merupakan absorpsi dimana gas terlarut dalam cairan penyerap tidak disertai dengan reaksi kimia. Contoh absorpsi ini adalah absorpsi gas CO₂ dan H₂S dengan air, metanol, propilen, dan karbonat. Penyerapan terjadi karena adanya interaksi fisik, difusi gas kedalam air, atau pelarutan gas ke fase cair dengan prinsip perbedaan konsentrasi. Pada absorpsi fisika, energi yang dibutuhkan untuk regenerasi larutan jauh lebih rendah dari pada reaksi kimia. Hal ini karena pada absorpsi fisika tidak diperlukan penambahan energi untuk regenerasi larutan, cukup menurunkan tekanan sebagai *driving force* (gaya dorong).

Absorpsi CO₂ ke dalam air adalah proses yang dijadikan sebagai pembanding dalam menggunakan pelarut lain sebagai absorben. Pada dasarnya, CO₂ tetap bereaksi dengan air, dimana reaksi yang terjadi adalah reaksi kesetimbangan dan konstanta kesetimbangan yang terjadi sangat kecil. Oleh karena itu reaksi kimia antara CO₂ dan air dapat diabaikan.

b. Absorpsi kimia

Absorpsi kimia merupakan absorpsi dimana gas terlarut di dalam larutan penyerap disertai dengan adanya reaksi kimia. Contoh absorpsi ini adalah absorpsi dengan adanya reaksi kimia antara CO₂ dengan senyawa amina (Shuo et.al, 1996). Reaksi tersebut merupakan mekanisme Zwitter-ion. MEA, DEA, dan MDEA adalah pelarut (*absorbent*) yang biasa digunakan untuk mengabsorpsi CO₂, dimana pelarut-pelarut tersebut dapat di regenerasi. Menurut Astarita, Barth, dan Yu, ketiga senyawa tersebut memiliki kemampuan menyerap CO₂ yang baik, laju absorpsi yang cepat, dan mudah untuk diregenerasi (Barth et.al, 1984; Astarita et.al, 1983; Yu dan Astarita, 1985). Penggunaan absorpsi kimia pada fase kering sering digunakan untuk mengeluarkan zat terlarut secara lebih sempurna dari campuran gasnya. Keuntungan absorpsi kimia adalah meningkatnya koefisien perpindahan massa gas, sebagian dari perubahan ini disebabkan makin besarnya luas efektif permukaan.

Dari hasil studi pustaka, maka diputuskan bahwa pabrik ini akan menggunakan proses absorpsi secara kimia dengan senyawa amine. Senyawa amina adalah pelarut (*absorbent*) yang paling banyak digunakan pada proses absorpsi CO₂, karena senyawa amina

dapat bereaksi dengan CO₂ membentuk senyawa kompleks (ion karbamat) dengan ikatan kimia yang lemah (Wang et.al, 2003). Ikatan kimia ini dapat dengan mudah terputus dengan pemanasan (mild heating) sehingga regenerasi absorben (senyawa amina) dapat dengan mudah terjadi (Wang et.al, 2003). Sebagai bahan pertimbangan dari ketiga amina diatas, dapat dilihat dari tabel dibawah ini:

Tabel III.3 Perbandingan/karakteristik MEA, DEA dan MDEA

(Jian-gang,2009; Wang et.al, 2003; Kim dan Yang, 2000)

No.	MEA	DEA	MDEA
1	Senyawa amina paling ekonomis.	Harga tidak terlalu mahal.	Harga lebih mahal.
2	Memiliki sifat paling reaktif dengan CO ₂ namun korosif.	Senyawa yang moderat dan tidak terlalu korosif.	Tidak korosif
3	Memiliki tekanan uap paling tinggi, namun sulit di regenerasi.	Memiliki tekanan uap yang cukup rendah.	Mudah di regenerasi
4	Kurang efektif dalam penyerap CO ₂ diantara DEA dan MDEA	Paling efektif menyerap CO ₂	Reaksi dengan CO ₂ berjalan lambat sehingga kurang efektif. Namun dapat mengikat H ₂ S juga
5	Tekanan Uap (20 °C) sebesar 25 Pa	Tekanan Uap (20 °C) sebesar 0.01 Pa	Tekanan Uap (20 °C) sebesar 1 Pa
6	Massa jenis 1012 kg/m ³	Massa jenis 1090 kg/m ³	Massa jenis 1043 kg/m ³

Pada unit *Acid Gas Removal*, absorben yang digunakan yaitu MDEA karena merupakan absorben yang mudah di regenerasi sehingga mengurangi resiko absorben yang *loss*, energi yang dibutuhkan untuk meregenerasi MDEA juga lebih kecil jika dibandingkan dengan senyawa amine yang lain. Senyawa MDEA juga tidak korosif, sehingga lebih baik dari DEA dan MEA yang dapat menyebabkan korosi. Selain itu selain CO₂, senyawa MDEA juga dapat menyerap H₂S.

(*Fundamentals of Natural Gas Processing Book*)

III.1.1.2 Dehidrasi

Keberadaan *natural gas* (gas alam) di dalam perut bumi tidak dapat terpisahkan dari air. Pada umumnya gas alam (*natural gas*) yang baru keluar dari perut bumi kandungan uap airnya tinggi atau dalam kondisi saturated (jenuh). Kandungan air harus dibuang untuk mengurangi resiko korosi pipa dan menghilangkan resiko penyumbatan saluran yang disebabkan oleh pembentukan hidrat, Hidrat sendiri adalah suatu zat padat yang merupakan campuran antara air dan hidrokarbon ringan yang dapat terjadi diatas titik beku air. Karena banyak kondisi operasi yang melibatkan temperatur dingin, maka untuk mencegah terbentuknya hidrat, kandungan air dalam gas harus dikurangi dengan proses dehidrasi. Proses dehidrasi secara umum bertujuan untuk menghilangkan atau mengurangi kandungan air untuk mencegah terjadinya resiko-resiko yang sebelumnya telah diuraikan.

(*Fundamentals of Natural Gas Processing Book*)

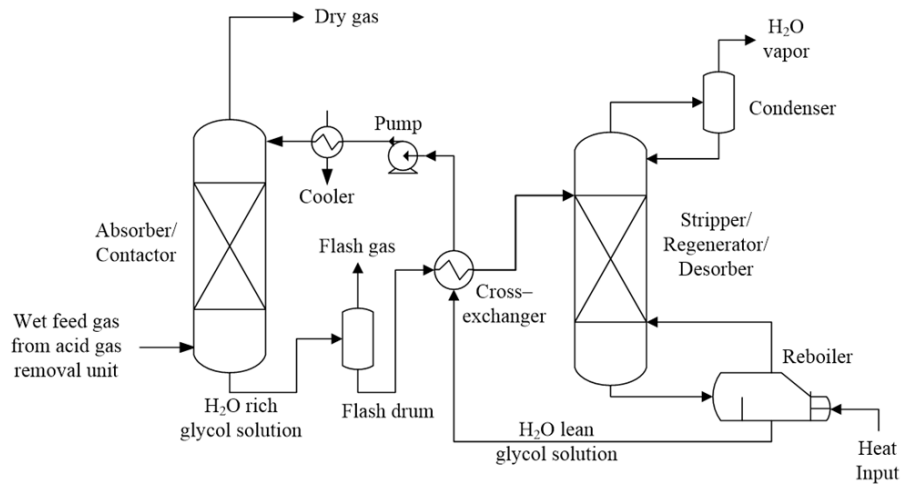
Berikut ini beberapa metode yang dapat digunakan dalam proses dehidrasi:

1. Absorpsi

Kadar air dalam gas alam dapat dikurangi hingga 10 pmmv dalam suatu proses penyerapan (absorpsi) fisik, di mana gas dikontakkan dengan cairan khusus yang berfungsi untuk menyerap uap air. Pelarut yang digunakan untuk penyerapan harus memiliki sifat berikut:

- a. Afinitas tinggi untuk air dan afinitas rendah untuk hidrokarbon
- b. Volatilitas rendah pada suhu operasi absorpsi untuk mengurangi kerugian penguapan cairan khusus
- c. Viskositas rendah agak mudah dipompa dan kontak yang baik antara fase gas dan cairan
- d. Stabilitas termal yang baik untuk mencegah dekomposisi selama regenerasi
- e. Tidak korosif

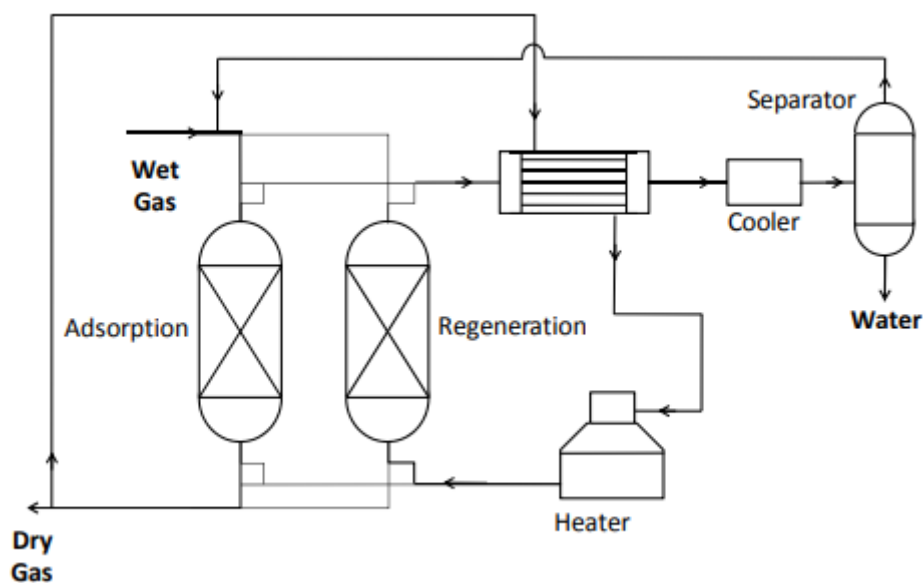
Dalam prakteknya, senyawa-senyawa glikol seperti *ethylene glycol* (EG), *diethylene glycol* (DEG), *triethylene glycol* (TEG), *tetraethylene glycol* (TREG), dan *propylene glycol* adalah absorben yang paling umum digunakan adalah *triethylene glycol* (TEG).



Gambar III.1 Skema Absorpsi Proses Dehidrasi

2. Adsorpsi

Metode dehidrasi kedua adalah adsorpsi air oleh pengering padat. Dalam metode ini, menggunakan media *molecular sieve*, silika gel atau alumina yang bertindak sebagai adsorban. Secara garis besar proses adsorpsi dilakukan pada sebuah *fixed bed* yang berisi solid adsorban. Gas bumi yang akan dikeringkan di masukan kedalam *fixed bed* tersebut, selama melewati adsorban, uap air yang terkandung dalam gas terserap, baik pada permukaan luar maupun di dalam pori pori nya, sedangkan gas bumi terus mengalir dan keluar di bagian bawah kolom. Jumlah molekul air yang teradsorpsi meningkat dengan meningkatnya tekanan gas dan menurun dengan menurunnya suhu gas. Dehidrasi tipe ini membutuhkan minimum system 2 *bed*, yang digunakan untuk proses adsorpsi dan proses regenerasi. berikut ada skema alat adsorpsi:



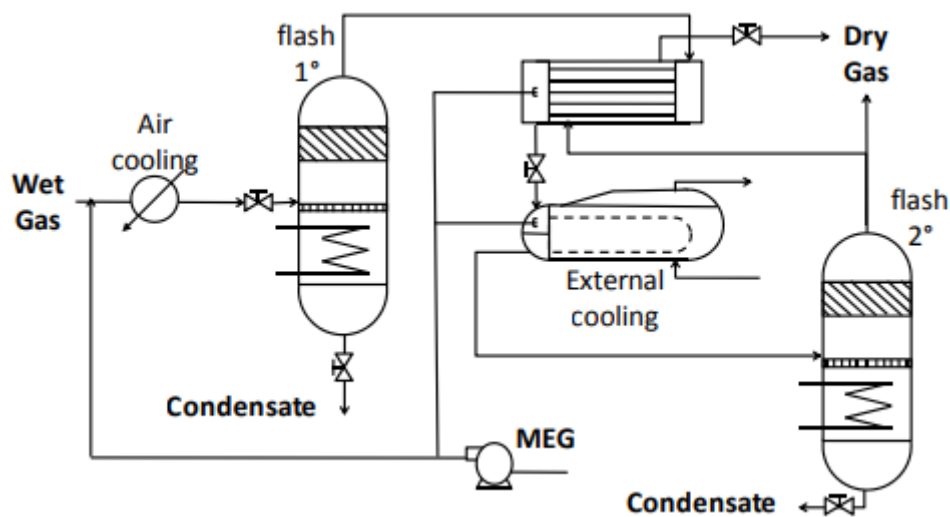
Gambar III.2 Skema *Temperature Swing Adsorption* pada proses Dehidrasi

Metode ini dikenal sebagai *Temperature Swing Adsorption* (TSA). Regenerasi juga dapat dilakukan dengan mengubah tekanan yaitu dengan *Pressure Swing Adsorption* (PSA). Namun, PSA tidak diaplikasikan secara industri untuk dehidrasi *Natural Gas*.

3. Kondensasi

Metode dehidrasi ketiga menggunakan pendinginan gas untuk mengubah molekul air menjadi fase cair dan kemudian memindahkannya dari aliran. *Natural Gas Liquids* dan hidrokarbon yang lebih tinggi juga dapat dipulihkan (*recovery*) dari gas alam melalui pendinginan. Metode kondensasi biasanya diterapkan untuk dehidrasi simultan dan pemulihan (*recovery*) *Natural Gas Liquids*.

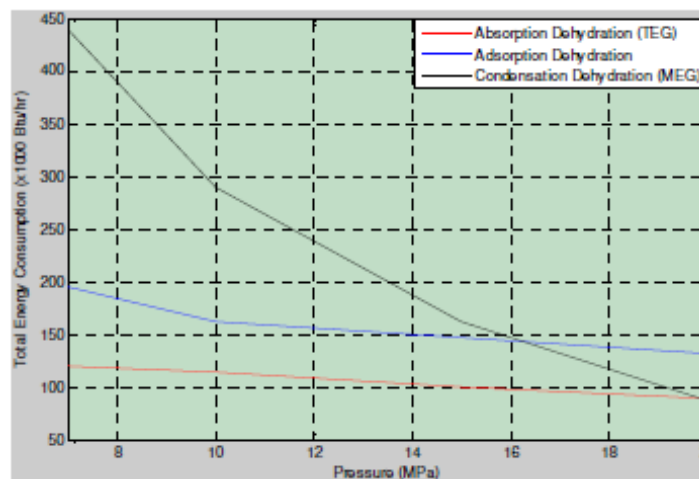
Natural Gas dapat didinginkan menggunakan efek Joule-Thompson (efek JT). Efek JT menggambarkan bagaimana suhu gas berubah dengan penyesuaian tekanan. Untuk *Natural Gas*, berkat ekspansi, jarak rata-rata antar molekulnya meningkat, yang berakibat ke peningkatan energi potensial (gaya Van der Waals). Selama ekspansi, tidak ada pertukaran panas dengan lingkungan, dan tidak ada kerja yang dihasilkan. Oleh karena itu, karena hukum kekekalan energi, peningkatan energi potensial menyebabkan penurunan energi kinetik dan dengan demikian penurunan suhu NG. Namun, ada fenomena lain yang terkait dengan pendinginan *Natural Gas*, yaitu pada pembentukan hidrat. Hidrat yang terbentuk oleh pendinginan dapat menyumbat aliran. Ini biasanya dicegah dengan menginjeksi inhibitor hidrat metanol atau *monoethylene glycol* (MEG) sebelum pendinginan.



Gambar III.3 Aplikasi industri metode dehidrasi memanfaatkan efek JT dan penghambatan hidrat MEG

Dari uraian diatas dapat dilakukan perbandingan untuk memilih metode mana yang akan digunakan, dari faktor konsumsi energi dapat dilihat dari grafik pada **Gambar III.4** bahwa metode absorpsi mengkonsumsi energi lebih sedikit disbanding yang lain dari tekanan rendah sampai tekanan tinggi, sehingga metode ini lebih ekonomis untuk menghilangkan air dari gas alam dari metode yang lain. Ini membenarkan fakta bahwa dalam industri Pengolahan Gas Alam, dehidrasi penyerapan sering diterapkan dalam dehidrasi *Natural Gas*.

(Kinigoma, BS., 2016)



Gambar III.4 Faktor Konsumsi Energi pada Metode Dehidrasi

Dari segi biaya, metode adsorpsi merupakan metode termahal dengan *capital cost* yang mencapai 2-3 kali metode absorpsi dan untuk biaya operasi juga lebih tinggi dari metode absorpsi, hal ini disebabkan karena metode adsorpsi membutuhkan ruang yang besar dan membutuhkan setidaknya 2 kolom (hingga 6).

Dari faktor-faktor yang diuraikan diatas, proses dehidrasi akan menggunakan metode absorpsi dengan absorban *triethylene glycol* (TEG).

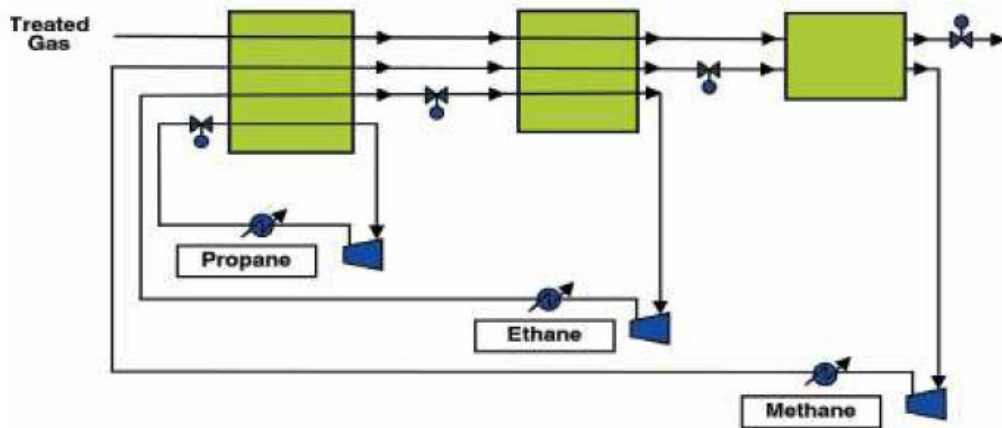
III.1.2 Pendinginan (*Refrigeration*)

Pendinginan (*Refrigeration*) memainkan peran utama dalam banyak proses *recovery* hidrokarbon, karena digunakan untuk mendinginkan aliran gas untuk memulihkan sejumlah besar C3+ dan untuk menurunkan suhu gas saat gas masuk ke tahap lain dari pemulihan hidrokarbon. kompresi uap menggunakan propana adalah yang paling umum di pabrik gas. Berikut ini beberapa contoh metode pendinginan:

1. *Philip Optimised Cascade Procces*

Proses Cascade dikembangkan oleh *Philip Petroleum Company* sekitar tahun 1960. Tujuan pengembangan ini untuk merancang proses refrigerasi yang mudah saat dijalankan dan berjalan lancar saat pengoperasian.

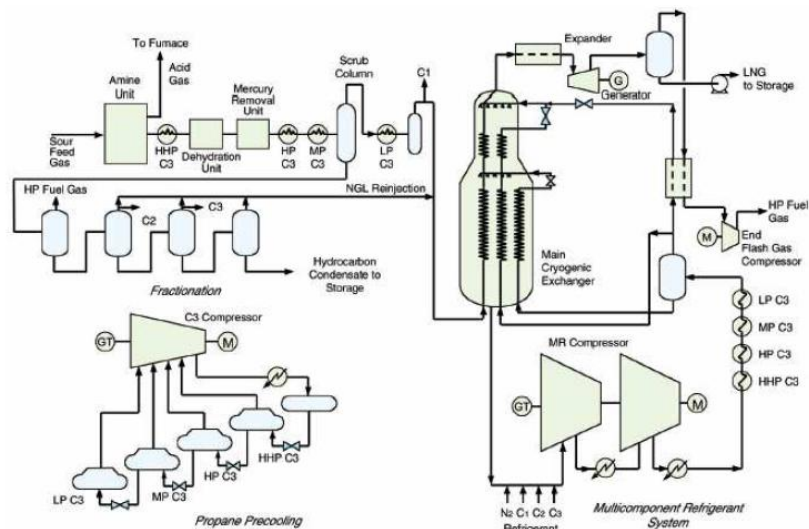
Pendinginan (dari proses diperoleh dari proses cascade dengan 3 komponen murni yaitu methane, ethane dan propane pada dua atau tiga level tekanan. Alat yang digunakan adalah *Plate Fin Heat Exchanger* yang diarahkan secara vertikal. Pendinginan disirkulasi dengan *sentrifugal compressor*.



Gambar III.5 Diagram *Philip Optimised Cascade Process*

2. APCI

Proses ini mempunyai proporsi kapasitas sangat besar dalam produksi LNG di dunia. Kapasitasnya mencapai 4.7 juta ton/tahun. Ada dua proses refrigerasi utama yaitu per cooling menggunakan propana dan pendinginan utama menggunakan *mixed refrigerant* dengan tambahan nitrogen, metana, ethana dan propana.



Gambar III.6 Diagram Proses APCI

Tabel III.4 Perbandingan/karakteristik Pendinginan

Parameter	APCI	<i>Conoco Philips</i>
Kapasitas	4,7 ton/tahun	3,3 ton/tahun
Kebutuhan Listrik	12,2kW*hari/ton	20,4kW*hari/ton
Alat yang dibutuhkan	Sedang	Banyak
<i>Refrigerant</i>	propana, etilen dan metana murni	komponen dari metana, ethana, propana, butana dan nitrogen
Proses Operasi	<i>pure component cascade proses</i>	<i>mixed refrigerant proses</i>

III.2 Uraian Proses

Proses pembuatan LPG pabrik ini terdiri dari beberapa unit proses, yaitu:

1. *Acid Gas Removal*
2. Dehidrasi
3. Pendinginan (*Refrigeration*)
4. Fraksinasi

III.2.1 *Acid Gas Removal* (100)

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan komponen asam dan pengotor dalam gas alam yaitu komponen CO₂ dan H₂S. Gas alam pada temperatur 25 °C dan tekanan 28,47 bar sebagai bahan mentah ditekan oleh *Natural Gas Compressor* (G-111) sampai tekanan 73 bar dan temperatur gas meningkat menjadi 110,3 °C. Kemudian masuk ke *Natural Gas Cooler* (E-112) untuk diturunkan temperaturnya menjadi 30 °C dan tekanannya 72 bar. Setelah didinginkan, gas alam masuk ke *CO₂ Absorber column* (D-110) untuk menghilangkan/memisahkan CO₂ dan H₂S.

Feed gas alam masuk dari bagian bawah menara *CO₂ Absorber column* (D-110) sedangkan larutan *amine* sebagai solven untuk menghilangkan *acid gas* (CO₂ dan H₂S) dengan konsentrasi berat 45% berat dalam air masuk melalui bagian atas menara dengan suhu 35 °C. Gas alam yang telah bersih dari CO₂ dan H₂S kemudian diproses lebih lanjut di unit dehidrasi.

Larutan *amine* yang telah menyerap CO₂ meninggalkan kolom absorber dari bagian bawah, kemudian dialirkan ke *Amine Valve* (VLV-116) untuk menurunkan tekanan hingga 3 bar. Selanjutnya larutan *amine* dialirkan ke *Amine Flash Tank* (F-114) sehingga

hidrokarbon berat yang terlarut pada *amine* dapat diuapkan. *Rich amine* yang keluar dari bawah *Amine Flash Tank* (F-114) dilewatkan ke *Amine Heat Exchanger* (E-121) untuk menaikkan temperatur sampai 80 °C dengan media pemanas larutan *amine* yang telah dibersihkan dari CO₂ pada *Amine Regenerator Column* (D-120).

Larutan *amine* yang banyak mengandung CO₂ setelah keluar dari *amine heat exchanger* (E-121) dimasukkan ke dalam *Amine Regenerator Column* (D-120) dan dipanaskan oleh *Amine Regeneration Reboiler* (E-124). CO₂, uap air dan sebagian kecil uap *amine* yang keluar melalui puncak regenerator dilewatkan pada *Amine Regeneration Condenser* (E-122) dengan media air pendingin. Campuran gas dan liquid yang terbentuk ditampung dalam *Amine Regeneration Accumulator* (F-123) untuk dipompa oleh *Amine Regenerator Reflux Pump* (L-126) sebagai *reflux* untuk menara *Amine Regeneration Column* (D-120), sedangkan gas CO₂ dan H₂S dialirkan ke CO₂ to injection well. Larutan *amine* yang telah bersih dari *acid gas* keluar dari bagian bawah kolom *Amine Regeneration Column* (D-120) lalu dialirkan pada *Amine Heat Exchanger* (E-121) untuk didinginkan dengan media pendingin *rich amine* yang akan masuk ke *Amine Regeneration Column* (D-120). Setelah mengalami pendinginan oleh *Amine Heat Exchanger* (E-121), aliran *amine* kemudian melewati *Lean Amine Cooler* (E-115) sampai temperatur 35 °C dan menjadi umpan pada kolom absorber.

III.2.2 Dehidrasi (200)

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan kandungan air yang terdapat di dalam feed gas. Aliran gas dari *CO₂ Absorber column* (D-110) dengan temperatur 45,6 °C dan tekanan 69 bar didinginkan dalam *drier cooler* dengan media air pendingin sampai temperatur 35 °C dan tekanannya menjadi 68 bar. Lalu feed masuk ke dalam unit *H₂O Absorber Column* (D-210). Feed dialirkan dari bagian bawah kolom dehidrasi sedangkan larutan *glycol* sebagai solven untuk menghilangkan H₂O masuk melalui bagian atas kolom dengan suhu 40 °C. Feed yang sudah bebas dari H₂O keluar dari bagian atas kolom dengan temperatur 34,2 °C dan tekanan 65 bar. Feed yang sudah bersih dari H₂O kemudian diproses lebih lanjut di unit fraksinasi.

Larutan *glycol* yang telah menyerap H₂O meninggalkan kolom dehidrasi dari bagian bawah kemudian dialirkan ke *Glycol Valve* (VLV-211) untuk menurunkan tekanan hingga 1,5 bar. Selanjutnya larutan *glycol* dialirkan ke *Glycol Flash Tank* (F-212) sehingga gas hidrokarbon yang terlarut pada *glycol* dapat diuapkan. Larutan *glycol* yang keluar dari bawah *Glycol Flash Tank* (F-212) dilewatkan ke *Glycol Heat Exchanger* (E-221) untuk menaikkan

temperatur sampai 105 °C dengan media pemanas larutan *glycol* yang telah dibersihkan dari H₂O pada *Glycol Regenerator Column* (D-220).

Larutan *glycol* yang banyak mengandung H₂O setelah keluar dari *Glycol Heat Exchanger* (E-221) dimasukkan ke dalam *Glycol Regenerator Column* (D-220) dan dipanaskan oleh *Glycol Regenerator Reboiler* (E-224). Uap air, sebagian kecil hidrokarbon dan *glycol* yang keluar melalui puncak regenerator dilewatkan pada *Glycol Regenerator Condenser* (E-222) dengan media air pendingin. Campuran gas dan liquid yang terbentuk ditampung dalam *H₂O Accumulator* (F-223) untuk dipompa oleh *Glycol Regenerator Reflux Pump* (L-225) sebagai *reflux* untuk *Glycol Regenerator Colum* (D-220). Larutan *glycol* yang bersih dari hidrokarbon keluar dari bagian bawah *Glycol Regenerator Colum* (D-220) lalu dialirkan ke *Glycol Heat Exchanger* (E-221) untuk didinginkan dengan media pendingin *rich glycol* yang akan masuk ke *glycol regeneration column*. Setelah mengalami pendinginan, aliran *glycol* dipompa oleh *Lean Glycol Pump* (L-213) melewati *Lean Glycol Cooler* (E-214) sampai temperatur 40 °C dan menjadi umpan pada kolom dehidrasi.

III.2.3 Pendinginan (300)

Unit ini berfungsi untuk menurunkan temperatur aliran gas dari H₂O *Absorber Column* (D-210) dengan temperatur 34,2 °C menjadi -38°C. Pendinginan ini bertujuan untuk mengubah fase gas alam menjadi *liquid*, sehingga gas metana dan etana dapat dipisahkan pada proses fraksinasi. Gas Alam dikontakkan dalam *Gas Cooler* (E-311), selanjutnya didinginkan kembali dengan *Cooler* (E-315), lalu sebelum masuk ke proses fraksinasi, gas alam yang telah didinginkan dilewatkan pada *Gas Valve* (VLV-316) untuk diturunkan tekanannya menjadi 35 bar dari 65 bar, hal ini bertujuan untuk mengurangi beban fraksinasi, karena pada saat tekanan diturunkan sebagian besar metana dan etana berubah menjadi gas, sehingga dapat dengan mudah dipisahkan menggunakan *Separator* (F-317). *Refrigerant* yang digunakan pada proses pendinginan ini adalah propana, yang memiliki titik didih -40°C. Setelah melewati *Gas Cooler* (E-311) temperatur propana akan naik hingga suhu -15°C dan berubah fase menjadi gas, selanjutnya propana yang telah digunakan akan di *recycle*. Pertama propana dinaikan tekanannya dari 1 bar menjadi 14 bar menggunakan *Propane Compressor* (G-312), hal ini mengakibatkan naiknya suhu propana menjadi 105°C, selanjutnya propana akan didinginkan hingga suhu 40°C dengan *Propane Cooler* (E-313), kemudian tekanan diturunkan kembali menjadi 1 bar menggunakan *Propane Valve* (VLV-314), pada proses ini suhu propana akan turun hingga menjadi -40 °C sehingga *refrigerant* dapat digunakan kembali.

III.2.4 Fraksinasi (400)

Gas yang berasal dari *Separator* (F-317) dengan temperatur -69°C dan tekanan 35 bar masuk *deethanizer column* (D-410) untuk memisahkan etana dari fraksi berat lainnya pada tekanan 30 bar. Etana dan metana akan menguap sehingga akan keluar sebagai *top product*. Aliran dari atas kolom ini kemudian didinginkan dalam *Deethanizer Condensor* (E-411) dengan media pendingin propana. Melalui pendinginan ini, sebagian akan terkondensasi. Bagian yang terkondensasi akan dipisahkan dalam *Lean Gas Accumulator* (F-412) dan dikembalikan sebagai *reflux*. Komponen yang lebih berat akan terakumulasi pada bagian bawah kolom dan menjadi *bottom product*. Produk bawah kolom *deethanizer column* akan keluar dari bagian bawah kolom dan dipanaskan pada *deethanizer reboiler* (E-413) dengan media pemanas steam. *Bottom product* yang menjadi uap dikembalikan kedalam kolom dan *bottom product* yang berfase liquid dialirkan menuju Kolom *Depropanizer Column* (D-420) melewati *Deethanizer Valve* (VLV-415) untuk menurunkan tekanannya sampai 22 bar.

Setelah melewati *Deethanizer Valve* (VLV-415), aliran campuran liquid dan gas masuk ke *Depropanizer Column* (D-420). Kolom ini merupakan kolom fraksinasi yang digunakan untuk memisahkan propana dari hidrokarbon berat lainnya. Gas propana yang keluar dari bagian atas *Depropanizer Column* (D-420) akan didinginkan dalam *Depropanizer Condensor* (E-421) menggunakan air pendingin sebagai media pendingin. Aliran sebagian dialirkan kembali ke kolom sebagai *reflux* setelah melalui *Propane Accumulator* (F-422). Hasil Produk atas *Depropanizer Column* (D-420) berupa propana cair dicampur dengan top product *Debutanizer Column* (D-430) untuk menjadi produk LPG Mix. Produk bawah *Depropanizer Column* (D-420) akan keluar dari bagian bawah kolom dan dipanaskan pada *Depropanizer Reboiler* (E-423) dengan media pemanas steam. *Bottom product* yang menjadi uap dikembalikan kedalam kolom dan *bottom product* yang berfase liquid dialirkan menuju *Debutanizer Column* (D-430).

Aliran campuran liquid dan gas masuk ke *Debutanizer Column* (D-430). Kolom ini merupakan kolom fraksinasi yang digunakan untuk memisahkan butana dari hidrokarbon berat lainnya. Gas butana yang keluar dari bagian atas *debutanizer column* akan didinginkan dalam *Debutanizer Condensor* (E-431) menggunakan air sebagai media pendingin. Aliran sebagian dialirkan kembali ke kolom sebagai *reflux* setelah melalui *LPG Accumulator* (F-432). Hasil produk atas *Debutanizer Column* (D-430) berupa butana cair yang akan dicampur dengan top product *depropanizer column* (D-320) untuk menjadi produk LPG Mix. Produk bawah *Debutanizer Column* (D-430) akan keluar dari bagian bawah kolom dan

dipanaskan pada *Debutanizer Reboiler* (E-434) dengan media pemanas steam. *Bottom product* yang menjadi uap dikembalikan kedalam kolom dan *bottom product* yang berfase liquid dialirkan menuju *Condensate Storage* (F-436).

III.3 Process Flow Diagram (PFD)

Process Flow Diagram (PFD) Pabrik LPG dari Gas Alam terlampir.

BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

Neraca massa dan energi Pabrik LPG (*Liquefied Petroleum Gas*) ini dihitung dengan data-data sebagai berikut:

- Kapasitas gas alam masuk = 200 MMSCFD
= 202.581 kg gas alam/ jam
- Basis = 1 jam operasi
- Dengan waktu operasi:
1 tahun = 330 hari
1 hari = 24 jam

Komposisi feed gas alam adalah sebagai berikut:

Tabel IV.1 Komposisi Feed Gas Alam

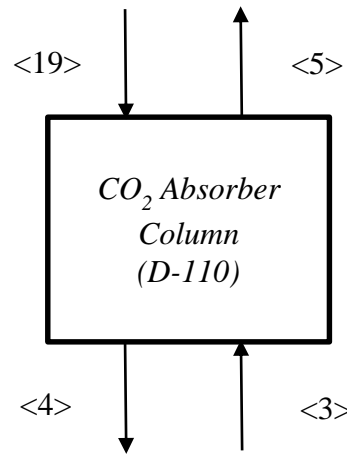
Komponen	BM	Komposisi Mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
CH ₄	16	0,8357	8324,799	133196,785
C ₂ H ₆	30	0,0540	537,919	16137,579
C ₃ H ₈	44	0,0288	286,890	12623,173
i-C ₄ H ₁₀	58	0,0055	54,788	3177,708
N-C ₄ H ₁₀	58	0,0062	61,761	3582,144
i-C ₅ H ₁₂	72	0,0021	20,919	1506,174
N-C ₅ H ₁₂	72	0,0014	13,946	1004,116
C ₆ H ₁₄	86	0,0027	26,896	2313,053
C ₇ H ₁₆	100	0,0015	14,942	1494,220
CO ₂	44	0,0613	610,635	26867,939
N ₂	28	0,0008	7,969	223,136
H ₂ S	34	0,0000	0,000	0,017
H ₂ O	18	0,0000	0,000	0,000
Total		1,000	9961,466	202126,044

(Sumber: Pupuk Kalimantan)

IV.1 Neraca Massa

Dari perhitungan pada Appendiks A, dapat dibuat tabel neraca massa pada masing-masing alat sebagai berikut:

1. *CO₂ Absorber Column (D-110)*



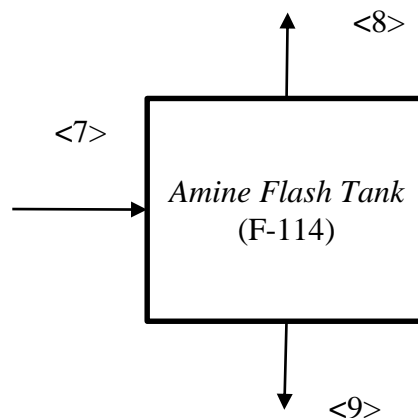
Gambar IV.1 Gambar *CO₂ Absorber Column (D-110)*

Tabel IV.2 Neraca Massa *CO₂ Absorber Column (D-110)*

Masuk			Keluar		
Aliran <3>			Aliran <5>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,6590	133196,79	CH ₄	0,7536	132952,22
C ₂ H ₆	0,0798	16137,58	C ₂ H ₆	0,0912	16093,28
C ₃ H ₈	0,0625	12623,17	C ₃ H ₈	0,0714	12594,54
i-C ₄ H ₁₀	0,0157	3177,71	i-C ₄ H ₁₀	0,0180	3173,03
N-C ₄ H ₁₀	0,0177	3582,14	N-C ₄ H ₁₀	0,0203	3574,35
i-C ₅ H ₁₂	0,0075	1506,17	i-C ₅ H ₁₂	0,0080	1419,33
N-C ₅ H ₁₂	0,0050	1004,12	N-C ₅ H ₁₂	0,0053	931,55
C ₆ H ₁₄	0,0114	2313,05	C ₆ H ₁₄	0,0112	1980,65
C ₇ H ₁₆	0,0074	1494,22	C ₇ H ₁₆	0,0053	934,52
CO ₂	0,1329	26867,94	CO ₂	0,0122	2144,06
N ₂	0,0011	223,14	N ₂	0,0013	222,98
H ₂ S	0,0000	0,02	H ₂ S	0,0000	0,00
H ₂ O	0,0000	0,00	H ₂ O	0,0022	396,20
			MDEA	0,0000	0,00
			PZ	0,0000	0,00
Total	1,000	202126,04	Total	1,0000	176416,72

Aliran <19>			Aliran <4>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
MDEA	0,4456	125268,46	CH ₄	0,0008	244,570
H ₂ O	0,5151	144830,80	C ₂ H ₆	0,0001	44,295
PZ	0,0297	8342,00	C ₃ H ₈	0,0001	28,635
HCO ₃ ⁻	0,0032	911,75	i-C ₄ H ₁₀	0,0000	4,681
MDEAH ⁺	0,0064	1793,61	N-C ₄ H ₁₀	0,0000	7,789
			i-C ₅ H ₁₂	0,0003	86,846
			N-C ₅ H ₁₂	0,0002	72,562
			C ₆ H ₁₄	0,0011	332,399
			C ₇ H ₁₆	0,0018	559,700
			CO ₂	0,0000	0,000
			N ₂	0,0000	0,160
			H ₂ S	0,0000	0,001
			H ₂ O	0,4377	134320,290
			MDEA	0,1903	58401,556
			PZ	0,0272	8342,000
			MDEAH ⁺	0,2256	69222,419
			HCO ₃ ⁻	0,1147	35188,035
			HS-	0,0000	0,015
Total	1,000	281146,62	Total	1,0000	306855,95
TOTAL		483272,67	TOTAL		483272,67

2. Amine Flash Tank (F-114)



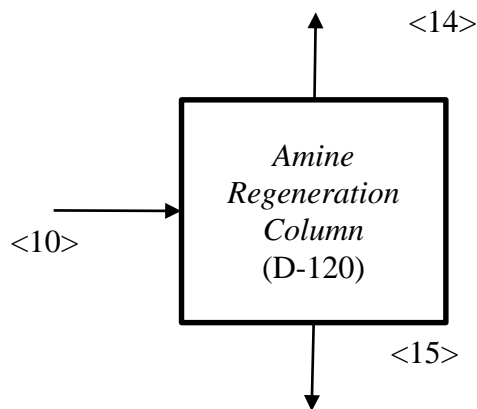
Gambar IV.2 Gambar Amine Flash Tank (F-114)

Tabel IV.3 Neraca Massa *Amine Flash Tank* (F-114)

Masuk			Keluar		
Aliran <7>			Aliran <8>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,0008	244,5696	CH ₄	0,6940	234,1064
C ₂ H ₆	0,0001	44,2950	C ₂ H ₆	0,1234	41,6242
C ₃ H ₈	0,0001	28,6352	C ₃ H ₈	0,0796	26,8377
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	4,6806	i-C ₄ H ₁₀	0,0134	4,5252
N-C ₄ H ₁₀	0,0000	7,7894	N-C ₄ H ₁₀	0,0218	7,3651
i-C ₅ H ₁₂	0,0003	86,8464	i-C ₅ H ₁₂	0,0052	1,7540
N-C ₅ H ₁₂	0,0002	72,5616	N-C ₅ H ₁₂	0,0035	1,1772
C ₆ H ₁₄	0,0011	332,3986	C ₆ H ₁₄	0,0065	2,1782
C ₇ H ₁₆	0,0018	559,7000	C ₇ H ₁₆	0,0030	1,0136
CO ₂	0,0000	0,0000	CO ₂	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,1596	N ₂	0,0004	0,1419
H ₂ S	0,0000	0,0014	H ₂ S	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,4377	134320,2900	H ₂ O	0,0492	16,5845
MDEA	0,1903	58401,5555	MDEA	0,0000	0,0046
PZ	0,0272	8342,0000	PZ	0,0000	0,0000
MDEAH ⁺	0,2256	69222,4190	MDEAH ⁺	0,0000	0,0000
HCO ₃ ⁻	0,1147	35188,0350	HCO ₃ ⁻	0,0000	0,0000
HS ⁻	0,0000	0,0151	HS ⁻	0,0000	0,0000
Total	1,0000	306855,95	Total	1,0000	337,31
			Aliran <9>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CH ₄	0,0000	10,4632
			C ₂ H ₆	0,0000	2,6708
			C ₃ H ₈	0,0000	1,7975
			i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,1554
			N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,4243
			i-C ₅ H ₁₂	0,0003	85,0924
			N-C ₅ H ₁₂	0,0002	71,3844
			C ₆ H ₁₄	0,0011	330,2204
			C ₇ H ₁₆	0,0018	558,6864
			CO ₂	0,0000	0,0000

		N ₂	0,0000	0,0177
		H ₂ S	0,0000	0,0013
		H ₂ O	0,4382	134303,7055
		MDEA	0,1905	58401,5509
		PZ	0,0272	8342,0000
		MDEAH ⁺	0,2258	69222,4190
		HCO ₃ ⁻	0,1148	35188,0350
		HS ⁻	0,0000	0,0151
		Total	1,0000	306518,64
TOTAL	306855,95	TOTAL		306855,95

3. Amine Regeneration Column (D-120)



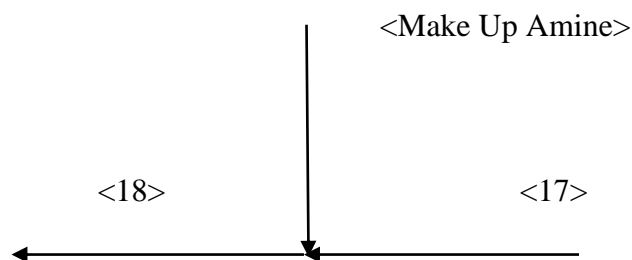
Gambar IV.3 Gambar Amine Regeneration Column (D-120)

Tabel IV.4 Neraca Massa Amine Regeneration Column (D-120)

Masuk			Keluar		
Aliran <10>			Arus <14>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,0000	10,463	CH ₄	0,0003	10,463
C ₂ H ₆	0,0000	2,671	C ₂ H ₆	0,0001	2,671
C ₃ H ₈	0,0000	1,798	C ₃ H ₈	0,0001	1,798
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,155	i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,155
N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,424	N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,424
i-C ₅ H ₁₂	0,0003	85,092	i-C ₅ H ₁₂	0,0028	85,092
N-C ₅ H ₁₂	0,0002	71,384	N-C ₅ H ₁₂	0,0024	71,384
C ₆ H ₁₄	0,0011	330,220	C ₆ H ₁₄	0,0109	330,220
C ₇ H ₁₆	0,0018	558,686	C ₇ H ₁₆	0,0185	558,686
CO ₂	0,0000	0,000	CO ₂	0,8190	24724,171
N ₂	0,0000	0,018	N ₂	0,0000	0,018

H ₂ S	0,0000	0,001	H ₂ S	0,0000	0,015
H ₂ O	0,4382	134303,706	H ₂ O	0,1459	4404,753
MDEA	0,1905	58401,551	MDEA	0,0000	0,000
PZ	0,0272	8342,000	PZ	0,0000	0,000
MDEAH ⁺	0,2258	69222,419	MDEAH ⁺	0,0000	0,000
HCO ₃ ⁻	0,1148	35188,035	HCO ₃ ⁻	0,0000	0,000
HS ⁻	0,0000	0,015	HS ⁻	0,0000	0,000
Total	1,0000	306518,64	Total	1,0000	30189,85
			Arus <15>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CH ₄	0,000	0,000
			C ₂ H ₆	0,000	0,000
			C ₃ H ₈	0,000	0,000
			i-C ₄ H ₁₀	0,000	0,000
			N-C ₄ H ₁₀	0,000	0,000
			i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000
			N-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000
			C ₆ H ₁₄	0,000	0,000
			C ₇ H ₁₆	0,000	0,000
			CO ₂	0,000	0,000
			N ₂	0,000	0,000
			H ₂ S	0,000	0,000
			H ₂ O	0,507	140013,386
			MDEA	0,453	125269,249
			PZ	0,030	8342,000
			MDEAH ⁺	0,006	1792,807
			HCO ₃ ⁻	0,003	911,343
			HS ⁻	0,000	0,000
			Total	1,000	276328,79
TOTAL	306518,64		TOTAL	306518,64	

4. Amine Mixing Point



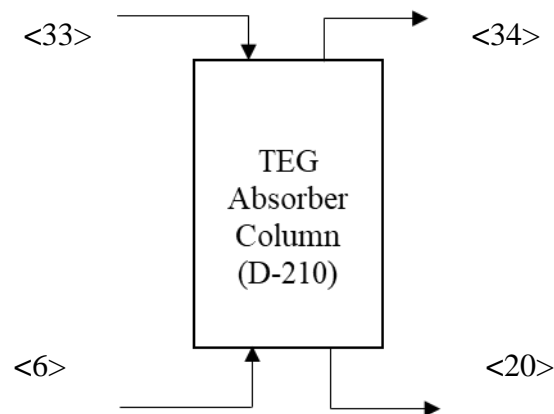
Gambar IV.4 Gambar Amine Mixing Point

Tabel IV.5 Neraca Massa Amine Mixing Point

Masuk			Keluar		
Aliran <17>			Arus <18>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,0000	0,000	CH ₄	0,0000	0,000
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	C ₂ H ₆	0,0000	0,000
C ₃ H ₈	0,0000	0,000	C ₃ H ₈	0,0000	0,000
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000
N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000
i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000
N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,000	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,000
C ₇ H ₁₆	0,0000	0,000	C ₇ H ₁₆	0,0000	0,000
CO ₂	0,0000	0,000	CO ₂	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	N ₂	0,0000	0,000
H ₂ S	0,0000	0,000	H ₂ S	0,0000	0,000
H ₂ O	0,5067	140013,386	H ₂ O	0,5151	144830,805
MDEA	0,4533	125269,249	MDEA	0,4456	125269,249
PZ	0,0302	8342,000	PZ	0,0297	8342,000
MDEAH ⁺	0,0065	1792,807	MDEAH ⁺	0,0064	1792,807
HCO ₃ ⁻	0,0033	911,343	HCO ₃ ⁻	0,0032	911,343
HS ⁻	0,0000	0,000	HS ⁻	0,0000	0,000
Total	1,0000	276328,79	Total	1,0000	281146,20
Arus <Make Up Amine>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
CH ₄	0,0000	0,000			
C ₂ H ₆	0,0000	0,000			

C ₃ H ₈	0,0000	0,000	
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	
N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	
i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	
N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,000	
C ₇ H ₁₆	0,0000	0,000	
CO ₂	0,0000	0,000	
N ₂	0,0000	0,000	
H ₂ S	0,0000	0,000	
H ₂ O	0,0174	4817,419	
MDEA	0,0000	0,000	
PZ	0,0000	0,000	
MDEAH ⁺	0,0000	0,000	
HCO ₃ ⁻	0,0000	0,000	
HS ⁻	0,0000	0,000	
Total	0,0174	4817,42	
TOTAL	281146,20	TOTAL	281146,20

5. Glycol Absorber Column (D-210)



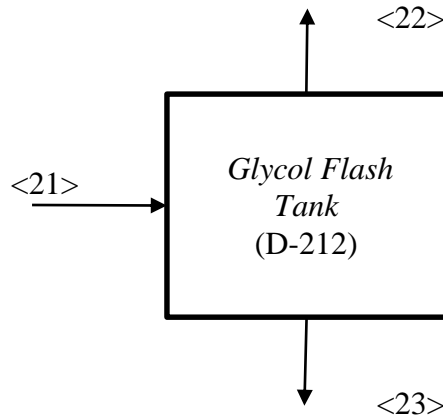
Gambar IV.5 Gambar Glycol Absorber Column (D-210)

Tabel IV.6 Neraca Massa Glycol Absorber Column (D-210)

Masuk			Keluar		
Aliran <6>			Aliran <34>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,7536	132952,216	CH ₄	0,7556	132940,700

C ₂ H ₆	0,0912	16093,284	C ₂ H ₆	0,0915	16090,812
C ₃ H ₈	0,0714	12594,537	C ₃ H ₈	0,0715	12587,471
i-C ₄ H ₁₀	0,0180	3173,028	i-C ₄ H ₁₀	0,0179	3155,547
N-C ₄ H ₁₀	0,0203	3574,355	N-C ₄ H ₁₀	0,0203	3571,710
i-C ₅ H ₁₂	0,0080	1419,328	i-C ₅ H ₁₂	0,0080	1406,375
N-C ₅ H ₁₂	0,0053	931,554	N-C ₅ H ₁₂	0,0053	929,970
C ₆ H ₁₄	0,0112	1980,654	C ₆ H ₁₄	0,0112	1973,749
C ₇ H ₁₆	0,0053	934,520	C ₇ H ₁₆	0,0053	926,360
CO ₂	0,0122	2144,062	CO ₂	0,0122	2140,018
N ₂	0,0013	222,976	N ₂	0,0013	222,965
H ₂ S	0,0000	0,001	H ₂ S	0,0000	0,001
H ₂ O	0,0022	396,201	H ₂ O	0,0000	4,535
PZ	0,0000	0,000	PZ	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	TEG	0,0000	0,195
			MDEA	0,0000	0,000
Total	1,0000	176416,72	Total	1,0000	175950,41
Aliran <33>			Aliran <20>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
TEG	0,9950	9633,421	CH ₄	0,0011	11,515
H ₂ O	0,0050	48,418	C ₂ H ₆	0,0002	2,472
			C ₃ H ₈	0,0007	7,066
			i-C ₄ H ₁₀	0,0017	17,481
			N-C ₄ H ₁₀	0,0003	2,645
			i-C ₅ H ₁₂	0,0013	12,953
			N-C ₅ H ₁₂	0,0002	1,584
			C ₆ H ₁₄	0,0007	6,906
			C ₇ H ₁₆	0,0008	8,160
			CO ₂	0,0004	4,044
			N ₂	0,0000	0,011
			H ₂ S	0,0000	0,000
			H ₂ O	0,0434	440,084
			PZ	0,0000	0,000
			TEG	0,9493	9633,226
			MDEA	0,0000	0,000
Total	1,000	9681,84	Total	1,0000	10148,15
TOTAL	186098,56		TOTAL	186098,56	

6. *Glycol Flash Tank (D-212)*



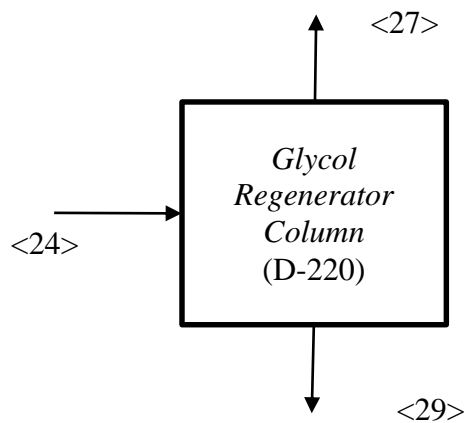
Gambar IV.6 Gambar *Glycol Flash Tank (D-212)*

Tabel IV.7 Neraca Massa *Glycol Flash Tank (D-212)*

Masuk			Keluar		
Aliran <21>			Aliran <22>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,0011	11,515	CH ₄	0,3270	11,313
C ₂ H ₆	0,0002	2,472	C ₂ H ₆	0,0685	2,368
C ₃ H ₈	0,0007	7,066	C ₃ H ₈	0,1690	5,848
i-C ₄ H ₁₀	0,0017	17,481	i-C ₄ H ₁₀	0,1416	4,898
N-C ₄ H ₁₀	0,0003	2,645	N-C ₄ H ₁₀	0,0562	1,946
i-C ₅ H ₁₂	0,0013	12,953	i-C ₅ H ₁₂	0,0570	1,972
N-C ₅ H ₁₂	0,0002	1,584	N-C ₅ H ₁₂	0,0219	0,759
C ₆ H ₁₄	0,0007	6,906	C ₆ H ₁₄	0,0503	1,740
C ₇ H ₁₆	0,0008	8,160	C ₇ H ₁₆	0,0221	0,763
CO ₂	0,0004	4,044	CO ₂	0,0813	2,813
N ₂	0,0000	0,011	N ₂	0,0003	0,011
H ₂ S	0,0000	0,000	H ₂ S	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0434	440,084	H ₂ O	0,0048	0,166
PZ	0,0000	0,000	PZ	0,0000	0,000
TEG	0,9493	9633,226	TEG	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	MDEA	0,0000	0,000
Total	1,0000	10148,15	Total	1,0000	34,60
			Aliran <23>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CH ₄	0,0000	0,202

		C ₂ H ₆	0,0000	0,104
		C ₃ H ₈	0,0001	1,219
		i-C ₄ H ₁₀	0,0012	12,583
		N-C ₄ H ₁₀	0,0001	0,699
		i-C ₅ H ₁₂	0,0011	10,981
		N-C ₅ H ₁₂	0,0001	0,825
		C ₆ H ₁₄	0,0005	5,165
		C ₇ H ₁₆	0,0007	7,397
		CO ₂	0,0001	1,230
		N ₂	0,0000	0,000
		H ₂ S	0,0000	0,000
		H ₂ O	0,0435	439,918
		PZ	0,0000	0,000
		TEG	0,9525	9633,226
		MDEA	0,0000	0,000
		Total	1,0000	10113,55
TOTAL	10148,15	TOTAL	10148,15	

7. Glycol Regenerator Column (D-220)



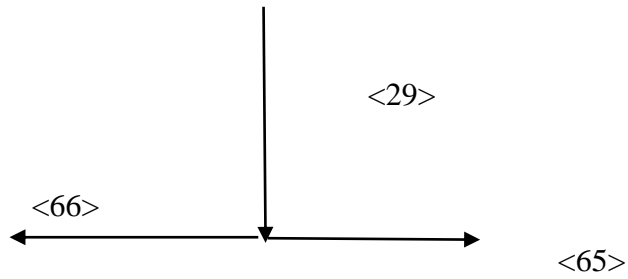
Gambar IV.7 Gambar *Glycol Regenerator Column (D-220)*

Tabel IV.8 Neraca Massa *Glycol Regenerator Column (D-220)*

Masuk			Keluar		
Aliran <24>			Aliran <27>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,0000	0,202	CH ₄	0,0005	0,202
C ₂ H ₆	0,0000	0,104	C ₂ H ₆	0,0003	0,104
C ₃ H ₈	0,0001	1,219	C ₃ H ₈	0,0031	1,219

i-C ₄ H ₁₀	0,0012	12,583	i-C ₄ H ₁₀	0,0323	12,582
N-C ₄ H ₁₀	0,0001	0,699	N-C ₄ H ₁₀	0,0018	0,699
i-C ₅ H ₁₂	0,0011	10,981	i-C ₅ H ₁₂	0,0282	10,979
N-C ₅ H ₁₂	0,0001	0,825	N-C ₅ H ₁₂	0,0021	0,825
C ₆ H ₁₄	0,0005	5,165	C ₆ H ₁₄	0,0133	5,164
C ₇ H ₁₆	0,0007	7,397	C ₇ H ₁₆	0,0190	7,392
CO ₂	0,0001	1,230	CO ₂	0,0032	1,230
N ₂	0,0000	0,000	N ₂	0,0000	0,000
H ₂ S	0,0000	0,000	H ₂ S	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0435	439,918	H ₂ O	0,8938	347,969
PZ	0,0000	0,000	PZ	0,0000	0,000
TEG	0,9525	9633,224	TEG	0,0025	0,963
Total	1,0000	10113,55	Total	1,0000	389,33
			Aliran <29>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CH ₄	0,0000	0,0000
			C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
			C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
			i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0006
			N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
			i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0013
			N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
			C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0013
			C ₇ H ₁₆	0,0000	0,0046
			CO ₂	0,0000	0,0000
			N ₂	0,0000	0,0000
			H ₂ S	0,0000	0,0000
			H ₂ O	0,0095	91,9487
			PZ	0,0000	0,0000
			TEG	0,9905	9632,2603
			Total	1,0000	9724,22
TOTAL		10113,55	TOTAL		10113,55

8. Glycol Purging



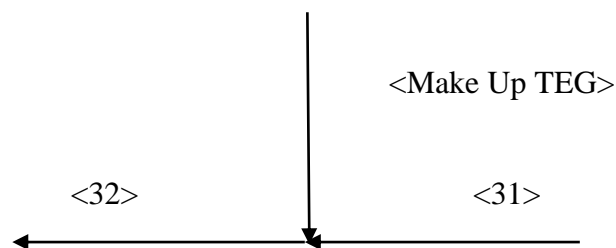
Gambar IV.8 Gambar Glycol Purging

Tabel IV.9 Neraca Massa Glycol Purging

Masuk			Keluar		
Aliran <29>			Aliran <65>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,0000	0,000	CH ₄	0,0000	0,000
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	C ₂ H ₆	0,0000	0,000
C ₃ H ₈	0,0000	0,000	C ₃ H ₈	0,0000	0,000
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,001	i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000
N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000
i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,001	i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,001
N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,001	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,001
C ₇ H ₁₆	0,0000	0,005	C ₇ H ₁₆	0,0000	0,002
CO ₂	0,0000	0,000	CO ₂	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	N ₂	0,0000	0,000
H ₂ S	0,0000	0,000	H ₂ S	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0095	91,949	H ₂ O	0,0095	48,418
PZ	0,0000	0,000	PZ	0,0000	0,000
TEG	0,9905	9632,260	TEG	0,9905	5072,121
Total	1,0000	9724,22	Total	1,0000	5120,54
			Aliran <66>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CH ₄	0,0000	0,0000
			C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
			C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
			i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0003
			N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000

		i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0006
		N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
		C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0006
		C ₇ H ₁₆	0,0000	0,0022
		CO ₂	0,0000	0,0000
		N ₂	0,0000	0,0000
		H ₂ S	0,0000	0,0000
		H ₂ O	0,0095	43,5307
		PZ	0,0000	0,0000
		TEG	0,9905	4560,1390
		Total	1,0000	4603,67
TOTAL	9724,22	TOTAL	9724,22	

9. Glycol Mixing Point



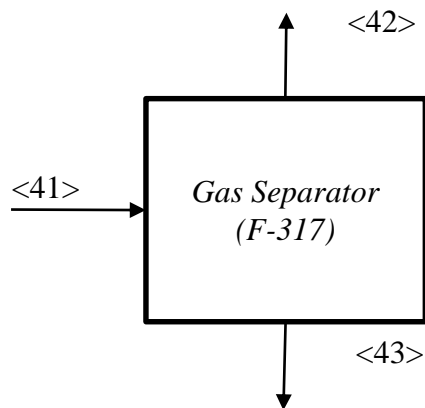
Gambar IV.9 Gambar Glycol Mixing Point

Tabel IV.10 Neraca Massa Glycol Mixing Point

Masuk			Keluar		
Aliran <31>			Aliran <32>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,0000	0,000	CH ₄	0,0000	0,000
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	C ₂ H ₆	0,0000	0,000
C ₃ H ₈	0,0000	0,000	C ₃ H ₈	0,0000	0,000
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000
N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000	N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,000
i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,001	i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,001
N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000	N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,001	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,001
C ₇ H ₁₆	0,0000	0,002	C ₇ H ₁₆	0,0000	0,002
CO ₂	0,0000	0,000	CO ₂	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	N ₂	0,0000	0,000

H ₂ S	0,0000	0,000	H ₂ S	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0095	48,418	H ₂ O	0,0050	48,418
PZ	0,0000	0,000	PZ	0,0000	0,000
TEG	0,9905	5072,121	TEG	0,9950	9633,421
Total	1,000	5120,54	Total	1,0000	9681,84
Aliran <Make Up TEG>					
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)			
CH ₄	0,0000	0,0000			
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000			
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000			
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000			
N-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000			
i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000			
N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000			
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000			
C ₇ H ₁₆	0,0000	0,0000			
CO ₂	0,0000	0,0000			
N ₂	0,0000	0,0000			
H ₂ S	0,0000	0,0000			
H ₂ O	0,0000	0,0000			
PZ	0,0000	0,0000			
TEG	1,0000	4561,3001			
Total	1,0000	4561,30			
TOTAL	9681,84		TOTAL	9681,84	

10. Gas Separator (F-317)



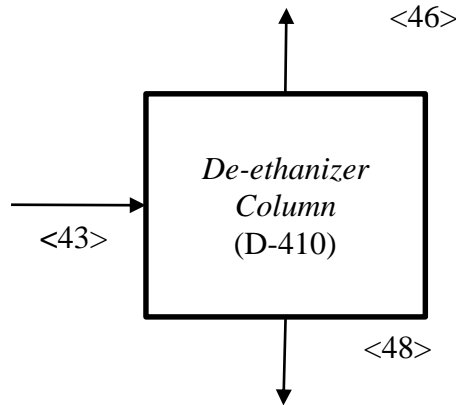
Gambar IV.10 Gambar Gas Separator (F-317)

Tabel IV.11 Neraca Massa Gas Separator (F-317)

Masuk			Keluar		
Aliran <41>			Aliran <42>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,7556	132940,700	CH ₄	0,9156	118240,673
C ₂ H ₆	0,0915	16090,812	C ₂ H ₆	0,0561	7243,972
C ₃ H ₈	0,0715	12587,471	C ₃ H ₈	0,0131	1692,239
i-C ₄ H ₁₀	0,0179	3155,547	i-C ₄ H ₁₀	0,0011	147,636
N-C ₄ H ₁₀	0,0203	3571,710	N-C ₄ H ₁₀	0,0008	105,491
i-C ₅ H ₁₂	0,0080	1406,375	i-C ₅ H ₁₂	0,0001	13,839
N-C ₅ H ₁₂	0,0053	929,970	N-C ₅ H ₁₂	0,0000	5,919
C ₆ H ₁₄	0,0112	1973,749	C ₆ H ₁₄	0,0000	2,865
C ₇ H ₁₆	0,0053	926,360	C ₇ H ₁₆	0,0000	0,321
CO ₂	0,0122	2140,018	CO ₂	0,0113	1464,434
N ₂	0,0013	222,965	N ₂	0,0017	216,454
H ₂ S	0,0000	0,001	H ₂ S	0,0000	0,001
H ₂ O	0,0000	4,535	H ₂ O	0,0000	0,026
PZ	0,0000	0,000	PZ	0,0000	0,000
TEG	0,0000	0,195	TEG	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	MDEA	0,0000	0,000
Total	1,0000	175950,41	Total	1,0000	129133,87
			Aliran <43>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CH ₄	0,3140	14700,027
			C ₂ H ₆	0,1890	8846,840
			C ₃ H ₈	0,2327	10895,232
			i-C ₄ H ₁₀	0,0642	3007,911
			N-C ₄ H ₁₀	0,0740	3466,219
			i-C ₅ H ₁₂	0,0297	1392,536
			N-C ₅ H ₁₂	0,0197	924,051
			C ₆ H ₁₄	0,0421	1970,883
			C ₇ H ₁₆	0,0198	926,039
			CO ₂	0,0144	675,584
			N ₂	0,0001	6,511
			H ₂ S	0,0000	0,001
			H ₂ O	0,0001	4,509

		PZ	0,0000	0,000
		TEG	0,0000	0,195
		MDEA	0,0000	0,000
		Total	1,0000	46816,54
TOTAL	175950,41	TOTAL	175950,41	

11. De-ethanizer Column (D-410)



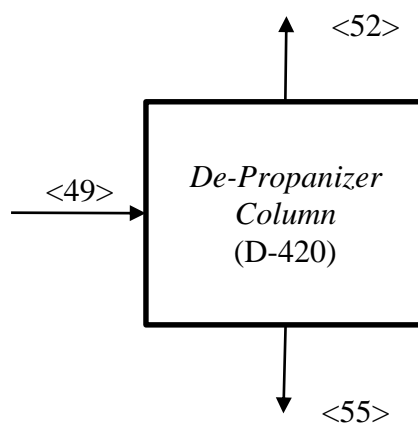
Gambar IV.11 Gambar De-ethanizer Column (D-410)

Tabel IV.12 Neraca Massa De-ethanizer Column (D-410)

Masuk			Keluar		
Aliran <43>			Aliran <46>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,3140	14695,35	CH ₄	0,5180	14695,35
C ₂ H ₆	0,1890	8844,03	C ₂ H ₆	0,3117	8842,41
C ₃ H ₈	0,2327	10891,77	C ₃ H ₈	0,1458	4137,78
i-C ₄ H ₁₀	0,0642	3006,95	i-C ₄ H ₁₀	0,0003	7,15
N-C ₄ H ₁₀	0,0740	3465,12	N-C ₄ H ₁₀	0,0000	1,26
i-C ₅ H ₁₂	0,0297	1392,09	i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,01
N-C ₅ H ₁₂	0,0197	923,76	N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,00
C ₆ H ₁₄	0,0421	1970,26	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,00
C ₇ H ₁₆	0,0198	925,74	C ₇ H ₁₆	0,0000	0,00
CO ₂	0,0144	675,37	CO ₂	0,0238	675,37
N ₂	0,0001	6,51	N ₂	0,0002	6,51
H ₂ S	0,0000	0,00	H ₂ S	0,0000	0,00
H ₂ O	0,0001	4,51	H ₂ O	0,0002	4,51
PZ	0,0000	0,00	PZ	0,0000	0,00
TEG	0,0000	0,20	TEG	0,0000	0,20
MDEA	0,0000	0,00	MDEA	0,0000	0,00

Total	1,0000	46801,64	Total	1,0000	28370,54
			Aliran <48>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CH ₄	0,0000	0,00
			C ₂ H ₆	0,0001	1,61
			C ₃ H ₈	0,3664	6753,98
			i-C ₄ H ₁₀	0,1628	2999,80
			N-C ₄ H ₁₀	0,1879	3463,85
			i-C ₅ H ₁₂	0,0755	1392,09
			N-C ₅ H ₁₂	0,0501	923,76
			C ₆ H ₁₄	0,1069	1970,26
			C ₇ H ₁₆	0,0502	925,74
			CO ₂	0,0000	0,00
			N ₂	0,0000	0,00
			H ₂ S	0,0000	0,00
			H ₂ O	0,0000	0,00
			PZ	0,0000	0,00
			TEG	0,0000	0,00
			MDEA	0,0000	0,00
			Total	1,0000	18431,10
TOTAL		46801,64	TOTAL		46801,64

12. *De-propanizer Column (D-420)*



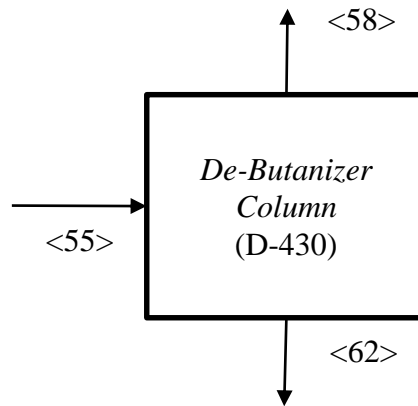
Gambar IV.12 Gambar *De-propanizer Column (D-420)*

Tabel IV.13 Neraca Massa *De-propanizer Column* (D-420)

Masuk			Keluar		
Aliran <49>			Aliran <52>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,0000	0,000	CH ₄	0,0000	0,000
C ₂ H ₆	0,0001	1,613	C ₂ H ₆	0,0003	1,613
C ₃ H ₈	0,3664	6753,984	C ₃ H ₈	0,9940	6150,084
i-C ₄ H ₁₀	0,1628	2999,804	i-C ₄ H ₁₀	0,0051	31,798
N-C ₄ H ₁₀	0,1879	3463,853	N-C ₄ H ₁₀	0,0006	3,469
i-C ₅ H ₁₂	0,0755	1392,088	i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,002
N-C ₅ H ₁₂	0,0501	923,756	N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,000
C ₆ H ₁₄	0,1069	1970,256	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,000
C ₇ H ₁₆	0,0502	925,744	C ₇ H ₁₆	0,0000	0,000
CO ₂	0,0000	0,000	CO ₂	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	N ₂	0,0000	0,000
H ₂ S	0,0000	0,000	H ₂ S	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0000	0,000	H ₂ O	0,0000	0,000
PZ	0,0000	0,000	PZ	0,0000	0,000
TEG	0,0000	0,000	TEG	0,0000	0,000
MDEA	0,0000	0,000	MDEA	0,0000	0,000
Total	1,0000	18431,099	Total	1,0000	6186,966
			Aliran <55>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CH ₄	0,0000	0,000
			C ₂ H ₆	0,0000	0,000
			C ₃ H ₈	0,0493	603,900
			i-C ₄ H ₁₀	0,2424	2968,006
			N-C ₄ H ₁₀	0,2826	3460,384
			i-C ₅ H ₁₂	0,1137	1392,086
			N-C ₅ H ₁₂	0,0754	923,756
			C ₆ H ₁₄	0,1609	1970,256
			C ₇ H ₁₆	0,0756	925,744
			CO ₂	0,0000	0,000
			N ₂	0,0000	0,000
			H ₂ S	0,0000	0,000

		H ₂ O	0,0000	0,000
		PZ	0,0000	0,000
		TEG	0,0000	0,000
		MDEA	0,0000	0,000
		Total	1,0000	12244,133
TOTAL	18431,099	TOTAL	18431,099	

13. De-butanizer Column (D-430)



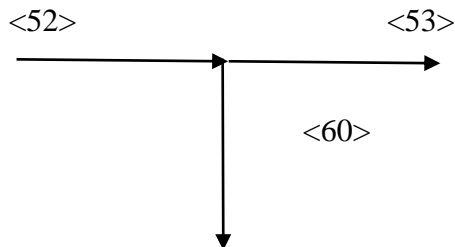
Gambar IV.13 Gambar *De-butanizer Column (D-430)*

Tabel IV.14 Neraca Massa *De-butanizer Column (D-430)*

Masuk			Keluar		
Aliran <55>			Aliran <58>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,0000	0,000	CH ₄	0,0000	0,000
C ₂ H ₆	0,0000	0,000	C ₂ H ₆	0,0000	0,000
C ₃ H ₈	0,0493	603,900	C ₃ H ₈	0,0860	603,900
i-C ₄ H ₁₀	0,2424	2968,006	i-C ₄ H ₁₀	0,4224	2967,784
N-C ₄ H ₁₀	0,2826	3460,384	N-C ₄ H ₁₀	0,4907	3447,581
i-C ₅ H ₁₂	0,1137	1392,086	i-C ₅ H ₁₂	0,0009	5,986
N-C ₅ H ₁₂	0,0754	923,756	N-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,207
C ₆ H ₁₄	0,1609	1970,256	C ₆ H ₁₄	0,0000	0,000
C ₇ H ₁₆	0,0756	925,744	C ₇ H ₁₆	0,0000	0,000
CO ₂	0,0000	0,000	CO ₂	0,0000	0,000
N ₂	0,0000	0,000	N ₂	0,0000	0,000
H ₂ S	0,0000	0,000	H ₂ S	0,0000	0,000
H ₂ O	0,0000	0,000	H ₂ O	0,0000	0,000
PZ	0,0000	0,000	PZ	0,0000	0,000
TEG	0,0000	0,000	TEG	0,0000	0,000

MDEA	0,0000	0,000	MDEA	0,0000	0,000
Total	1,0000	12244,133	Total	1,0000	7025,458
			Aliran <62>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CH ₄	0,0000	0,000
			C ₂ H ₆	0,0000	0,000
			C ₃ H ₈	0,0000	0,000
			i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,222
			N-C ₄ H ₁₀	0,0025	12,803
			i-C ₅ H ₁₂	0,2656	1386,100
			N-C ₅ H ₁₂	0,1770	923,549
			C ₆ H ₁₄	0,3775	1970,256
			C ₇ H ₁₆	0,1774	925,744
			CO ₂	0,0000	0,000
			N ₂	0,0000	0,000
			H ₂ S	0,0000	0,000
			H ₂ O	0,0000	0,000
			PZ	0,0000	0,000
			TEG	0,0000	0,000
			MDEA	0,0000	0,000
			Total	1,0000	5218,676
TOTAL	12244,133		TOTAL	12244,133	

14. Propane Splitter



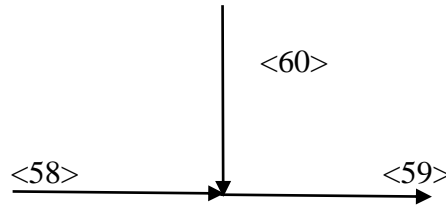
Gambar IV.14 Gambar Propane Splitter

Tabel IV.15 Neraca Massa Propane Splitter

Masuk			Keluar		
Aliran <52>			Arus <53>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,000	0,000	CH ₄	0,000	0,000
C ₂ H ₆	0,000	1,613	C ₂ H ₆	0,000	0,613
C ₃ H ₈	0,994	6150,084	C ₃ H ₈	0,993	1981,545
i-C ₄ H ₁₀	0,005	31,798	i-C ₄ H ₁₀	0,005	10,167
N-C ₄ H ₁₀	0,001	3,469	N-C ₄ H ₁₀	0,001	2,239
i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,002	i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,002
N-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000	N-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000
C ₆ H ₁₄	0,000	0,000	C ₆ H ₁₄	0,000	0,000
C ₇ H ₁₆	0,000	0,000	C ₇ H ₁₆	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	CO ₂	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,000	N ₂	0,000	0,000
H ₂ S	0,000	0,000	H ₂ S	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	H ₂ O	0,000	0,000
PZ	0,000	0,000	PZ	0,000	0,000
TEG	0,000	0,000	TEG	0,000	0,000
MDEA	0,000	0,000	MDEA	0,000	0,000
Total	1,000	6186,966	Total	1,000	1994,566
			Arus <60>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
			CH ₄	0,000	0,000
			C ₂ H ₆	0,000	1,000
			C ₃ H ₈	0,994	4168,539
			i-C ₄ H ₁₀	0,005	21,631
			N-C ₄ H ₁₀	0,000	1,230
			i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000
			N-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000
			C ₆ H ₁₄	0,000	0,000
			C ₇ H ₁₆	0,000	0,000
			CO ₂	0,000	0,000
			N ₂	0,000	0,000
			H ₂ S	0,000	0,000
			H ₂ O	0,000	0,000

			PZ	0,000	0,000
			TEG	0,000	0,000
			MDEA	0,000	0,000
			Total	1,000	4192,400
TOTAL		6186,966	TOTAL	6186,966	

15. Propane-Butane Mixing Point



Gambar IV.15 Gambar Propane-Butane Mixing Point

Tabel IV.16 Neraca Massa Propane Butane Mixing Point

Masuk			Keluar		
Arus <58>			Arus <59>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH ₄	0,000	0,000	CH ₄	0,000	0,000
C ₂ H ₆	0,000	0,000	C ₂ H ₆	0,000	1,000
C ₃ H ₈	0,086	603,900	C ₃ H ₈	0,425	4772,439
i-C ₄ H ₁₀	0,422	2967,784	i-C ₄ H ₁₀	0,266	2989,415
N-C ₄ H ₁₀	0,491	3447,581	N-C ₄ H ₁₀	0,307	3448,811
i-C ₅ H ₁₂	0,001	5,986	i-C ₅ H ₁₂	0,001	5,986
N-C ₅ H ₁₂	0,000	0,207	N-C ₅ H ₁₂	0,000	0,207
C ₆ H ₁₄	0,000	0,000	C ₆ H ₁₄	0,000	0,000
C ₇ H ₁₆	0,000	0,000	C ₇ H ₁₆	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	CO ₂	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,000	N ₂	0,000	0,000
H ₂ S	0,000	0,000	H ₂ S	0,000	0,000
H ₂ O	0,000	0,000	H ₂ O	0,000	0,000
PZ	0,000	0,000	PZ	0,000	0,000
TEG	0,000	0,000	TEG	0,000	0,000
MDEA	0,000	0,000	MDEA	0,000	0,000
Total	1,000	7025,458	Total	1,000	11217,858

Arus <60>				
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)		
CH ₄	0,000	0,000		
C ₂ H ₆	0,000	1,000		
C ₃ H ₈	0,994	4168,539		
i-C ₄ H ₁₀	0,005	21,631		
N-C ₄ H ₁₀	0,000	1,230		
i-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000		
N-C ₅ H ₁₂	0,000	0,000		
C ₆ H ₁₄	0,000	0,000		
C ₇ H ₁₆	0,000	0,000		
CO ₂	0,000	0,000		
N ₂	0,000	0,000		
H ₂ S	0,000	0,000		
H ₂ O	0,000	0,000		
PZ	0,000	0,000		
TEG	0,000	0,000		
MDEA	0,000	0,000		
Total	1,000	4192,400		
TOTAL	11217,858	TOTAL	11217,858	

IV.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi dalam desain pabrik LPG (*Liquefied Petroleum Gas*) dari gas alam terdapat pada Appendiks B. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran bersifat *steady state* dengan persamaan sebagai berikut.

Dasar perhitungan neraca energi yang digunakan adalah persamaan

➤ *Overall Energy Balance* :

$$Accumulation = Input - Output + Generation - Consumption$$

$$\Delta H_{in} + \frac{1}{2} v_{in}^2 + g \cdot z_{in} + Q = \Delta H_{out} + \frac{1}{2} v_{out}^2 + g \cdot z_{out} + W_s$$

➤ *Overall Mechanical Energy Balance* :

$$\frac{1}{2} (v_{out}^2 - v_{in}^2) + g(z_{out} - z_{in}) + \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Dengan asumsi dasar yang digunakan adalah

- Proses dalam keadaan *steady-state*, sehingga *Accumulation* = 0
- Gas dianggap ideal
- Perubahan energi kinetik dan energi potensial diabaikan

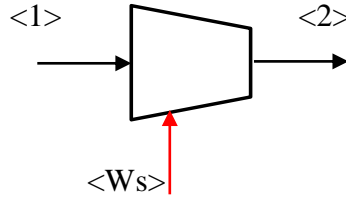
1. Natural Gas Compressor (G-111)

$T_1 = 298,15 \text{ K}$

$T_2 = 383,48 \text{ K}$

$P_1 = 28,47 \text{ bar}$

$P_2 = 73 \text{ bar}$



Gambar IV.16 Natural Gas Compressor (G-111)

Tabel IV.17 Neraca Energi Natural Gas Compressor (G-111)

Neraca Energi Natural Gas Compressor (G-111)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₁	-970770307,5	H ₂	-937957499,6
W _s	32812807,98		
Total	-937957499,6	Total	-937957499,6

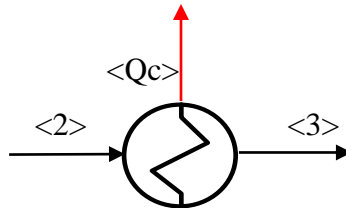
2. Natural Gas Cooler (E-112)

$T_2 = 383,48 \text{ K}$

$T_3 = 303,15 \text{ K}$

$P_2 = 73 \text{ bar}$

$P_3 = 72 \text{ bar}$



Gambar IV.17 Natural Gas Cooler (E-112)

Tabel IV.18 Neraca Energi Natural Gas Cooler (E-112)

Neraca Energi Cooler (E-112)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂	-937957499,6	H ₃	-978370752,2
		Q _c	40413252,61
Total	-937957499,6	Total	-937957499,6

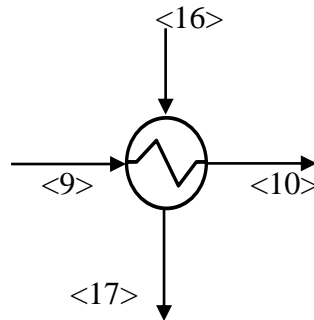
3. Amine Heat Exchanger (E-121)

$T_9 = 334,92 \text{ K}$

$T_{10} = 353,15 \text{ K}$

$T_{17} = 396,45 \text{ K}$

- $T_{16} = 378,2 \text{ K}$
- $P_9 = 3,5 \text{ bar}$
- $P_{10} = 3 \text{ bar}$
- $P_{17} = 75 \text{ bar}$
- $P_{16} = 74,31 \text{ bar}$



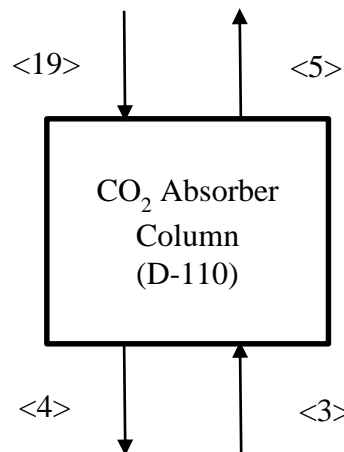
Gambar IV.18. Amine Heat Exchanger

Tabel IV.19 Neraca Energi Heat Exchanger

Neraca Energi Amine Heat Exchanger (E-121)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H_9	-2361616789	H_{10}	-2209000185
H_{16}	-1585234062	H_{17}	-1737850666
Total	-3946850851	Total	-3946850851

4. Absorber CO_2 (D-110)

- $T_{19} = 308,1 \text{ K}$
- $T_3 = 303,15 \text{ K}$
- $T_5 = 318,8 \text{ K}$
- $T_4 = 334,4 \text{ K}$
- $P_{19} = 74 \text{ bar}$
- $P_3 = 72 \text{ bar}$
- $P_5 = 69 \text{ bar}$
- $P_4 = 70 \text{ bar}$



Gambar IV.19 Absorber CO_2

Tabel IV.20 Neraca Energi Absorber CO_2

Neraca Energi Cooler (D-110)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H_{19}	-979333454,431	H_5	-751345511,810
H_3	-2918762684	H_4	-3146758815,714
Total	-3898096138,846	Total	-3898096138,846

5. Amine Regenerator (D-120)

$T_{10} = 353,15 \text{ K}$

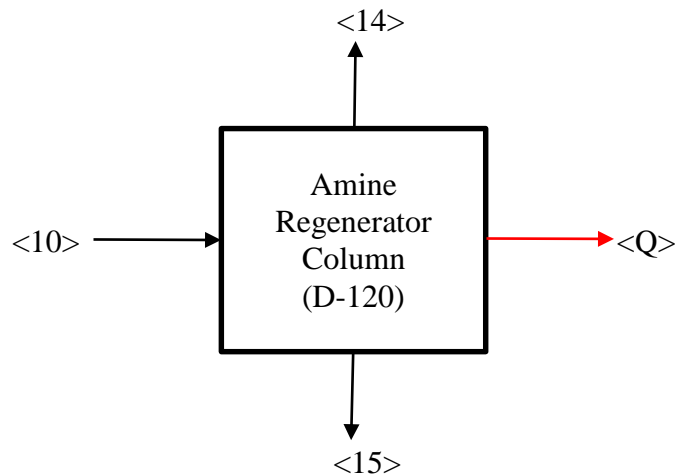
$T_{14} = 353,15 \text{ K}$

$T_{15} = 395,14 \text{ K}$

$P_{10} = 3 \text{ bar}$

$P_{14} = 1,5 \text{ bar}$

$P_{15} = 2 \text{ bar}$



Gambar IV.20 Amine Regenerator (D-120)

Tabel IV.21 Neraca Energi Amine Regenerator (D-120)

Neraca Energi Amine Regenerator (D-120)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₁₀	-3118022216,694	H ₁₄	-273502156,545
		H ₁₅	-2759808487,282
		Q loss	-84711572,867
Total	-3118022216,694	Total	-3118022216,694

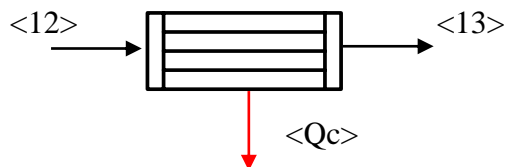
6. Amine Regenerator Partial Condenser (E-122)

$T_{12} = 373,66 \text{ K}$

$T_{13} = 353,15 \text{ K}$

$P_{12} = 1,5 \text{ bar}$

$P_{13} = 1,5 \text{ bar}$



Gambar IV.21 Amine Regenerator Partial Condenser (E-122)

Tabel IV.22 Neraca Energi Amine Regenerator Partial Condenser (E-122)

Neraca Energi Amine Regenerator Partial Condenser (E-122)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₁₂	-504088308,979	H ₁₃	-545651205,284
		Qc	41562896,305
Total	-504088308,979	Total	-504088308,979

7. Amine Regenerator Total Reboiler (E-124)

$T_{11} = 121,14 \text{ K}$

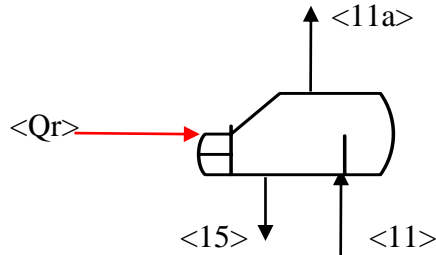
$T_{15} = 122 \text{ K}$

$T_{11b} = 121,9 \text{ K}$

$P_{11} = 2 \text{ bar}$

$P_{15} = 2 \text{ bar}$

$P_{11b} = 2 \text{ bar}$



Gambar IV.22 Amine Regenerator Total Reboiler (E-124)

Tabel IV.23 Neraca Energi Amine Regenerator Total Reboiler (E-124)

Neraca Energi Amine Regenerator Total Reboiler (E-124)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H_{11}	-3623286211,405	H_{11a}	-737228789,785
Q_r	126248933,591	H_{15}	-2759808488,029
Total	-3497037277,814	Total	-3497037277,814

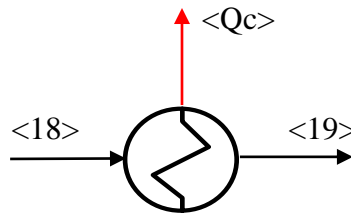
8. Lean Amine Cooler (E-115)

$T_{18} = 375,07 \text{ K}$

$T_{19} = 308,15 \text{ K}$

$P_{18} = 1 \text{ bar}$

$P_{19} = 0,8 \text{ bar}$



Gambar IV.23 Lean Amine Cooler (E-115)

Tabel IV.24 Neraca Energi Lean Amine Cooler (E-115)

Neraca Energi Lean Amine Cooler (E-115)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H_{18}	-2779705580,161	H_{19}	-2846792176,654
		Q_c	67086596,493
Total	-2779705580,161	Total	-2779705580,161

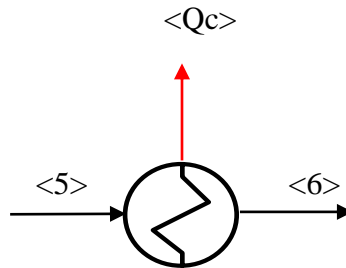
9. Lean Gas Cooler (E-113)

$T_5 = 318,76 \text{ K}$

$T_6 = 308,15 \text{ K}$

$P_5 = 69 \text{ bar}$

$P_6 = 68 \text{ bar}$



Gambar IV.24 Lean Gas Cooler (E-113)

Tabel IV.25 Neraca Energi Lean Gas Cooler (E-113)

Neraca Energi Lean Gas Cooler (E-113)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₅	-751511668,945	H ₆	-756589046,443
		Q _c	5077377,499
Total	-751511668,945	Total	-751511668,945

10. H₂O Absorber Column (D-210)

$T_{33} = 313,1 \text{ K}$

$T_6 = 308,1 \text{ K}$

$T_{34} = 307,3 \text{ K}$

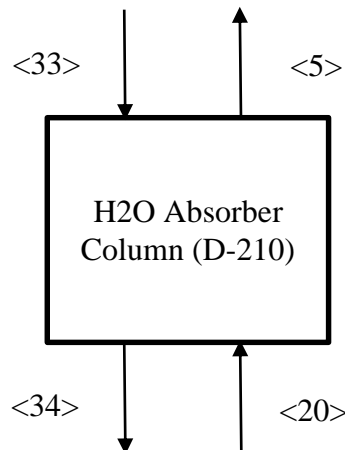
$T_{20} = 308 \text{ K}$

$P_{33} = 70 \text{ bar}$

$P_6 = 68 \text{ bar}$

$P_{34} = 65 \text{ bar}$

$P_{20} = 66 \text{ bar}$



Gambar IV.25 H₂O Absorber Column (D-210)

Tabel IV.26 Neraca Energi H₂O Absorber Column (D-210)

Neraca Energi H ₂ O Absorber Column (D-210)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₃	-756589046,443	H ₃₄	-753145371,162
H ₆	-52945522,68	H ₂₀	-60371264,372
		Q loss	3982066,407
Total	-809534569,1	Total	-809534569,1

11. Glycol Heat Exchanger (E-221)

$T_9 = 309,57 \text{ K}$

$T_{10} = 473,15 \text{ K}$

$T_{18} = 378,15 \text{ K}$

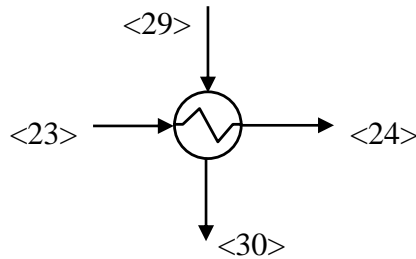
$T_{16} = 402,46 \text{ K}$

$P_9 = 1,2 \text{ bar}$

$P_{10} = 1,01 \text{ bar}$

$P_{18} = 1,19 \text{ bar}$

$P_{16} = 1 \text{ bar}$



Gambar IV.26 Glycol Heat Exchanger (E-221)

Tabel IV.27 Neraca Energi Glycol Heat Exchanger (E-221)

Neraca Energi Glycol Heat Exchanger (E-221)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂₃	-60237438,804	H ₂₄	-58114441,261
H ₂₉	-49142474,77	H ₃₀	-51265472,316
Total	-109379913,577	Total	-109379913,577

12. Glycol Regenerator Column (D-220)

$T_{24} = 378,15 \text{ K}$

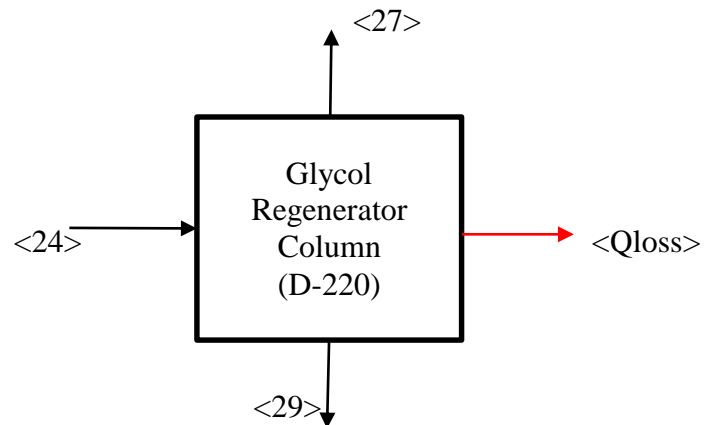
$T_3 = 374,15 \text{ K}$

$T_9 = 473,15 \text{ K}$

$P_9 = 1,19 \text{ bar}$

$P_{10} = 1,01 \text{ bar}$

$P_2 = 1,01 \text{ bar}$



Gambar IV.27 Glycol Regenerator Column (D-220)

Tabel IV.28 Neraca Energi *Glycol Regenerator Column* (D-220)

Neraca Energi <i>Glycol Regenerator Column</i> (D-220)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂₄	-58114441,261	H ₂₇	-5223578,877
		H ₂₉	-2759169,998
		Q loss	-50131692,387
Total	-58114441,261	Total	-58114441,261

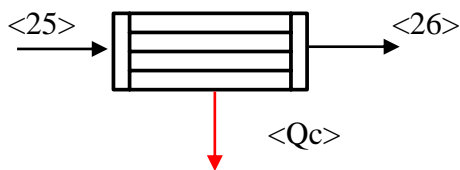
13. *Glycol Regenerator Condenser* (E-222)

T₂₅ = 404,27 K

T₂₆ = 374,15 K

P₂₅ = 1 bar

P₂₆ = 1 bar



Gambar IV.28 *Glycol Regenerator Condenser* (E-222)

Tabel IV.29 Neraca Energi *Gylcol Regenerator Condenser* (E-222)

Neraca Energi <i>Gylcol Regenerator Condenser</i> (E-222)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂₅	-5419762,380	H ₂₆	-5223578,877
		Qc	62362,772
Total	-5419762,380	Total	-5419762,380

14. *Glycol Regenerator Reboiler* (E-224)

T₂₈ = 408,54 K

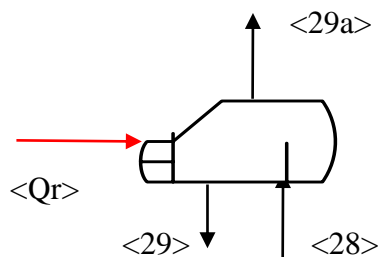
T₂₉ = 473,15 K

T_{29a} = 473,15 K

P₂₈ = 1 bar

P₂₉ = 1 bar

P_{29b} = 1 bar



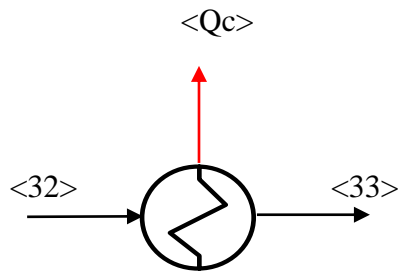
Gambar IV.29 *Glycol Regenerator Reboiler* (E-224)

Tabel IV.30 Neraca Energi *Glycol Regenerator Reboiler* (E-224)

Neraca Energi <i>Glycol Regenerator Reboiler</i> (E-224)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₂₈	-63521744,771	H ₂₉	-49142474,774
Q _r	3810737,189	H _{29a}	-10568532,808
Total	-59711007,582	Total	-59711007,582

15. *Glycol Cooler* (E-214)

- T₃₂ = 403,54 K
- T₃₃ = 329,15 K
- P₃₂ = 70 bar
- P₃₃ = 69,803 bar



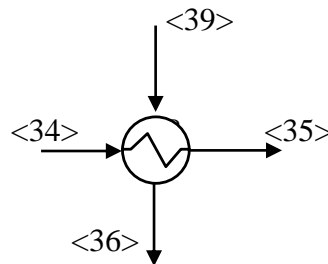
Gambar IV.30 *Glycol Cooler* (E-214)

Tabel IV.31 Neraca Energi *Glycol Cooler* (E-214)

Neraca Energi <i>Glycol Cooler</i> (E-214)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₂	-51178565,247	H ₃₃	-53807126,239
		Q _c	2628560,992
Total	-51178565,247	Total	-51178565,247

16. *Gas Cooler* (E-311)

- T₃₄ = 307,35 K
- T₃₉ = 233,15 K
- T₃₅ = 235,15 K
- T₃₆ = 258,15 K
- P₃₄ = 65 bar
- P₃₉ = 1,11 bar
- P₃₅ = 63 bar
- P₃₆ = 0,964 bar



Gambar IV.31 *Gas Cooler* (E-311)

Tabel IV.32 Neraca Energi *Gas Cooler* (E-311)

Neraca Energi <i>Gas Cooler</i> (E-311)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₄	-753145371,162	H ₃₅	-795545453,293
H ₃₉	-446128346,7	H ₃₆	-403728264,604
Total	-1199273717,897	Total	-1199273717,897

17. Cooler (E-315)

T₃₅ = 235,15 K

T₄₂ = 203,85 K

T₄₀ = 224,15 K

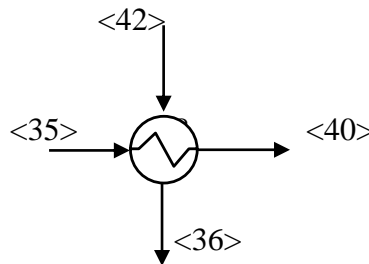
T₃₆ = 233,43 K

P₃₅ = 63 bar

P₄₂ = 35 bar

P₄₀ = 64 bar

P₃₆ = 34,65 bar



Gambar IV.32 *Cooler* (E-315)

Tabel IV.33 Neraca Energi *Cooler* (E-315)

Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-315)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₅	-795545453,293	H ₄₀	-806622607,975
H ₄₂	-629090998,5	H ₃₆	-618013843,790
Total	-1424636451,767	Total	-1424636451,767

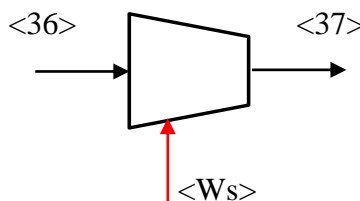
18. Propane Compressor (G-312)

T₃₆ = 258,15 K

T₃₇ = 378,45 K

P₃₆ = 0,964 bar

P₃₇ = 14,03 bar



Gambar IV.33 *Propane Compressor* (G-312)

Tabel IV.34 Neraca Energi *Propane Compressor* (G-312)

Neraca Energi <i>Propane Compressor</i> (G-312)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₆	-403728264,60	H ₃₇	-371978796,254
W _s	31749468,350		
Total	-371978796,254	Total	-371978796,254

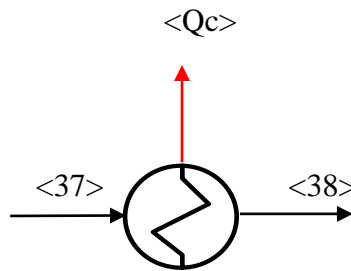
19. *Propane Cooler* (E-313)

T₃₇ = 378,45 K

T₃₈ = 313,15 K

P₂₃₇ = 14,03 bar

P₃₈ = 13,73 bar



Gambar IV.34 *Propane Cooler* (E-313)

Tabel IV.35 Neraca Energi *Propane Cooler* (E-313)

Neraca Energi <i>Propane Cooler</i> (E-313)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₃₇	-371978796,254	H ₈	-12640070,175
		Q _c	-359338726,079
Total	-371978796,254	Total	-371978796,254

20. *Deethanizer Column* (D-410)

T₄₃ = 203,85 K

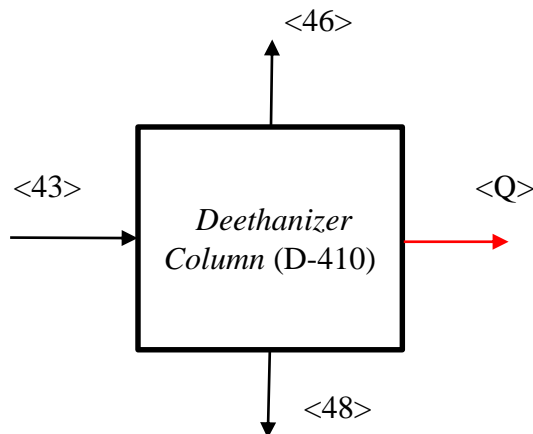
T₄₆ = 253,13 K

T₄₈ = 389,15 K

P₄₃ = 35 bar

P₄₆ = 30 bar

P₄₈ = 31 bar



Gambar IV.35 *Deethanizer Column* (D-410)

Tabel IV.36 Neraca Energi *Deethanizer Column* (D-410)

Neraca Energi <i>Deethanizer Column</i> (D-410)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₄₃	-177531609,502	H ₄₆	-113843708,594
		H ₄₈	-42644580,760
		Q	-21043320,148
Total	-177531609,502	Total	-177531609,502

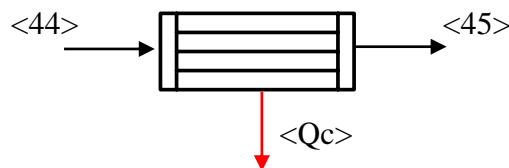
21. *Deethanizer Condenser* (E-411)

T₄₄ = 255,03 K

T₄₅ = 253,13 K

P₄₄ = 30 bar

P₄₅ = 30 bar



Gambar IV.36 *Deethanizer Condenser* (E-411)

Tabel IV.37 Neraca Energi *Deethanizer Condenser* (E-411)

Neraca Energi <i>Deethanizer Condenser</i> (E-411)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₄₄	-264093756,272	H ₄₅	-286793316,1
		Q _c	22699559,916
Total	-264093756,272	Total	-264093756,272

22. *Deethanizer Reboiler* (E-413)

T₄₇ = 375,55 K

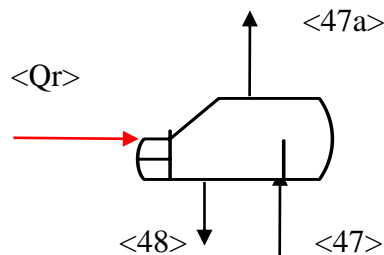
T₄₈ = 389,15 K

T_{47b} = 389,15 K

P₄₇ = 31 bar

P₄₈ = 31 bar

P_{47b} = 31 bar



Gambar IV.37 *Deethanizer Reboiler* (E-413)

Tabel IV.38 Neraca Energi *Deethanizer Reboiler* (E-413)

Neraca Energi <i>Deethanizer Reboiler</i> (E-413)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₄₇	-477592743,773	H ₄₈	-385472023,301
Q _r	38005632,774	H _{47a}	-54115087,698
Total	-439587110,999	Total	-439587110,999

23. Depropanizer Column (D-420)

T₄₉ = 372,77 K

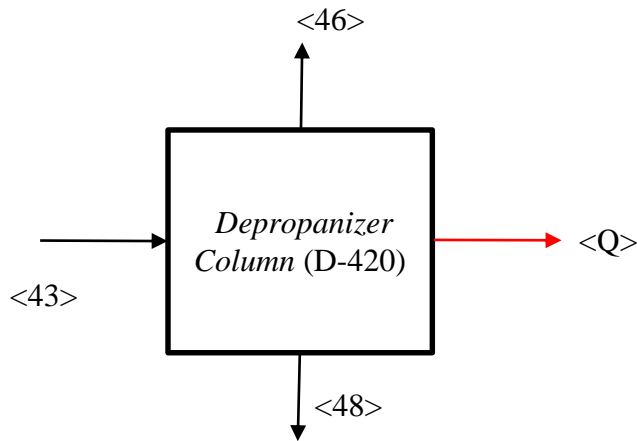
T₅₂ = 327,81 K

T₅₅ = 395,15 K

P₄₉ = 22 bar

P₅₂ = 19 bar

P₅₅ = 20 bar



Gambar IV.38 *Depropanizer Column* (D-420)

Tabel IV.39 Neraca Energi *Depropanizer Column* (D-420)

Neraca Energi <i>Depropanizer Column</i> (D-420)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₄₉	-42644580,285	H ₅₂	-116125,020
		H ₅₅	-27529006,161
		Q loss	1135668,760
Total	-42644580,285	Total	-42644580,285

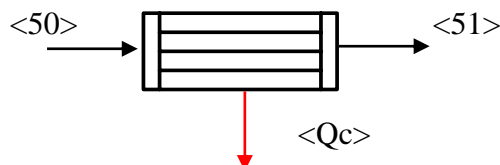
24. Depropanizer Condenser (F-422)

T₅₀ = 327,97 K

T₅₁ = 327,81 K

P₅₀ = 19 bar

P₅₁ = 19 bar



Gambar IV.39 *Depropanizer Condenser* (F-422)

Tabel IV.40 Neraca Energi *Depropanizer Condenser* (F-422)

Neraca Energi <i>Depropanizer Condenser</i> (F-422)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₅₀	-65552790,248	H ₅₁	-73130594,323
		Q _c	7577804,075
Total	-65552790,248	Total	-65552790,248

25. *Depropanizer Reboiler* (E-423)

T₅₄ = 383,85 K

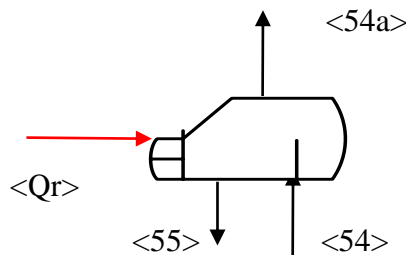
T₅₅ = 395,15 K

T_{54a} = 395,15 K

P₅₄ = 31 bar

P₅₅ = 31 bar

P_{54b} = 31 bar



Gambar IV.40 *Depropanizer Reboiler* (E-423)

Tabel IV.41 Neraca Energi *Depropanizer Reboiler* (E-423)

Neraca Energi <i>Depropanizer Reboiler</i> (E-423)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H ₅₄	-84218385,169	H _{54a}	-50247900,329
Q _r	6441478,679	H ₅₅	-27529006,161
Total	-439587110,999	Total	-439587110,999

26. *Debutanizer Column* (D-430)

T₅₅ = 395,15 K

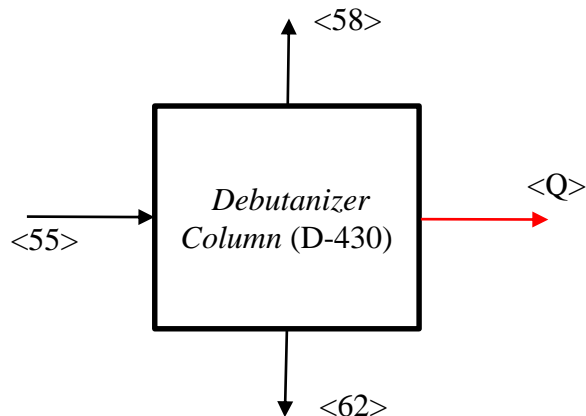
T₅₈ = 318,6 K

T₆₂ = 397,95 K

P₅₅ = 3 bar

P₅₈ = 1,5 bar

P₆₂ = 2 bar



Gambar IV.41 *Debutanizer Column* (D-430)

Tabel IV.42 Neraca Energi *Debutanizer Column* (D-430)

Neraca Energi <i>Debutanizer Column</i> (D-430)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H55	-27529006,161	H58	-18080828,847
		H62	-11032895,560
		Q loss	1584718,246
Total	-27529006,161	Total	-27529006,161

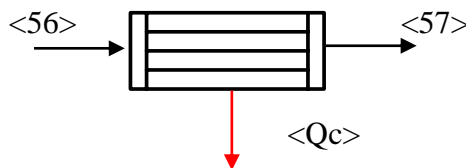
27. *Debutanizer Condenser* (E-431)

$T_{56} = 323,45 \text{ K}$

$T_{57} = 318,65 \text{ K}$

$P_{56} = 6,213 \text{ bar}$

$P_{57} = 6,213 \text{ bar}$



Gambar IV.42 *Debutanizer Condenser* (E-431)

Tabel IV.43 Neraca Energi *Debutanizer Condenser* (E-431)

Neraca Energi <i>Debutanizer Condenser</i> (E-431)			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H56	-39313699,868	H57	-45202072,531
		Qc	5888372,663
Total	-39313699,868	Total	-39313699,868

28. *Debutanizer Reboiler* (E-434)

$T_{61} = 389,68 \text{ K}$

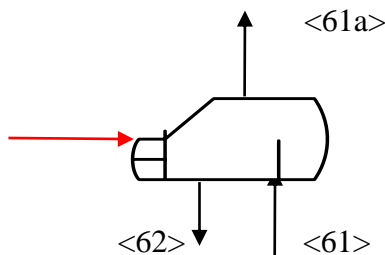
$T_{62} = 397,95 \text{ K}$

$T_{62a} = 397,95 \text{ K}$

$P_{61} = 7,213 \text{ bar}$

$P_{62} = 7,213 \text{ bar}$

$P_{62a} = 7,213 \text{ bar}$



Gambar IV.43 *Debutanizer Reboiler* (E-434)

Tabel IV.44 Neraca Energi *Debutanizer Reboiler (E-434)*

Neraca Energi <i>Debutanizer Reboiler (E-434)</i>			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H2	-41909921,298	H3	-26573355,993
Qr	4303669,745	H	-11032895,560
Total	-37606251,553	Total	-37606251,553

29. Mixing Point to LPG Tank

$T_{60} = 327,81 \text{ K}$

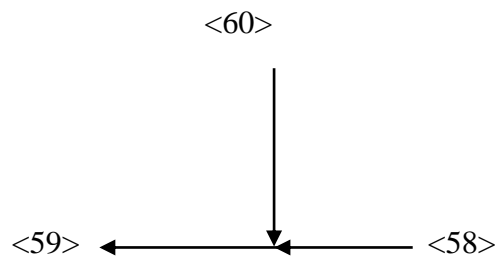
$T_{58} = 318,6 \text{ K}$

$T_{59} = 301,26 \text{ K}$

$P_{60} = 19 \text{ bar}$

$P_{58} = 6,213 \text{ bar}$

$P_{59} = 6,213 \text{ bar}$



Gambar IV.44 *Mixing Point to LPG Tank*

Tabel IV.45 Neraca Energi *Mixing Point to LPG Tank*

Neraca Energi <i>Mixing Point to LPG Tank</i>			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H58	-18080828,847	H59	-29112705,789
H60	-11031876,942		
Total	-29112705,789	Total	-29112705,789

30. Mixing Point Lean Gas

$T_{63} = 233,43 \text{ K}$

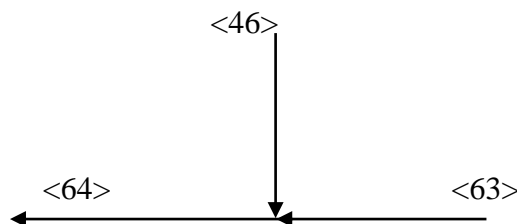
$T_{46} = 253,28 \text{ K}$

$T_{64} = 233,38 \text{ K}$

$P_{63} = 19 \text{ bar}$

$P_{46} = 6,213 \text{ bar}$

$P_{64} = 32,833 \text{ bar}$



Gambar IV.45 *Mixing Point 2*

Tabel IV.46 Neraca Energi *Mixing Point Lean Gas*

Neraca Energi <i>Mixing Point Lean Gas</i>			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H2	-618013843,790	H3	-731857552,385
H	-113843708,594	H	
Total	-731857552,385	Total	-731857552,385

BAB V

DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Peralatan yang digunakan dalam Pra Desain Pabrik LPG dari Gas Alam adalah sebagai berikut :

V.1 Daftar Peralatan

Daftar peralatan Pabrik LPG dari Gas Alam ditampilkan dalam **Tabel V.1**.

Tabel V.1 Daftar Peralatan

No.	Kode Alat	Nama Alat
1	D-110	CO2 Absorber Column
2	G-111	Natural Gas Compressor
3	E-112	Natural Gas Cooler
4	E-113	Lean Gas Cooler
5	F-114	Amine Flash Tank
6	E-115	Lean Amine Cooler
7	VLV-116	Amine Valve
8	D-120	Amine Regeneration Column
9	E-121	Amine Heat Exchanger
10	E-122	Amine Regeneration Condenser
11	F-123	CO2 Accumulator
12	E-124	Amine Regeneration Reboiler
13	L-125	Lean Amine Pump
14	L-126	Amine Regenerator Reflux Pump
15	D-210	H2O Absorber Column
16	VLV-211	Glycol Valve
17	D-212	Glycol Flash Tank
18	L-213	Glycol Pump
19	E-214	Glycol Cooler
20	D-220	Glycol Regenerator Column
21	E-221	Glycol Heat Exchanger
22	E-222	Glycol Regeneration Condenser
23	F-223	H2O Accumulator
24	E-224	Glycol Regeneration Reboiler
25	L-225	Glycol Regenerator Reflux Pump
26	E-311	Gas Cooler
27	G-312	Propane Compressor
28	E-313	Propane Cooler
29	VLV-314	Propane Valve
30	E-315	Cooler
31	VLV-316	Gas Valve

32	F-317	Gas Separator
No.	Kode Alat	Nama Alat
33	D-410	De-ethanizer Column
34	E-411	De-ethanizer Condenser
35	F-412	Lean Gas Accumulator
36	E-413	De-ethanizer Reboiler
37	L-414	De-ethanizer Reflux Pump
38	VLV-415	De-ethanizer Valve
39	D-420	De-propanizer Column
40	E-421	De-propanizer Condenser
41	F-422	Propane Accumulator
42	E-423	De-propanizer Reboiler
43	L-424	De-propanizer Pump
44	D-430	De-butanizer Column
45	E-431	De-butanizer Condenser
46	F-432	LPG Accumulator
47	L-433	De-butanizer Pump
48	E-434	De-butanizer Reboiler
49	F-416	Lean Gas Storage
50	F-425	Propane Storage
51	F-435	LPG Storage
52	F-436	Condensat Storage

V.2 Harga Peralatan

Harga peralatan pada Pabrik LPG dari Gas Alam ditampilkan dalam **Tabel V.2**.

Tabel V.2 Daftar Harga Peralatan

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga Satuan Tahun 2018	Harga Total Tahun 2018
1	D-110	CO ₂ Absorber Column	1	\$ 1.370.524	\$ 1.370.524
2	G-111	Natural Gas Compressor	1	\$ 4.006.138	\$ 4.006.138
3	E-112	Natural Gas Cooler	1	\$ 38.614	\$ 38.614
4	E-113	Lean Gas Cooler	1	\$ 52.428	\$ 52.428
5	F-114	Amine Flash Tank	1	\$ 20.232	\$ 20.232
6	E-115	Lean Amine Cooler	1	\$ 63.088	\$ 63.088
7	D-120	Amine Regeneration Column	1	\$ 25.996	\$ 25.996
8	E-121	Amine Heat Exchanger	1	\$ 54.168	\$ 54.168
9	E-122	Amine Regeneration Condenser	1	\$ 17.621	\$ 17.621
10	F-123	CO ₂ Accumulator	1	\$ 607.055	\$ 607.055
11	E-124	Amine Regeneration Reboiler	1	\$ 91.477	\$ 91.477

12	L-125	<i>Lean Amine Pump</i>	1	\$ 2.277	\$ 2.277
13	L-126	<i>Amine Regenerator Reflux Pump</i>	1	\$ 2.284	\$ 2.284
14	D-210	<i>H₂O Absorber Column</i>	1	\$ 1.196.489	\$ 1.196.489
15	D-212	<i>Glycol Flash Tank</i>	1	\$ 20.232	\$ 20.232
16	L-213	<i>Glycol Pump</i>	1	\$ 18.600	\$ 18.600
17	E-214	<i>Glycol Cooler</i>	1	\$ 27.737	\$ 27.737
18	D-220	<i>Glycol Regenerator Column</i>	1	\$ 20.139	\$ 20.139
19	E-221	<i>Glycol Heat Exchanger</i>	1	\$ 11.203	\$ 11.203
20	E-222	<i>Glycol Regeneration Condenser</i>	1	\$ 653	\$ 653
21	F-223	<i>H₂O Accumulator</i>	1	\$ 25.126	\$ 25.126
22	E-224	<i>Glycol Regeneration Reboiler</i>	1	\$ 19.361	\$ 19.361
23	L-225	<i>Glycol Regenerator Reflux Pump</i>	1	\$ 1.196	\$ 1.196
24	E-311	<i>Gas Cooler</i>	1	\$ 87.344	\$ 87.344
25	G-312	<i>Propane Compressor</i>	1	\$ 3.207.569	\$ 3.207.569
26	E-313	<i>Propane Cooler</i>	1	\$ 49.926	\$ 49.926
27	E-315	<i>Cooler</i>	1	\$ 140.424	\$ 140.424
28	F-317	<i>Gas Separator</i>	1	\$ 25.017	\$ 25.017
29	D-410	<i>De-ethanizer Column</i>	1	\$ 1.250.875	\$ 1.250.875
30	E-411	<i>De-ethanizer Condenser</i>	8	\$ 70.484	\$ 563.873
31	F-412	<i>Lean Gas Accumulator</i>	1	\$ 6.091	\$ 6.091
32	E-413	<i>De-ethanizer Reboiler</i>	1	\$ 50.144	\$ 50.144
33	L-414	<i>De-ethanizer Reflux Pump</i>	1	\$ 7.179	\$ 7.179
34	D-420	<i>De-propanizer Column</i>	1	\$ 1.359.646	\$ 1.359.646
35	E-421	<i>De-propanizer Condenser</i>	1	\$ 65.916	\$ 65.916
36	F-422	<i>Propane Accumulator</i>	1	\$ 30.891	\$ 30.891
37	E-423	<i>De-propanizer Reboiler</i>	1	\$ 21.646	\$ 21.646
38	L-424	<i>De-propanizer Pump</i>	1	\$ 5.330	\$ 5.330
39	D-430	<i>De-butanizer Column</i>	1	\$ 1.359.646	\$ 1.359.646
40	E-431	<i>De-butanizer Condenser</i>	4	\$ 60.695	\$ 242.778
41	F-432	<i>LPG Accumulator</i>	1	\$ 14.032	\$ 14.032
42	L-433	<i>De-butanizer Pump</i>	1	\$ 3.807	\$ 3.807
43	E-434	<i>De-butanizer Reboiler</i>	1	\$ 17.512	\$ 17.512
44	F-425	<i>Propane Storage</i>	1	\$ 134.877	\$ 134.877
45	F-435	<i>LPG Storage</i>	1	\$ 277.368	\$ 277.368
46	F-436	<i>Condensat Storage</i>	2	\$ 106.596	\$ 213.193
Total					\$ 16.827.721

Nilai tukar 1 US\$ dalam rupiah pada tanggal 23 Desember 2018 sebesar Rp 14.555.

Sehingga dalam rupiah, total harga peralatan adalah sebesar Rp 244.927.482.907.

BAB VI

ANALISA EKONOMI

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

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

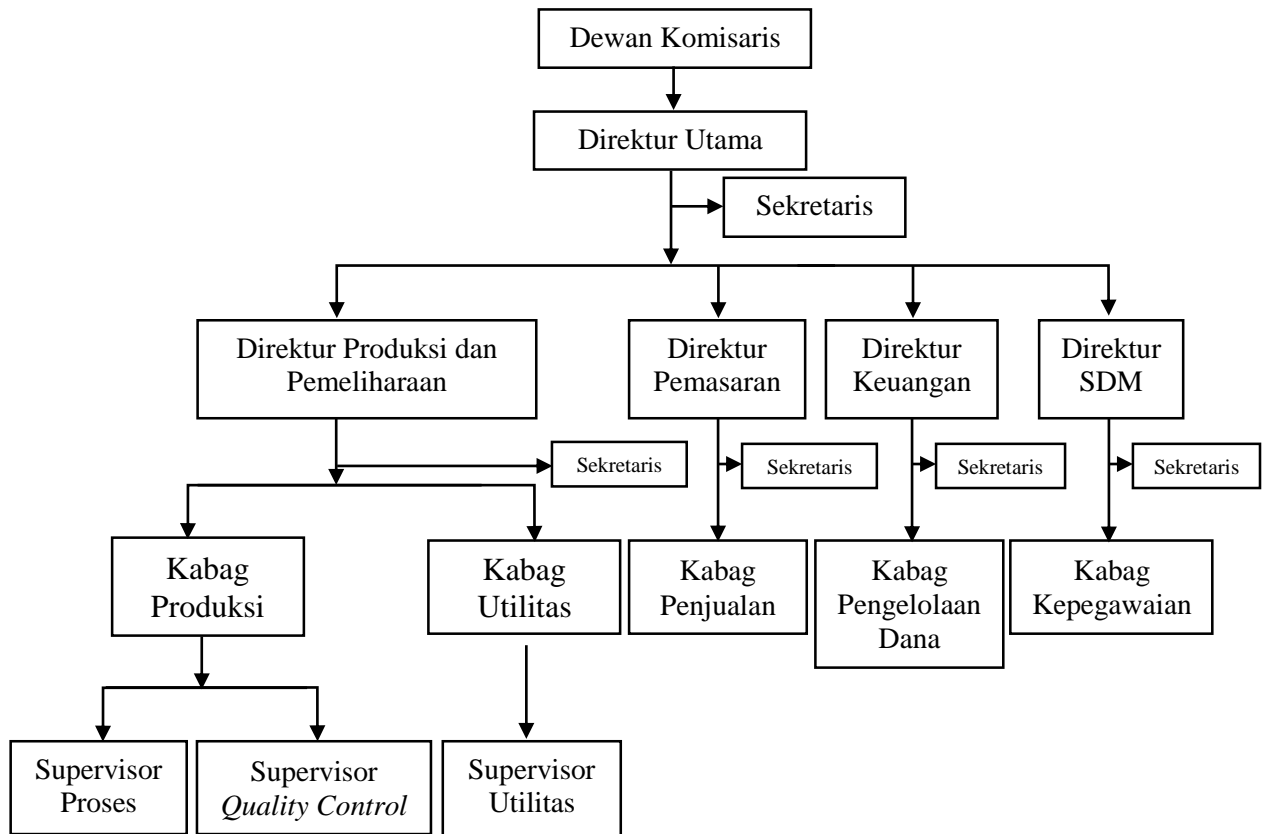
Bentuk badan perusahaan Pabrik LPG dari Gas Alam ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih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

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

VI.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Berdasarkan sistem organisasi yang dipilih, yakni garis dan *staff* maka disusunlah suatu bagan struktur organisasi perusahaan. Jumlah setiap bagian yang ada didasarkan pada jumlah tenaga kerja yang diperlukan oleh perusahaan. Dimana perusahaan dengan kapasitas 299 ton/hari dengan empat tahapan proses utama, maka diperlukan jumlah tenaga kerja sebanyak 130 pekerja.

(Timmerhauss, 1991)



Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

Bagan diatas merupakan struktur organisasi perusahaan dari Pabrik LPG dari Gas Alam ini dan berikut ini merupakan penjelasan pembagian kerja dalam organisasi perusahaan tersebut :

1. Dewan Komisaris

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

Tugas dewan komisaris :

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

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 antara lain adalah :

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

Selain tugas-tugas diatas, direktur utama juga berhak mewakili perusahaan secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

3. Direktur Produksi dan Pemeliharaan

Direktur produksi dan pemeliharaan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, terutama yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dan pemeliharaan dibantu oleh supervisor yang menangani bidang proses dan *quality control*, dan membawahi *supervisor* di bagian masing-masing.

Tugas direktur produksi dan pemeliharaan antara lain adalah :

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

4. Direktur Pemasaran

Direktur pemasaran bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh kepala bagian yang menangani bidang penjualan, dan membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur pemasaran antara lain sebagai berikut :

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

5. Direktur Keuangan

Direktur keuangan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana membawahi karyawan di bidangnya.

Tugas direktur keuangan antara lain adalah :

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

6. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM)

Direktur SDM bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur SDM antara lain adalah :

- Membantu direktur utama 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 kepegawaian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

7. Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi antara lain adalah :

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.
- Memastikan dalam produksi berjalan lancar.
- Memastikan produksi sesuai dengan spesifikasi alat yang telah ada.
- Memastikan bahwa bagian produksi menguasai proses produksi.

8. Kepala Bagian Utilitas

Tugas kepala bagian produksi antara lain adalah :

- Memelihara alat-alat dalam utilitas dan untuk IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah)

9. Kepala Bagian Penjualan

Tugas kepala bagian penjualan antara lain adalah :

- Mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.

10. Kepala Bagian Pengelolaan Dana

Tugas kepala bagian pengelolaan dana antara lain adalah :

- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan *order-order* pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian

- Tempat pembelian
- Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.

11. Kepala Bagian Kepegawaian

Tugas kepala bagian kepegawaian antara lain adalah :

- Mengurusi penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
- Mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.
- Mengurusi fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur SDM dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur SDM.

12. Supervisor Proses

Supervisor proses bertugas mengusahakan agar proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien dan memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.

Tugas supervisor proses antara lain adalah :

- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian produksi yang terdiri dari *supervisor* dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian produksi.

13. Supervisor *Quality Control*

Tugas supervisor *quality control* antara lain adalah :

- Mengontrol kualitas produk, meneliti, dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.

- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian produksi.

14. Supervisor Utilitas

Tugas supervisor utilitas antara lain adalah :

- Mengawasi dan mengatur support *forklift* dan alat berat ke semua bagian.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian utilitas yang terdiri dari *supervisor* dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Menjaga ketersediaan sistem/ metode/ prosedur baku yang terukur untuk meningkatkan dan mengevaluasi sistem/ metode/ prosedur pemeliharaan dan perbaikan mesin utilitas maupun cara mengoperasikannya dengan mengatur dan memonitor jadwal pemeliharaan dan perbaikan.
- Bertanggung jawab langsung kepada kepala bagian utilitas.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Pabrik LPG dari Gas Alam ini memiliki kapasitas 98.712 ton/tahun atau 299 ton/hari. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi di pabrik, maka diperoleh bahwa pabrik ini membutuhkan jam tenaga kerja sebanyak 60 jam tenaga kerja per hari untuk setiap tahapan prosesnya. Selain itu, pabrik ini secara garis besar memiliki empat tahapan utama, yakni *pre-treatment*, *refrigeration*, dan fraksinasi. Sehingga bila dikalikan dengan tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 240 jam tenaga kerja. Dengan jam kerja operator selama 8 jam maka dibutuhkan 30 tenaga kerja sebagai operator (Timmerhauss, 1991)

VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji

Sistem pemberian gaji karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan, besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya, serta keahlian dan masa kerja. Berdasarkan statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

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

c. Pekerja Borongan

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

Tabel VI.1 Perhitungan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/ bulan (Rp)	Jumlah	Total (Rp)
1	Dewan Komisaris	25.000.000	3	75.000.000
2	Direktur utama	35.000.000	1	35.000.000
3	Direktur Produksi dan Pemeliharaan	25.000.000	1	25.000.000
4	Direktur Keuangan	25.000.000	1	25.000.000
5	Direktur Pemasaran	25.000.000	1	25.000.000
6	Direktur SDM	25.000.000	1	25.000.000
7	Sekretaris	5.000.000	5	25.000.000
8	Kepala Bagian			
	a. Kabag Produksi	12.500.000	1	12.500.000
	b. Kabag Utilitas	12.500.000	1	12.500.000
	c. Kabag Penjualan	12.500.000	1	12.500.000
	d. Kabag Pengelolaan Dana	12.500.000	1	12.500.000
	e. Kabag Kepegawaian	12.500.000	1	12.500.000
9	Supervisor			
	a. Utilitas	10.000.000	2	20.000.000
	b. Proses	10.000.000	4	40.000.000
	c. Quality Control	10.000.000	1	10.000.000
10	Operator			
	a. Maintenance	4.500.000	10	45.000.000
	b. Utilitas	4.500.000	8	36.000.000
	c. Proses	4.500.000	23	103.500.000
	d. Quality Control	4.500.000	5	22.500.000
	e. Gudang	4.500.000	10	45.000.000
11	Karyawan			
	a. Dokter	10.000.000	5	50.000.000
	b. Perawat	4.000.000	5	20.000.000
	c. Penjualan	3.800.000	5	19.000.000

	d. Pembukuan	3.800.000	3	11.400.000
	e. Pengelolaan Dana	3.800.000	3	11.400.000
	f. Kepegawaian	3.800.000	5	19.000.000
	g. Pendidikan dan Latihan	3.800.000	5	19.000.000
12	Keamanan	2.500.000	9	22.500.000
13	Sopir	2.500.000	7	17.500.000
14	Pesuruh/tukang kebun	2.500.000	12	30.000.000
TOTAL			130	724.300.000

Untuk tenaga kerja operator dan karyawan tidak tetap, diberlakukan sistem waktu kerja *shift*. Sistem ini terdiri atas tiga *shift*, yaitu pagi, sore, dan malam, dengan tujuan ada waktu istirahat lebih untuk karyawan tersebut. Dimana sistem pembagian jam kerja adalah sebagai berikut :

Tabel VI.2 Pembagian Jam Kerja Karyawan

<i>Shift</i>	Jam Kerja
<i>Shift</i> pagi	08.00 – 16.00
<i>Shift</i> siang	16.00 – 00.00
<i>Shift</i> malam	00.00 – 08.00

VI.2 Analisa Ekonomi

VI.2.1. Internal Rate of Return (IRR)

Dari hasil perhitungan pada appendiks D, diperoleh harga $i = 51,29\%$, Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman, yaitu 12% per tahun. Sehingga, dengan harga i tersebut, menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

VI.2.2. Pay Out Time (POT)

Dari hasil perhitungan pada appendiks D, diperoleh bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 7,970 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang diperoleh lebih kecil dari perkiraan umur pabrik.

VI.2.3. Break Even Point (BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) merupakan biaya yang tidak dipengaruhi kapasitas produksi, biaya variabel (VC) atau biaya yang dipengaruhi secara langsung oleh kapasitas produksi, biaya semivariabel (SVC) yang dipengaruhi secara tidak langsung oleh kapasitas produksi, dan biaya total atau total dari ketiga biaya diatas. Dari perhitungan pada appendiks D, diperoleh nilai titik impas (BEP) = $22,96\%$.

BAB VII

KESIMPULAN

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

1. Perencanaan operasi : Kontinu, 24 jam/hari, selama 330 hari
2. Kapasitas produksi : 98.712 ton LPG/tahun
3. Bahan baku Gas Alam : 1.600.838 ton gas alam/tahun
Masa konstruksi : 2 tahun
4. Analisa ekonomi :

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	TOTAL INVESTMENT COST	USD	\$ 211.313.424
2	INTEREST	% per thn	12
3	IRR	%	51,29
4	POT	tahun	7,970
5	BEP	%	22,96

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young, "*Process Equipment Design*", John Wiley & Sons, New York, 1959.
- Backhurst, J.R. dan Harker, J.H. "*Process Plant Design*". Heinemann Educational Books. London. 1973.
- Barclay, Michael. "*Enhanced Single Mixed Refrigerant Process for Stranded Gas Liquefaction*". USA. Foster Wheeler. 2005.
- Branan, Carl R. "*Rules of Thumb for Chemical Engineers*". USA. Gulf Professional Publishing. 2002.
- Coulson, JM, and Richardson, JF, "*Chemical Engineering*", Volume 6, John Willey and Sons, Inc., 1957.
- Geankoplis, Christie J., "*Transport Processes and Unit Operations*", 3rd edition, Prentice-Hall of India, New Delhi, 1997.
- Kern, Donald Q., "*Process Heat Transfer*", International Edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo, 1965.
- Kidnay, Arthur J dan Parrish, William R., "*Fundamentals of Natural Gas Processing*", Taylor & Francis Group, London, 2006.
- Kinigoma, BS dan Ano, Go, "*Comparison of Gas Dehydration Methods based on Energy Consumption*", *University of Port Harcourt*, Nigeria, 2016.
- Mawgoud, H.A. El, dkk, "*Process Simulation for Revamping of a Dehydration Gas Plant*", Elsevier, Mesir, 2014.
- Mokhatab, Saeid dkk. "*Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*". Elsevier. 2014.
- Netusil, Michal dan Ditzl, Pavel. "*Natural Gas Dehydration*". Intech, Republik Ceko, 2012.
- Perry, Robert H. and Don Green, "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 7th edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, dan Ronald E. West, "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", 5th edition, McGraw-Hill Book Company, Boston, 2003.
- Smith, Robin., "*Chemical Process Design*", McGraw Hill International Book Company, Singapore. 1955

- Treese, Steven A dkk. *"Handbook of Petroleum Processing"*. Springer Reference. USA.1980.
- Syukur, M.Hasan. *"Penggunaan Liquified Petroleum Gases (LPG): Upaya Mengurangi Kecelakaan Akibat LPG"*, Taylor & Francis Group, London, 2006.
- Kusnarjo. *"Desain Alat Pemindah Panas"*. ITS Press, Surabaya.2010
- Kusnarjo. *"Desain Pabrik Kimia"*. ITS Press, Surabaya.2010
- Ulrich, Gael D. *"A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic"*. John Wiley & Sons. Canada. 1984.
- Van Ness, S. *"Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics"*. 4th edition, International edition, McGraw Hill Inc. Singapore. 1967.
- Walas, Stanley M. *"Chemical Process Equipment"*. Butterworth-Heinemann. USA. 1988.
- Yang, Hongjun. *"Economic Comparison of Three Gas Separation Technologies for CO₂ Capture from Power Plant Flue Gas"*. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. China. 2011.
- Yaws, Carl L. *"Chemical Properties Handbook"*. McGraw Hill Inc. USA. 1999.
- [http:// www.matche.com](http://www.matche.com)
- <http://www.esdm.go.id>
- <http://www.bps.go.id>
- [http:// www.pertamina.com](http://www.pertamina.com)
- [http:// www. kemenperin.go.id](http://www.kemenperin.go.id)
- [http:// www. BMKG.go.id](http://www.BMKG.go.id)
- <https://checalc.com>