



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK
LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG)**

**Abdurrohman Nur Prastyo
NRP. 02211640000015**

**Farikhanissa Casarus
NRP. 02211640000141**

**Dosen Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.
NIP. 1951 08 04 1974 12 10 01**

**Dr. Ir. Susianto, DEA.
NIP. 1962 08 02 1989 03 10 04**

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



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803

PRA DESAIN PABRIK LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG)

Disusun Oleh:

Abdurrohman Nur Prastyo

NRP. 02211640000015

Farikhanissa Casarus

NRP. 02211640000141

Dosen Pembimbing :

Pembimbing I

Prof. Dr. Ir Ali Altway, M.Sc

NIP. 1951 08 04 1974 12 1001

Pembimbing II

Dr. Ir. Susianto.,DEA.

NIP. 1962 08 20 1989 03 1004

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



PLANT DESIGN PROJECT – TK184803

PRE-DESIGN OF LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG) PLANT

Proposed by :

Abdurrohman Nur Prastyo

NRP. 02211640000015

Farikhanissa Casarus

NRP. 02211640000141

Advisors :

Advisor I

Prof. Dr. Ir Ali Altway, M.Sc

NIP. 1951 08 04 1974 12 1001

Advisor II

Dr. Ir. Susianto.,DEA.

NIP. 1962 08 20 1989 03 1004

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

LEMBAR PENGESAHAN

“PRA DESAIN PABRIK LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG)”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar

Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi S-1

Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem

Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh:

Abdurrohman Nur Prastyo

02211640000015

Farikhanissa Casarus

02211640000084

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc.
(Pembimbing I)
2. Dr. Ir. Susianto, DEA.
(Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA.
(Penguji I)
4. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D.
(Penguji II)
5. Annas Wiguno, S.T., M.T.
(Penguji III)





Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Kimia

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

Surabaya, 15 Agustus 2020

ABSTRAK

Menurut data dari SKK Migas pada tahun 2019, tercatat Indonesia memiliki cadangan gas alam yang tersebar di berbagai daerah, namun saat ini dibagi menjadi VI region cadangan gas alam Indonesia. Untuk Region I meliputi Sumatera Utara (Aceh dan Medan). Region II meliputi Sumatera Bagian Tengah dan Selatan, Kepulauan Riau, Natuna dan Jawa Barat. Region III meliputi Jawa Bagian Tengah, Region IV meliputi Jawa Bagian Timur, Region V meliputi Kalimantan dan Bali, Region VI meliputi Wilayah ulawesi, Nusa Tenggara, Maluku dan Papua. Gas alam di Indonesia banyak di butuhkan dari berbagai sektor. Salah satunya industri LNG. Pada tahun 2019 Indonesia masih impor LNG untuk menutupi kebutuhan di dalam negeri dalam jumlah 1750 MMSCFD. Gas alam dapat diolah menjadi LNG yang kemudian dapat dimanfaatkan sebagai energi di sector industri, sector kelistrikan, sector pupuk, lifting migas, LNG Domestik, dan Ekspor. LNG adalah gas alam yang dicairkan dengan cara didinginkan pada temperature -160°C dan pada tekanan atmosfer. Proses tersebut juga berfungsi untuk menghilangkan ketidakmurnian dan hidrokarbon berat pada gas alam. Dengan pencairan gas alam, volume spesifik gas akan mengecil hingga 1/600 kali lipat dibandingkan dengan kondisi awalnya. Gas alam cair dapat disimpan di dalam tangki atmosferik serta mudah diangkut dalam jumlah yang besar dengan kapal tanker LNG menuju tempat yang jauh, dimana jalur pipa tidak tersedia, atau jalur pipa tidak ekonomis. LNG di buat melalui beberapa tahapan proses yaitu, Unit *Acid Gas Removal* tahap menghilangkan kandungan CO₂ dari gas alam, Unit *Dehydration* tahap menghilangkan kandungan H₂O dari gas alam, Unit *Fractionation* tahap pemisahan antara metana dan dengan hidrokarbon berat, dan Unit *Liquefaction* tahap pencairan gas alam sampai suhu -161°C dan tekanan 1 atm. Perusahaan ini akan berbentuk Perseroan terbatas dengan system organisasi dan staff. Untuk dapat mendirikan pabrik ini, diperlukan total modal investasi sebesar 53.639.608,69 USD. Estimasi umur pabrik adalah 25 tahun. Dari

perhitungan yang telah dilakukan, diperoleh nilai IRR sebesar 13%, POT selama 8,5 tahun, dengan BEP sebesar 35,85%.

Kata Kunci: Liquefied, Natural, Gas

ABSTRACT

According to data from SKK Migas in 2019, it was recorded that Indonesia has natural gas reserves that are spread across various regions, but currently, it is divided into VI regions of Indonesia's natural gas reserves. For Region I include North Sumatra (Aceh and Medan). Region II includes Central and Southern Sumatra, Riau Islands, Natuna, and West Java. Region III covers Central Java, Region IV covers Eastern Java, Region V covers Kalimantan and Bali, Region VI covers Sulawesi, Nusa Tenggara, Maluku, and Papua. Natural gas in Indonesia is needed a lot from various sectors. One of them is the LNG industry. In 2019 Indonesia still imports LNG to cover domestic needs in the amount of 1750 MMSCFD. Natural gas can be processed into LNG which can then be used as energy in the industrial sector, electricity sector, fertilizer sector, oil and gas lifting, Domestic LNG, and Export. LNG is natural gas that is liquefied by cooling at temperatures of -160 ° C and atmospheric pressure. This process also serves to remove impurities and heavy hydrocarbons in natural gas. With natural gas liquefaction, the specific volume of the gas will be reduced by up to 1/600 times its initial condition. Liquefied natural gas can be stored in atmospheric tanks and is easily transported in large quantities by LNG tankers to distant places, where pipelines are not available, or pipelines are not economical. LNG is made through several process stages, namely, the Acid Gas Removal Unit, which removes CO₂ from natural gas, the Dehydration Unit removes H₂O content from natural gas, the Fractionation Unit, the separation stage between methane and heavy hydrocarbons, and the Liquefaction Unit, the stage of liquefying natural gas until temperature -161 ° C and a pressure of 1 atm. This company will be in the form of a

limited liability company with an organizational system and staff. To be able to set up this factory, total investment capital of 53,639,608.69 USD is required. The estimated age of the plant is 25 years. From the calculations that have been done, the IRR value is 13%, POT for 8.5 years, with a BEP of 35.85%.

Keywords: Liquefied, Natural, Gas

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis ucapkan kepada Tuhan YME karena atas berkat dan rahmat-Nya penulis mampu menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik ini yang berjudul “*Liquefied Natural Gas (LNG)*” yang merupakan salah stau syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTIRS-Surabaya.

Penulis mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu dan membimbing dalam penyusunan Tugas Pra Desain Pabrik ini, di antaranya:

1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.S., selaku Dosen Pembimbing 1 Tugas Pra Desain Pabrik
2. Bapak Dr. Ir. Susianto, DEA. selaku Dosen Pembimbing 2 Tugas Pra Desain Pabrik dan sekaligus Kepala Laboratorium Perpindahan Massa dan Panas.
3. Dr.Eng Widiyastuti, S.T., M.T., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, FTIRS-ITS.
4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
5. Orangtua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
6. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Perpindahan Massa dan Panas yang tersayang, terima kasih atas segala dukungan, bantuan dan kerjasamanya.
7. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2016 (K56) yang sangat mendukung kami dalam mengerjakan Tugas Pra Desain Pabrik ini.
8. Teman-teman yaitu; Kezia Dewi Rona Liemen, Silvania Wemona Rahma, Muhammad Farkhan Apriadi, Intan Nikmatul Khusna, I Wayan Restu Surya Krishna, Pradnya Paramita Savira Kirana yang telah membantu dan mendukung kami dalam mengerjakan Tugas Pra Desain Pabrik ini.
9. Semua pihak yang berperan dalam penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa laporan ini masih jauh dari sempurna sehingga diperlukan evaluasi untuk peningkatan kualitas yang berkelanjutan. Oleh karena itu, penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari para pembaca. Penulis mengharapkan semoga laporan ini dapat menambah wawasan dan bermanfaat bagi para pembacanya.

Surabaya, Juli 2020
Penulis

DAFTAR ISI

ABSTRAK	iv
ABSTRACT	vii
KATA PENGANTAR.....	ix
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
BAB I LATAR BELAKANG.....	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas Produksi	II-1
II.1.1 Pemilihan Lokasi Pabrik	II-2
II.1.2 Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-4
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1 Macam–macam Proses Pembuatan LNG	III-1
III.1.1 <i>Acid Gas Removal Unit</i>	III-2
III.1.1.1 Absorbsi Kimia	III-2
III.1.1.2 Absorbsi Fisika.....	III-3
III.1.1.3 Adsorbsi	III-4
III.1.1.4 Distilasi Kriogenik.....	III-4
III.1.1.5 Membran.....	III-4
III.1.2 <i>Dehydration Unit</i>	III-8
III.1.2.1 Absorption.....	III-8
III.1.2.2 Adsorption.....	III-9
III.1.3 <i>Fractionation</i>	III-12
III.1.4 <i>Refrigerant & Liquefaction Unit</i>	III-12
III.1.4.1 <i>C3-Mixed Refrigeration</i>	III-14
III.1.4.2 <i>Cascade</i>	III-15
III.1.4.3 <i>Single Mixed Refrigeration (SMR)</i>	III-17
III.1.4.4 <i>N2 Expansion</i>	III-18
III.1.4.5 <i>Double Mixed Refrigeration (DMR)</i>	III-19
III.2 Uraian Proses Terpilih Pembuatan LNG	III-20
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI.....	IV-1
IV.1 NERACA MASSA	IV-1

IV.2 Neraca Energi	IV-18
IXBAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
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
IV.2.1 Unit Pengolahan Air	VI-9
IV.2.2 Unit Penyediaan Steam	VI-10
IV.2.3 Unit Penyedia Single Mixed Refrigerant.....	VI-10
IV.3 Analisa Ekonomi	VI-10
IV.3.1 Analisa Laju Pengembalian Modal (<i>Internal Rate of Return/IRR</i>)	VI-11
IV.3.2 Analisa Waktu Pengembalian Modal (Payout Time/POT)	VI-11
IV.3.3 Analisa Titik Impas (Breakeven Point/BEP). VI-11	
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	VIII-1

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Komposisi Raw Natural Gas	I-2
Tabel 1. 2 Penggunaan Energi Primer PLN 2016-2019	I-3
Tabel 3. 1 Kelebihan dan Kekurangan Acid Gas Removal Unit	III-5
Tabel 3. 2 Perbandingan Proses Dehydration	III-10
Tabel 3. 3 Perbandingan Jenis-Jenis Adsorbent.....	III-10
Tabel 3. 4 Berbagai Jenis Molecular Sieve Berdasarkan Ukuran Pori.....	III-11
Tabel 3. 5 Perbandingan Berbagai Proses Liquefaction	III-12
Tabel 3. 6 Perbandingan Lisensi Teknologi Refrigerasi	III-13
Tabel 4. 1 Komposisi Feed Gas	IV-2
Tabel 4. 2 Komposisi Absorbent.....	IV-2
Tabel 4. 3 Neraca Massa Kolom Absorbsi (D-110).....	IV-3
Tabel 4. 4 Neraca Massa Rich Amine Separator (H-114).....	IV-4
Tabel 4. 5 Neraca Massa Amine Regenerator (D-120)	IV-5
Tabel 4. 6 Neraca Massa Amine Regenerator Accumulator (H-122).....	IV-6
Tabel 4. 7 Neraca Massa Amine Reboiler (E-124)	IV-7
Tabel 4. 8 Neraca Massa Mixer (M-123)	IV-8
Tabel 4. 9 Neraca Massa Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C).....	IV-9
Tabel 4. 10 Neraca Massa Split Point	IV-10
Tabel 4. 11 Neraca Massa Molecular Sieve Regeneration Separator (H-215)	IV-11
Tabel 4. 12 Neraca Massa Demethanizer Column (D-310)..	IV-12
Tabel 4. 13 Neraca Massa Demethanizer Accumulator (H-313)	IV-13
Tabel 4. 14 Neraca Massa Demethanizer Reboiler (E-315) .	IV-14
Tabel 4. 15 Neraca Massa LNG Separator (H-420)	IV-15
Tabel 4. 16 Neraca Massa Refrigerant Separator (H-414) ...	IV-16
Tabel 4. 17 Neraca Massa Mixer (M-417)	IV-17

Tabel 4. 18 Neraca Energi Sales Gas Cooler (E-111)	IV-19
Tabel 4. 19 Neraca Energi Sales Gas Valve (K-112)	IV-20
Tabel 4. 20 Neraca Energi Kolom Absorbsi (D-110).....	IV-20
Tabel 4. 21 Neraca Energi Rich Amine Valve (K-113)	IV-21
Tabel 4. 22 Neraca Energi Rich Amine Separator (K-114)..	IV-21
Tabel 4. 23 Neraca Energi Rich Amine Heat Exchanger (E-115)	IV-22
Tabel 4. 24 Neraca Energi Amine Regenerator (D-120).....	IV-23
Tabel 4. 25 Neraca Energi Amine Refluks Condensor (E-121). 23	
Tabel 4. 26 Neraca Energi Amine Reflux Accumulator (H-112)	IV-24
Tabel 4. 27 Neraca Energi Amine Reboiler (E-132).....	IV-25
Tabel 4. 28 Neraca Energi Sweet Gas Valve (K-211).....	IV-25
Tabel 4. 29 Neraca Energi Sweet Gas Cooler (E-212).....	IV-26
Tabel 4. 30 Neraca Energi Molecular Sieve Dehydrated (H- 210A/B/C).....	IV-26
Tabel 4. 31 eraca Energi Molecular Sieve Regeneration Heater (E- 213).....	IV-27
Tabel 4. 32 Neraca Energi Molecular Sieve Regeneration Cooler (E-214)	IV-28
Tabel 4. 33 Neraca Energi Molecular Sieve Regeneration Separator (H-215).....	IV-28
Tabel 4. 34 Neraca Energi Molecular Sieve Regeneration Compressor (G-217)	IV-29
Tabel 4. 35 Neraca Energi Demethanizer Cooler (E-311)....	IV-30
Tabel 4. 36 Neraca Energi Demethanizer Column (D-130) .	IV-30
Tabel 4. 37 Neraca Energi Demethanizer Refluks Condensor (E- 312).....	IV-31
Tabel 4. 38 Neraca Energi Demethanizer Reboiler (E-315).	IV-32
Tabel 4. 39 Neraca Energi Heater LNG Exchanger (E-411)	IV-32
Tabel 4. 40 Neraca Energi LNG Exchanger (E-410)	IV-33
Tabel 4. 41 Neraca Energi LNG Valve (K-421).....	IV-33
Tabel 4. 42 Neraca Energi LNG Separator (H-420)	IV-34
Tabel 4. 43 Neraca Energi Refrigerant Compressor (G-412)IV-35	
Tabel 4. 44 Neraca Energi Refrigerant Cooler 1 (E-413)....	IV-35

Tabel 4. 45 Neraca Energi Refrigerant Separator (E-414) ...	IV-36
Tabel 4. 46 Neraca Energi Refrigerant Gas Compressor (G-416)	IV-37
Tabel 4. 47 Neraca Energi Refrigerant Cooler 2 (E-418).....	IV-37
Tabel 4. 48 Neraca Energi Valve Refrigeration (K-419).....	IV-38
Tabel 5. 1 Spesifikasi Kolom Absorber (D-110)	V-1
Tabel 5. 2 Spesifikasi Sales Gas Cooler (E-111)	V-2
Tabel 5. 3 Spesifikasi Rich Amine Separator (H-114).....	V-3
Tabel 5. 4 Spesifikasi Rich Amine Heat Exchanger (E-115) ..	V-4
Tabel 5. 5 Spesifikasi Amine Regenerator (D-120).....	V-5
Tabel 5. 6 Spesifikasi Amine Reflux Condensor (E-121)	V-7
Tabel 5. 7 Spesifikasi Amine Regenerator Accumulator (H-122)	V-8
Tabel 5. 8 Spesifikasi Amine Regenerator Reflux Pump (L-123)	V-9
Tabel 5. 9 Spesifikasi Amine Regenerator Reboiler (E-124)	V-10
Tabel 5. 10 Spesifikasi Lean Amine Pump (L-125).....	V-11
Tabel 5. 11 Spesifikasi Lean Amine Cooler (E-127)	V-12
Tabel 5. 12 Spesifikasi Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C).....	V-13
Tabel 5. 13 Spesifikasi Sweet Gas Cooler (E-212)	V-14
Tabel 5. 14 Spesifikasi Molecular Sieve Gas Regenerator Heater (E-214)	V-15
Tabel 5. 15 Spesifikasi Molecular Sieve Regeneration Cooler (E-215)	V-16
Tabel 5. 16 Spesifikasi Molecular Sieve Regeneration Separator (H-216).....	V-17
Tabel 5. 17 Spesifikasi Molecular Sieve Regeneration Compressor (G-217)	V-18
Tabel 5. 18 Spesifikasi Demethanizer Cooler (E-311).....	V-19
Tabel 5. 19 Spesifikasi Demethanizer Column (E-310).....	V-20
Tabel 5. 20 Spesifikasi Demethanizer Condensor (E-312)....	V-22
Tabel 5. 21 Spesifikasi Demethanizer Accumulator (E-313)	V-23
Tabel 5. 22 Spesifikasi Demethanizer Reflux Pump (L-314)	V-24

Tabel 5. 23 Spesifikasi Demethanizer Reboiler (L-315)	V-25
Tabel 5. 24 Spesifikasi LNG Exchanger (E-410)	V-26
Tabel 5. 25 Spesifikasi Heater LNG Exchanger (E-411)	V-27
Tabel 5. 26 Spesifikasi Refrigerant Compressor (G-412)	V-28
Tabel 5. 27 Spesifikasi Refrigerant Cooler 1 (E-413)	V-29
Tabel 5. 28 Spesifikasi Refrigerant Separator (E-414)	V-30
Tabel 5. 29 Spesifikasi Refrigerant Liquid Pump (L-415)	V-31
Tabel 5. 30 Spesifikasi Refrigerant Gas Compressor (G-416) ..	V-32
Tabel 5. 31 Spesifikasi Refrigerant Cooler 2 (E-418)	V-33
Tabel 5. 32 Spesifikasi LNG Separator (H-420).....	V-34
Tabel 5. 33 Spesifikasi LNG Storage (F-510)	V-35
Tabel 6. 1 Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik LNG	VI-7
Tabel 6. 2 Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2	VI-8
Tabel 6. 3 Ringkasan Cashflow Pabrik LNG.....	VI-12

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Cadangan gas bumi Indonesia per 1 Januari 2011	I-4
Gambar 1. 2 Sebaran Pemanfaatan Gas Alam	I-4
Gambar 3. 1 Pemilihan Proses Pengolahan LNG.....	III-1
Gambar 3. 2 Ukuran Pore dan Ukuran Efektif tiap Molekul	III-11
Gambar 3. 3 Pore Size Molecular Sieve	III-11
Gambar 3. 4 C3-MR Process	III-14
Gambar 3. 5 Cascade by Conocophillips Process	III-15
Gambar 3. 6 SMR Process by PRICO.....	III-17
Gambar 3. 7 N2 Expansion Process	III-18
Gambar 3. 8 DMR Process by Shell.....	III-19
Gambar 6. 1 Struktur Organisasi.....	VI-2
Gambar 6. 2 Grafik BEP Pabrik LNG	VI-12

BAB I

LATAR BELAKANG

Gas alam merupakan suatu campuran yang tersusun dari gas-gas hidrokarbon (C_nH_{2n+2}) dimana gas-gas tersebut mudah terbakar dan susunan yang utama dari gas alam itu sendiri terdiri dari metana (CH_4) yang merupakan molekul hidrokarbon dengan rantai terpendek dan teringan. Metana (CH_4) yang dapat ditemukan di ladang minyak, ladang gas bumi, dan juga tambang batu bara. Karakteristik dari gas alam pada keadaan murni antara lain tidak berwarna, tidak berbentuk, dan tidak berbau. Selain itu, gas alam mampu menghasilkan pembakaran yang bersih dan juga hampir tidak menghasilkan emisi buangan yang dapat merusak lingkungan. Gas alam juga dapat mengandung etana, propana, butana, pentana, dan juga gas-gas yang mengandung sulfur. Komposisi pada gas alam dapat bervariasi sesuai dengan sumber ladang gasnya. Kontaminan (pengotor) utama dari suatu gas biasanya berupa hidrogen sulfide dan karbon dioksida yang harus dipisahkan. Gas dengan jumlah pengotor sulfur yang signifikan dinamakan "*acid gas* (gas asam)". Gas alam dapat terbentuk dengan dua proses, yaitu proses biologis dan proses thermal.

a. Proses Biologis

Pada proses awal, gas alam terbentuk dari hasil dekomposisi zat organik oleh mikroba anaerobik. Jenis mikroba ini mampu hidup tanpa oksigen dan dapat bertahan pada lingkungan dengan kandungan sulfur yang tinggi. Pembentukan gas alam secara biologis ini biasanya terjadi pada rawa, teluk, dasar danau dan lingkungan air dengan sedikit oksigen. Proses ini membentuk gas alam pada kedalaman 760 sampai 4880 meter akan tetapi pada kedalaman di bawah 2900 meter, akan terbentuk *wet gas* (gas yang mengandung cairan hidrokarbon). Proses jenis ini menempati 20 persen keseluruhan cadangan dunia.

b. Proses Thermal

Pada kedalaman 4880 meter, minyak bumi menjadi tidak stabil sehingga produk utama hidrokarbon menjadi gas metana.

Gas ini terbentuk dari hasil *cracking* cairan hidrokarbon yang ada di sekitarnya. Proses pembentukan minyak bumi juga terjadi pada kedalaman ini, akan tetapi proses pemecahannya menjadi metana lebih cepat terjadi. Sebenarnya, pembentukan gas alam dari bahan inorganik juga dapat terjadi. Walaupun ditemukan pada jumlah yang tidak banyak, gas metana terbentuk dari batuan awal lapisan pembentuk bumi dan jenis meteorit yang mengandung banyak karbon (*carbonaceous chondrite type*).

Tabel 1. 1 Komposisi Raw Natural Gas

Constituent	Typical % of Gas	Chemical Structure	Heating Value (BTU/lb)
Methane	70-95	CH4	23,571
Ethane	2,5 - 12	C2H6	21,876
Propane	1-6	C3H8	21,646
Butane	0,2 - 2,5	C4H10	21,293
Pentane	0,2 - 1	C5H12	20,877

(*Suprapto, Yoga P,2007*)

Gas alam dianggap sulit untuk disimpan dan ditransportasikan sehingga terjadi penutupan kegiatan eksplorasi sumur gas karena pada saat itu tidak menghasilkan nilai ekonomi yang baik untuk produksi.

Perkembangan penggunaan gas alam selalu mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Dari tabel I.2 di bawah ini dapat dilihat penggunaan gas sebagai bahan bakar pembangkit PLN meningkat drastis dari tahun ke tahun dibandingkan dengan bahan bakar yang lain. Salah satu keuntungan penggunaan gas alam dibanding dengan sumber lain adalah energi yang dihasilkan gas alam lebih efisien, jauh lebih bersih dan sangat ramah lingkungan.

Tabel 1. 2 Penggunaan Energi Primer PLN 2016-2019

Energi Per Bahan Bakar (GWh)	Tahun			
Tahun	2016	2017	2018	2019
Batu Bara	92.658,65	101.244,41	110.124,32	174.493,23
Gas	56.970,64	46.355,86	51.534,25	61.331,83
Minyak	16.326,96	3.850,93	12.790,93	11.569,04

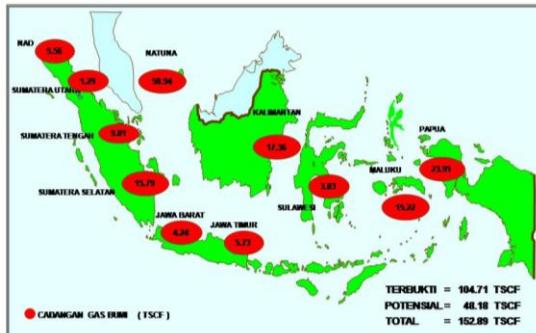
(Sumber : Final Statistik PLN 2016-2019)

Hal tersebut menyebabkan meningkatnya permintaan pasokan gas alam, baik dari sektor produsen listrik, dan konsumen industri. Salah satu solusi untuk mengatasi inkonsistensi pola permintaan dan pasokan gas adalah dengan menyalurkan gas alam sebagai LNG (*Liquefied Natural Gas*). Pemanfaatan gas alam sebagai bahan bakar generator untuk menghasilkan listrik dapat menghemat biaya kapital, menaikkan efisiensi bahan bakar dan feedstock bagi berbagai produk seperti industri pulp dan kertas, logam, kimia, pupuk, tekstil, obat-obatan dan plastik.

Liquefied Natural Gas (LNG) adalah gas alam yang dicairkan dengan cara didinginkan pada temperatur sekitar -160°C dan pada tekanan atmosfer. Proses tersebut juga berfungsi untuk menghilangkan ketidakmurnian dan hidrokarbon berat pada gas alam. Dengan pencairan gas alam, volume spesifik gas akan mengecil hingga 1/600 kali lipat dibandingkan dengan kondisi awalnya. Gas alam cair dapat disimpan di dalam tangki atmosferik serta mudah diangkut dalam jumlah yang besar dengan kapal tanker LNG menuju tempat yang jauh, dimana jalur pipa tidak tersedia, atau jalur pipa tidak ekonomis.

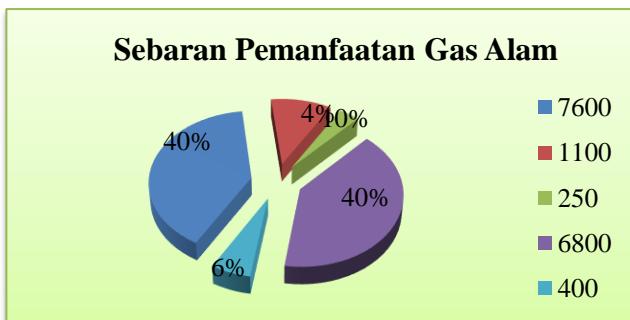
Indonesia memiliki cadangan gas alam yang tersebar di berbagai daerah, namun saat ini telah dibagi menjadi VI region sumber cadangan gas alam Indonesia yang dapat dimanfaatkan oleh industri. Untuk Region I meliputi Sumatera Utara (Aceh dan Medan). Region II meliputi Sumatera Bagian Tengah dan

Selatan, Kepulauan Riau, Natuna dan Jawa Barat. Region III meliputi Jawa Bagian Tengah, Region IV meliputi Jawa Bagian Timur, Region V meliputi Kalimantan dan Bali, Region VI meliputi Wilayah ulawesi, Nusa Tenggara, Maluku dan Papua



Gambar 1. 1 Cadangan gas bumi Indonesia per 1 Januari 2011

Gas alam dapat dimanfaatkan dalam berbagai proses komersial sebagai bahan baku industri petro-kimia (pupuk, olefin, dan aromatik). Namun gas alam paling banyak digunakan sebagai bahan bakar pembangkit listrik dan bahan bakar transportasi. Keuntungan memakai gas alam sebagai bahan bakar adalah energi yang dihasilkan gas alam lebih efisien, jauh lebih bersih dan sangat ramah lingkungan, disamping itu gas alam juga tidak berwarna, tidak berbau, tidak beracun dan tidak korosif.



Gambar 1. 2 Sebaran Pemanfaatan Gas Alam

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

Berdasarkan data pada **Gambar 1.2** di atas dapat dilihat bahwa gas alam dimanfaatkan dalam berbagai aspek kehidupan. Secara garis besar pemanfaatan gas alam dapat dibagi menjadi 3 kelompok, yaitu :

1. Gas alam sebagai bahan bakar, antara lain sebagai bahan bakar pembangkit listrik tenaga uap, bahan bakar industri, bahan bakar kendaraan bermotor, untuk kebutuhan rumah tangga, hotel, restoran dan sebagainya.
2. Gas alam sebagai bahan baku, antara lain bahan baku plastik, bahan baku pabrik pupuk, petrokimia, metanol, dan sebagainya. Selain itu C₃ dan C₄ nya digunakan untuk LPG, CO₂ nya untuk soft drink, dry ice, pengawet makanan, hujan buatan, industri besi tuang, pengelasan dan bahan pemadam api ringan.
3. Gas alam sebagai komoditas energi untuk ekspor, penggunaan gas alam yang paling besar digunakan untuk komoditas ekspor di dunia yaitu LNG (*Liquified Natural Gas*) atau gas alam cair.

Berdasarkan Neraca Gas Nasional, Indonesia akan mengalami surplus gas pada tahun 2018-2024 dan akan mengalami defisit gas pada tahun 2025-2027. Kondisi ini terjadi dengan asumsi : Pemanfaatan gas dari kontrak eksisting terealisasi 100%, pemanfaatan gas untuk sektor kelistrikan sesuai dengan RUPTL 2018-2027, asumsi pertumbuhan gas bumi sesuai dengan pertumbuhan ekonomi yaitu 5.5% untuk sektor industri retail, pelaksanaan Refinery Development Master Plan (RDMP) sesuai jadwal, pelaksanaan pembangunan pabrik-pabrik baru petrokimia dan pupuk sesuai jadwal. Maka bisa dikatakan kebutuhan LNG (*Liquefied Natural Gas*) di Indonesia bisa dikatakan meningkat pada 5 – 6 tahun mendatang, akan tetapi perusahaan penghasilan LNG di Indonesia masih tergolong minim, sehingga masih dibutuhkan lagi pabrik penghasil LNG guna memenuhi demand yang ada pada tahun tersebut.

Dengan latar belakang tersebut, maka pendirian LNG *Plant* layak untuk diterapkan sehingga dapat memenuhi kebutuhan *natural gas* di Indonesia beberapa tahun mendata.

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 KAPASITAS PRODUKSI

Untuk dapat menentukan kapasitas produksi, perlu dilakukan perhitungan yang mempertimbangkan *supply & demand* gas alam beserta *potential* gas alam yang terdapat di daerah tersebut. Karena Sumatera bagian Tengah dan Selatan merupakan bagian dari wilayah Region II sesuai data Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. Maka Data *supply & demand* beserta *potential* gas alam, yang diperlukan untuk melakukan perhitungan ditampilkan dalam Tabel II.1 dan Tabel II.2 berikut :

Tabel 2. 1 Supply Gas Alam Region II dalam MMSCFD

Sumatera Bagian Tengah dan Selatan			
Year	2018	2022	2027
Existing Supply	1762,35	1342,71	382,49
Project Supply	53,03	102,96	37,44
Total Supply	1.815,38	1.445,67	419,93
Potential Supply	15,33	43,32	170,00
Jawa Barat			
Year	2018	2022	2027
Existing Supply	578,21	566,39	297,16
Project Supply	54,43	155,88	74,30
Total Supply	632,64	722,27	371,46
Potential Supply	-	24,00	254,00
Kepulauan Riau			
Year	2018	2022	2027
Existing Supply	365,71	229,70	78,67
Project Supply	-	47,69	4,00
Total Supply	365,71	277,39	82,67
Potential Supply	-	52,10	1.044,00

Tabel 2. 2 Demand LNG di Indonesia dalam MMSCFD

Tahun	2015	2016	2017	2018	2019
Contracted Demand	7600	6800	6450	5300	4900
Committed Demand	1100	1750	2250	2900	3550
Potential Demand	250	600	800	1250	1200
Existing Supply	6800	6900	6450	5600	5100
Project Supply	400	1000	1600	2300	250
Potential Supply	0	0	50	50	3000
Import	1750	1250	1400	1500	1750

Sumber: Neraca Gas Bumi Indonesia 2018

Percentase pemenuhan kebutuhan LNG di Indonesia :

$$\frac{123}{1750} = 0,0703 = 7,03\%$$

Untuk menentukan kapasitas produksi, bukan hanya selisih antara *supply & demand* gas alam saja tetapi *potential* gas alam juga perlu dipertimbangkan. Dengan kondisi *potential* gas alam yang dihasilkan pada tahun 2027 di Sumatera bagian Tengah dan Selatan adalah 170 MMSCFD, maka kapasitas produksi pada pabrik LNG ini dengan 330 hari kerja dengan asumsi memberi range error apabila hasil gas berkurang, maka kapasitas produksi dibuat 123 MMSCFD. Sehingga pembuatan pabrik LNG ini dapat memenuhi sebesar 7,03% kebutuhan LNG di Indonesia.

II.1.1 Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik bertujuan untuk memastikan pabrik dapat beroperasi dengan lancar, efektif, dan efisien. Dalam menentukan lokasi pabrik perlu diperhatikan faktor-faktor yang mempengaruhi besarnya biaya produksi dan biaya distribusi dari produk yang akan dihasilkan. Pabrik pengolahan gas alam ini akan

didirikan di daerah Ramba, Kabupaten Musi Banyuasin, Provinsi Sumatera Selatan. Pemilihan lokasi ini didasarkan atas beberapa faktor, antara lain:

1. Letak dari Bahan Baku

Sumber bahan baku merupakan faktor yang paling penting dalam pemilihan lokasi pabrik, terutama pada pabrik yang membutuhkan bahan baku dalam jumlah besar. Hal ini dapat mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan sehingga perlu diperhatikan jarak dari sumber bahan baku, ketersediaan bahan baku yang berkesinambungan, penyimpanan bahan baku, harga bahan baku dan biaya transportasi. Setelah menganalisa ketersediaan cadangan migas pada RW *field*, maka dapat ditentukan lokasi pembangunan pabrik pengolahan gas alam P.T. Surya Gas Indonesia di daerah Ramba, Kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan. Lokasi pabrik terletak dekat dengan sumber bahan baku untuk tetap menjamin tersedianya bahan baku demi kontinuitas proses produksi.

2. Sumber Air

Lokasi pembangunan pabrik terletak sekitar 2,5 km dari Sungai Lilin, Kabupaten Musi Banyuasin, Sumatera Selatan untuk menjamin ketersediaan *supply* air. Adapun air digunakan sebagai bahan baku *steam* dan air utilitas.

3. Fasilitas Transportasi

Lokasi pabrik berdekatan dengan jalur *gas pipeline* SSJW (*South Sumatra – West Java*) milik Perusahaan Gas Negara sehingga memudahkan dalam pendistribusian produk. Selain itu, lokasi pabrik berjarak 2,5 km dari Ramba Bentayan *Jetty* yang terletak di pinggir Sungai Lilin, penjualan produk utama LNG menggunakan kapal, karena proyeksi konsumen utama pabrik LNG ini adalah FSRU Muara Karang, Jawa Barat. Karena lokasi pabrik LNG ini terletak di pinggir Sungai Lilin dan dekat dengan laut, maka kapal dapat mengambil LNG.

4. Tenaga Kerja Yang Menunjang

Tersedianya tenaga kerja yang terampil diperlukan untuk menjalankan mesin-mesin produksi dan juga pada bagian pemasaran dan administrasi. Tenaga kerja dapat direkrut dari kota Palembang, Sumatera Selatan dan sekitarnya.

5. Sosial Ekonomi

Sosial Ekonomi berkaitan dengan kondisi masyarakat yang umumnya hidup sebagai petani dengan kondisi sosial ekonomi yang rendah. Dengan didirikannya pabrik ini diharapkan kondisi perekonomian masyarakat akan meningkat. Ini berkaitan dengan kebijaksanaan Pemerintah Daerah untuk mengembangkan kawasan tersebut.

6. Pemasaran

Pemasaran LNG yang akan didirikan ditujukan untuk memenuhi kebutuhan listrik untuk perusahaan Pembangkit Jawa Bali (PJB) yang berada di Muara Karang, Jawa Barat. Saat ini Pemasok perusahaan tersebut masih hanya memenuhi setengah kapasitas.

II.1.2 Kualitas Bahan Baku dan Produk

Gas alam dan minyak bumi (C_nH_{2n+2}) terdiri dari campuran beberapa macam komponen hidrokarbon yang mudah terbakar dan komponen non-hidrokarbon (*impurities*) yang terkandung dalam jumlah kecil, seperti nitrogen, helium, karbon dioksida, *hydrogen sulfide*, dan air. Komposisi gas alam bervariasi sesuai dengan komposisi gas pada sumber ladang gasnya, yaitu ladang minyak, ladang gas bumi, dan tambang batubara. Umumnya kandungan gas alam dari sumur sebagian besar terdiri dari metana (CH_4), dapat juga termasuk etana (C_2H_6) dan propana (C_3H_8). Pada tahun 2009, telah dilakukan penelitian *well test* pada RW *field* yang akan dikembangkan mengenai komposisi fluida dan karakteristik sumur. Hasil pengujian lapangan menghasilkan data komposisi fluida sumur gas alam RW *field* sebagai berikut:

Tabel 2. 3 Komposisi Fluida Sumur Gas Alam RW field

Komponen	Fraksi Mol
CO ₂	0,03515
N ₂	0,00705
Methane	0,93617
Ethane	0,01289
Propane	0,0051
i-Butane	0,00092
n-Butane	0,00118
i-Pentane	0,00049
n-Pentane	0,00035
n-Hexane	0,00034
n-Heptane	0,00019
H ₂ O	0,00017

Sumber: LTRO 1 A *Project Design Basis*, 2012

Adapun karakteristik sumur gas alam RW field sebagai berikut :

Tabel 2. 4 Karakteristik Sumur Gas Alam RW field

Properti Sumur	Nilai
<i>Reservoir</i>	<i>Baturaja Formation</i>
Properti Sumur	Nilai
Tekanan Inlet	3204 KPa
Temperatur Inlet	42,56 °C
<i>Gas Flowrate</i>	62,2 MMSCFD
<i>Condensate Gas Ratio</i>	12 bbl/MMSCF
<i>Water Gas Ratio</i>	18 bbl/MMSCF

Sumber: LTRO 1 A *Project Design Basis*, 2012

Pabrik yang akan dibangun direncanakan untuk menghasilkan produk utama berupa LNG dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tabel 2. 5 Spesifikasi Produk LNG

Limit Product	Product LNG
HHV	950-1150 btu/scf
C1 content	Min 75 mol %
CO2 content	< 50 ppmv
H2S content	< 4 ppmv
H2O	< 0,5 ppmv
C4+ content	< 2.0 mol %
C5+ content	< 0.1 mol %
Total Sulfur	<35mg/Nm3
Nitrogen	<1,0 mol%

Sumber: Pradnya & Shinta, 2013

BAB III

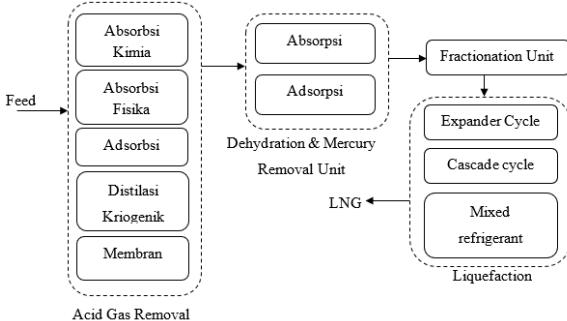
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 MACAM-MACAM PROSES PEMBUATAN LNG

Gas alam dari sumur terdiri dari gas-gas hidrokarbon seperti metana, etana, propana, butana, sejumlah kecil hidrokarbon berat dan juga sejumlah pengotor seperti karbon dioksida, hidrogen sulfida dan uap air. Pengolahan gas alam diperlukan untuk mendapatkan spesifikasi gas alam sesuai dengan persyaratan produk yang baku, melindungi peralatan pengolahan gas alam serta memastikan gas buang dari pengolahan gas alam tidak merusak lingkungan.

Jumlah pengotor yang terkandung dalam gas alam sangat berpengaruh terhadap pemilihan proses pengolahan LNG. Pada pembuatan LNG dari feed gas yang berupa gas alam terdapat beberapa proses pengolahan penghilangan zat pengotor hingga pencairan gas produk yang diinginkan.

Pemilihan proses pada pengolahan feed gas menjadi LNG berdasarkan unit proses pengolahannya haruslah didasarkan pada komposisi *feed gas*, spesifikasi produk gas yang diinginkan dan beberapa hal yang juga perlu diperhatikan dan dievaluasi pada pemilihan proses yaitu kapasitas unit, lokasi pabrik, temperatur *ambient*, regulasi tentang lingkungan hidup pada daerah pendirian pabrik, *capital* dan *operating cost*. Berikut proses yang diperlukan untuk mengubah feed gas menjadi LNG:



Gambar 3. 1 Pemilihan Proses Pengolahan LNG

III.1.1 Acid Gas Removal Unit

Tujuan dari unit proses ini adalah untuk memurnikan feed Gas alam dengan cara mengurangi kadar acid gas yang terkandung dalam komposisi. Gas alam dimurnikan dengan memisahkan acid gas agar tidak mengganggu proses selanjutnya.

Acid gas adalah campuran gas yang terkandung didalam gas alam yang memiliki sifat asam yakni CO_2 dan H_2S . terdapat 3 kemungkinan kandungan acid gas pada gas alam yakni:

1. Gas alam yang hanya mengandung CO_2 tanpa H_2S
2. Gas alam yang hanya mengandung H_2S tanpa CO_2
3. Gas alam yang mengandung CO_2 dan H_2S

CO_2 merupakan gas inert yang tidak memiliki *heating value* dan juga penyebab utama pemanasan global. Adanya komponen CO_2 dalam komposisi sales gas dapat menurunkan *heating value*. dan H_2S bersifat sangat beracun dan jika bereaksi dengan air akan membentuk asam lemah yang bersifat korosif.

Pemilihan proses pengolahan pada unit ini didasari oleh komposisi dan konsentrasi yang dimiliki feed gas, kadar acid gas yang dikandung, tekanan parsial yang dimiliki feed, volume gas yang akan diproses, spesifikasi produk yang diharapkan, *capital and operating cost*, dan faktor lingkungan. Pada acid gas removal unit terdapat beberapa proses yang dapat dipilih yakni diantaranya

III.1.1.1 Absorpsi Kimia

Proses ini menggunakan metode absorpsi dengan bantuan pelarut bahan kimia. Dengan menggunakan solvent secara ekonomis perlu mempertimbangkan faktor sirkulasi solvent yang dapat mempengaruhi ukuran peralatan proses dan biaya operasi serta energy yang diperlukan untuk meregenerasi solvent. Absorpsi kimia dapat menggunakan amine (NH_3) ataupun garam alkali.

Amine merupakan senyawa bersifat basa yang terbentuk dari ammonia (NH_3) dengan mengganti satu atau lebih atom hydrogen dengan senyawa hidrokarbon. Terdapat amine primer, amine sekunder dan amine tersier. Amine dilarutkan dengan air dengan *range* konsentrasi 10-70 wt%.

secara umum amine yang digunakan yakni alkanolamine, yakni amine yang memiliki gugus OH untuk mengurangi volatilitas. Reaksi yang terjadi antara amine dan acid gas bersifat eksotermis. Terdapat beberapa tipe Amine yang dapat digunakan pada absorbs kimia yakni MEA, DEA, DGA dan MDEA.

Monoethanolamine (MEA) merupakan amine yang paling sederhana dan paling reaktif namun memiliki rate korosi yang sangat tinggi digunakan dalam 15-25 wt% amine. Diglycolamine (DGA) digunakan dalam 50-0 wt% sehingga laju sirkulasi rendah. Diethanolamine (DEA) merupakan amine sekunder yang kurang reaktif jika dibanding MEA, yang berarti membutuhkan energy reaktivasi yang lebih rendah, konsentrasi yang digunakan 30-50 wt% dapat menghasilkan produk degradasi yang korosif dengan CO₂. Methyldiethanolamine (MDEA) merupakan amine tersier yang memiliki *vapor pressure* yang rendah dan dapat digunakan hingga 60 wt%, energy yang dibutuhkan untuk meregenerasi paling rendah. Garam alkali yang digunakan yakni menggunakan potassium karbonat panas untuk memisahkan CO₂ dan H₂S

Secara sederhana pada proses pengolahan acid gas dengan menggunakan pelarut kimia memerlukan 2 unit utama yakni absorbs dan regenerasi. Pada kolom absorpsi gas feed yang akan dipisahkan dari acid gas dikontakkan dengan bahan pelarut kimia. Lalu bahan pelarut kimia yang telah mengabsorb acid gas tersebut lalu mengalami proses regenerasi dengan metode “stripping” untuk memisahkan pelarut kimia , CO₂ dan H₂S sehingga pelarut kimia dapat digunakan kembali.

III.1.1.2 Absorsi Fisika

Pada absorbs fisika ini tidak terjadi reaksi kimia yang terjadi penghilangan acid gas hanya dengan menggunakan absorber secara fisika. Proses absorbs secara fisika ini seperti selexol atau rektisol.

Selexol adalah polyethylene glycol yang beroperasi pada tekanan tinggi dan suhu rendah menggunakan pendingin

propane, pada absorber CO₂, ethane dan beberapa hidrokarbon berat dipisahkan, lalu pelarut di regenerasi dengan mengurangi tekanan agar didapat polyethylene glycol yang dapat digunakan kembali

III.1.1.3 Adsorbsi

Dengan proses adsorbsi aliran acid gas dihilangkan dengan cara yang sama seperti dehydration menggunakan molecular sieve dengan perbedaan pada regenerasi gas mengandung acid gas dan air dengan kadar yang tinggi sebelum dilepas ke lingkungan harus melalui pemrosesan terlebih dahulu.

III.1.1.4 Distilasi Kriogenik

Pemisahan secara kriogenik melibatkan pendinginan acid gas ke suhu yang sangat rendah sehingga acid gas berubah menjadi liquid dan terpisahkan. Memerlukan pretreatment dan dehydration terlebih dahulu untuk menghindari terbentuknya hidrat. Memerlukan banyak sistem refrigerasi dan pemanasan. Teknik pengolahan ini sangat cocok untuk mengolah proses dengan feed yang sangat sedikit gas yang digunakan dan sangat tinggi kandungan CO₂ dan rendah H₂S didalamnya

III.1.1.5 Membran

Membrane merupakan material semipermeable yang memisahkan gas dengan selektivitasnya, gas dilarutkan kedalam material membran dan melewati barrier dibawah gradient tekanan parsial, yang didapatkan dengan cara menjaga tekanan rendah pada bagian penyerapan.

Terdapat beberapa bahan polimer yang dikembangkan untuk proses pemisahan gas dalam skala industry yang digunakan yakni selulosa asetat. Membrane ini tipe solution-diffusion yang terdiri dari lapisan tipis selulosa asetat yang disusun dari lapisan tebal bahan pori pendukung.

Semakin mudah larut sebuah zat seperti H₂O,H₂,He,CO₂ dan H₂S akan menyerap lebih cepat terpisahkan oleh komponen CO, Metana dan nitrogen. Performa

dari membrane dipengaruhi oleh permeabilitas yang dimiliki oleh elemen membrane.

Tabel 3. 1 Kelebihan dan Kekurangan Acid Gas Removal Unit

No.	Proses	Kelebihan	Kekurangan
1.	Absorpsi Kimia	1. Kebutuhan steam rendah 2. Biaya operasi rendah 3. Degradasi solvent minimum 4. Kemampuan menghilangkan CO ₂ dan H ₂ S sangat baik 5. Tidak bergantung pada tekanan parsial H ₂ S dan CO ₂	1. Butuh energi yang besar untuk regenerasi solvent 2. Pada konsentrasi yang tinggi meningkatkan resiko terjadi korosi 3. dapat terjadi foaming 4. Kebocoran amine dapat menyebabkan bahaya lingkungan serta safety 5. menghasilkan produ uap air jenuh 6. mengalami 2 proses pemisahan secara fisika dan kimia
2.	Absorpsi Fisika	1. Tidak terjadi peningkatan suhu yang signifikan pada absorber 2. Dapat sekaligus membantu mengurangi kadar air 3. Biaya instalasi rendah 4. Butuh energi yang rendah untuk regenerasi	1. Sangat menyerap hidrokarbon berat 2. Efektivitas pemisahan sangat bergantung pada tekanan parsial CO ₂ dan H ₂ S 3. Kehilangan solvent cukup besar

		<p>5. Dapat selektif antara CO₂ dan H₂S</p> <p>6. bekerja pada suhu ambient</p>	
3.	Adsorbsi	<p>1. Mampu memisahkan H₂S dari gas alam dengan sangat baik</p> <p>2. dapat memisahkan <i>acid gas</i> dan air secara bersamaan</p>	<p>1. Membutuhkan panas yang besar untuk regenerasi</p> <p>2. Bed absorpsi cepat mengalami kejemuhan</p>
4.	Distilasi Kriogenik	<p>1. Cocok untuk feed gas dengan kadar CO₂ tinggi</p> <p>2. Menghasilkan CO₂ cair yang dapat dijual sebagai <i>byproduct</i></p>	<p>1. Membutuhkan energy yang sangat besar</p> <p>2. Resiko terjadinya pembekuan pada sistem sangat besar</p> <p>3. Beberapa bahan tambahan bersifat mudah terbakar dan beracun</p> <p>4. Sulit memisahkan CO₂ dengan metana</p> <p>5. CO₂ dan ethane membentuk azeotrop</p> <p>6. Butuh perhatian <i>safety</i> yang sangat tinggi</p> <p>7. Butuh lahan yang luas</p>

5.	Membran	1. Tidak membutuhkan lahan yang luas (cocok untuk <i>off shore plant</i>) 2. Dapat digunakan untuk kadar CO ₂ feed gas yang bervariasi 3. Ramah lingkungan 4. Kemampuan pemisahan CO ₂ sangat baik 5. <i>Capital investment</i> rendah 6. mudah diinstalasi dan dioperasikan 7. Tidak memerlukan bahan kimia	1. Butuh kompresi tambahan untuk memisahkan CO ₂ 2. Dapat terjadi kehilangan hidrokarbon 3. Dibutuhkan pre-treatment terlebih dahulu untuk menghilangkan partikulat yang terkandung dalam feed 4. sangat bergantung terhadap tekanan 5. lebih banyak hidrokarbon yang hilang daripada menggunakan sistem solvent 6. rentan mengalami <i>fouling</i> akibat pengotor 7. kurang kompetitif karena <i>manufacture</i> membrane terbatas
----	---------	---	---

Pada proses *acid gas removal* dipilih menggunakan proses Absorpsi Kimia berbasis sistem *amine* untuk penghilangan CO₂, dimana proses ini sering diaplikasikan dalam dunia industri seperti *refinery*, *petrochemical* dan pemrosesan gas alam. Alkanolamin yang akan dipakai adalah MEA (*Monoethanolamine*)

Monoethanolamine merupakan Amina Primer yang sangat dasar dan sering digunakan pada proses *Acid Gas Removal* dikarenakan yang paling reaktif pada proses

pemisahan *Acid Gas*. *Monoethanolamine* hanya memerlukan konsentrasi yang tidak terlalu pekat yakni 15-25 Wt% Amine sehingga sangat cocok untuk pemisahan gas CO₂ dengan kadar moderate. Penentuan konsentrasi pada penggunaan *Alkanolamine* dapat mempengaruhi laju korosi dari alat-alat yang akan digunakan serta optimasi penyerapan *Acid Gas*. *Chemical Formula* untuk *Monoethanolamin* yakni C₂H₇NO dengan BM 61.084 g/mol, Massa Jenis 1.0117g/cm³, Titik didih 443K, Titik Lebur 283.4K.

III.1.2 DEHYDRATION UNIT

Pada aliran gas alam jenuh dengan uap air yang akan terkondensasi dan membentuk gas hidrat jika suhu pada aliran gas alam mengalami pendinginan hingga mencapai suhu terbentuknya hidrat. Pembentukan hidrat berbentuk padat dan sangat membuat permasalahan pada alat proses karena dapat mengurangi performa bahkan menyumbat menyumbat pipa, *valve*, dan peralatan proses lainnya. Dan jika uap air mengalami kondensasi pada pipa, dapat menyebabkan erosi dan korosi. Tujuan dari unit proses ini yaitu untuk mengurangi kadar air dan menurunkan *Dew point* air dan meminimalkan permasalahan yang telah dipaparkan. Proses yang sering dijumpai pada proses pengolahan gas alam dan minyak bumi yakni:

III.1.2.1 Absorption

Pada proses absorption secara fisika dimana gas dikontakkan dengan liquid yang dapat menyerap uap air, liquid yang digunakan sebagai pelarut ini harus memiliki spesifikasi :

1. Memiliki afinitas tinggi terhadap air namun afinitas terhadap hidrokarbon rendah
2. Volatilitas rendah pada suhu absorption
3. Viskositas rendah
4. Memiliki *thermal stability* yang bagus untuk mencegah terjadinya dekomposisi saat regenerasi
5. Tidak menimbulkan korosi.

Pelarut yang sering digunakan yakni *Ethylene glycol* (EG), *diethylene glycol* (DEG), *triethylene glycol* (TEG),

tetraethylene glycol (TREG) dan *propylene glycol*. Diantara semua pelarut yang telah disebutkan paling sering menggunakan TEG. Dengan menggunakan solvent atau *glycol absorbtion unit* memiliki proses yang sama seperti pada abrobtion acid gas removal unit.

III.1.2.2 Adsorption

Adsorbs ini merupakan proses dua langkah sehingga membutuhkan waktu yang lebih lama untuk mencapai kesetimbangan dengan fase gas pada proses penyerapan. Adsorbs bergantung pada ukuran pori yang digunakan

Secara adsorpsi fisika ikatan antara spesi yang mengadsorb dan fase padat disebut gaya van der waals, gaya tarik dan tolak menolak yang terjadi antara liquid dan solid yang memberikan bentuk. Parameter yang penting pada proses ini yakni tekanan parsial air, karena konsentrasi adsorbat biasanya rendah, biasanya hanya menggunakan beberapa layer molecule pada bagian permukaan, secara komersial menggunakan zeolite sintetis. Jika dengan menggunakan molecular sieve adsorbat terdiri dari partikel zeolite yang saling berikatan satu sama lain, oleh karena itu penyerapan spesies melalui zeolite secara mikroskopis karena distribusi pori yang sangat rapat. Dengan menggunakan silica gel dan alumina terdiri dari partikel besar dan tidak ada bahan pengikat yang terdistribusi secara renggang.

Silica gel sering digunakan pada feed yang memiliki konsentrasi air tinggi dan tidak memerlukan banyak air untuk dipisahkan, termasuk senyawa *noncatalytic*. Alumina bersifat sangat polar sehingga sangat kuat dalam pengikatan air. Namun sangat disarankan menggunakan molecular sieve pada proses yang akan melalui *cryogenic process*.

Gas yang masih mengandung H_2O atau *wet gas* masuk melalui bagian atas bed adsorber untuk menanggulangi terjadinya fluidisasi pada bed lalu akan melalui *dust filter* sebelum akhirnya menjadi *dry gas* atau gas yang telah dihilangkan kandungan airnya. Regenerasi pada proses ini

yakni memanaskan bed, menghilangkan kandungan air, dan pendinginan. Gas regenerasi masuk melalui bagian bawah bed secara counterflow dengan gas saat proses adsorbs berlangsung agar memastikan bagian paling bawah bed bisa menyerap air secara maksimal. Berikut ini adalah perbandingan seleksi proses pada *dehydration unit*:

Tabel 3. 2 Perbandingan Proses Dehydration

Kondisi	Absorbsi	Adsorbsi
Batas max Air	10 ppm	< 10 ppm
Jenis Pelarut	Cair	Padat
Korosi	Cenderung korosi	Tidak
Foaming	Tinggi	Tidak
Contoh	EG, DEG, TEG, TREG	Alumina, Silika Gel, Molekular Sieve

Berdasarkan tabel di atas, dapat disimpulkan untuk unit penghilangan kadar air pada proses pembuatan LNG menggunakan proses adsorpsi, karena dengan proses ini mampu menghilangkan H₂O sesuai dengan spesifikasi produk yang diinginkan.

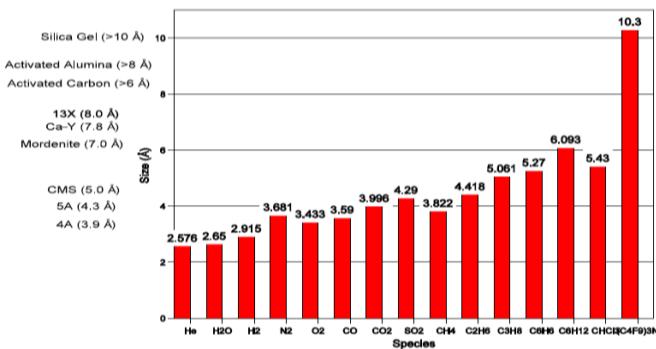
Tabel 3. 3 Perbandingan Jenis-Jenis Adsorbent

Adsorbent	Kadar Air	Kemampuan Regenerasi	Suhu Regenerasi	Sifat
Alumina (Al ₂ O ₃)	< 10 ppm	Sulit	Sangat Tinggi	Basa
Silika gel (SiO ₂)	< 10 ppm	Mudah	Tinggi	Asam
Molecular Sieves	< 1 ppm	Mudah	Tinggi	Basa

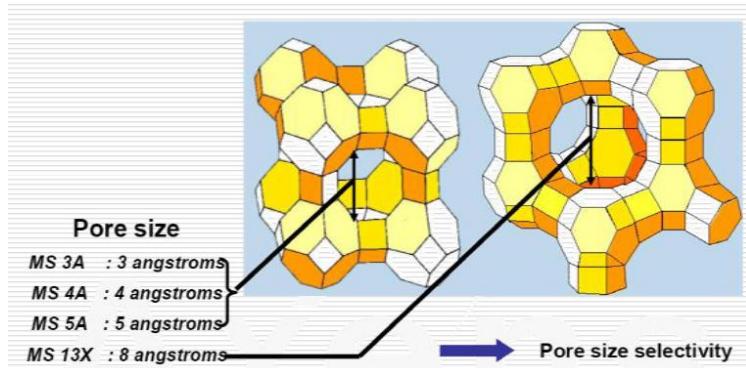
Dari Tabel II.3 dapat disimpulkan bahwa adsorbent yang paling baik adalah *molecular sieve*. Jenis *molecular sieve* berdasarkan ukuran pori-porinya ditunjukkan pada tabel II.4 berikut ini.

Tabel 3. 4 Berbagai Jenis Molecular Sieve Berdasarkan Ukuran Pori

<i>Molecular Sieve</i>	<i>Pore Diameter (Å)</i>
Type 3A	3
Type 4A	4
Type 5A	5
Type 13X	10



Gambar 3. 2 Ukuran Pore dan Ukuran Efektif tiap Molekul
(Sumber : Adsorption Research, Inc. Kent S Knaebel)



Gambar 3. 3 Pore Size Molecular Sieve

Tabel III.4, Gambar III.2 dan Gambar III.3 menunjukkan ukuran pore dan ukuran efektif tiap molekul menurut *Adsorption Research, Inc. Kent S. Knaebel*. Ukuran molekul H_2O yaitu 2.65 \AA (atau 0.265 nm) dimana dapat terikat dengan baik oleh *molecular sieve* dengan tipe 3A.

III.1.3 FRACTIONATION

Proses ini bertujuan untuk memisahkan komponen – komponen hidrokarbon yang terdapat dalam gas alam menjadi komponen individu, seperti:

- Komponen Methane sebagai bahan baku utama untuk pembuatan LNG,
- *Fuel Gas* untuk bahan bakar boiler,
- Ethane dan Propane sebagai media pendingin (*Refrigerant*) di *Multi Component Refrigerant* maupun *Propane Refrigeration System*,
- Propane dan Butane untuk LPG komersial dikirim ke tangki penampungan,
- *Condensate Hydrocarbon* sebagai bahan baku yang diolah menjadi bahan baku cair.

III.1.4 REFRIGERANT & LIQUEFACTION UNIT

Liquefaction unit merupakan unit proses untuk mengubah produk yang diinginkan dari fase gas menjadi fase liquid, dengan tujuan untuk mempermudah proses transportasi maupun memaksimalkan penyimpanan produk dengan adanya bantuan *refrigerant*.

Berbagai proses refrigerasi beserta keterangan dan perbandingan tiap prosesnya diperoleh dari data *23rd World Gas Conference, Amsterdam 2006* dan dapat disajikan dalam tabel berikut.

Tabel 3. 5 Perbandingan Berbagai Proses Liquefaction

Parameter	C3-MR	Cascade	Single MR	N_2 Expansion	Double MR
<i>Thermal Efficiency</i>	High	Medium	Medium	Low	High
<i>Specific Power</i> ,	12.2	14.1	14.5	16.5	12.5

<i>kW/ton LNG/day</i>					
<i>Equipment Count</i>	Medium	High	Low	Medium	Medium
<i>Hydrocarbon Refrigerant Storage</i>	Large	Large	Medium	None	Medium
<i>Reliability</i>	High	High	High	High	High
<i>Specific Capital Investment</i>	Medium	Medium	Low	High	Medium
<i>Suitability for FPSO</i>	Medium	Low	High	High	High
<i>Availability</i>	High	High	High	Medium	High

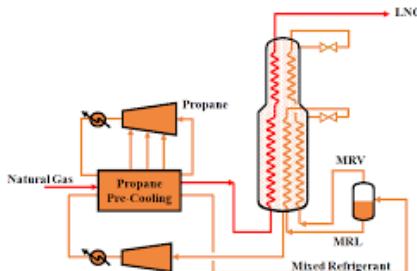
Tabel 3. 6 Perbandingan Lisensi Teknologi Refrigerasi

Jenis	Lisensi	Media Pendingin	Alat
<i>Propane Pre-cooled Mixed Refrigerant</i>	APCI	Nitrogen, Metana, Etana dan Propana	Main cryogenic heat exchanger
<i>Optimized Cascade Process</i>	ConocoPhillips	Propana, Etilen, dan Metana	Cascade heat exchanger
<i>Single Mixed Refrigerant Process</i>	Black & Veatch PRICO	Nitrogen, Metana, Etana, Propana dan Isopentana	Plate fin heat exchanger
<i>Double Mixed Refrigerant</i>	Axens Liquefin™	Metana, Etana, Propana, Butana dan Nitrogen	Plate fin heat exchanger
<i>Double Refrigerant</i>	Shell	Etana dan Propana	Spiral wound heat exchanger
<i>N₂ Expansion</i>	Constain Gas Oil	Nitrogen	Turbo expander

III.1.4.1 C3-Mixed Refrigeration

Skema dasar proses C3MR ditunjukkan pada gambar dibawah ini:

The C3MR Process



Gambar 3. 4 C3-MR Process

(Brian Barr, 2015)

Skema dasar proses C3MR ditunjukkan pada **Gambar 3.4**. Gas alam dari unit *acid gas removal* dikeringkan dan dilakukan *precooling* hingga sekitar -35°C oleh propana. Setelah *precooling*, ia melewati rangkaian tabung dalam penukar panas kriogenik utama di mana gas alam dicairkan dan didinginkan hingga antara -150°C hingga -162°C dengan *mixed refrigerant* (MR) mengalir ke bawah pada sisi *shell*.

Untuk mendinginkan gas alam terlebih dahulu, propana dikompres hingga tekanan cukup tinggi agar dapat dikondensasi oleh udara *ambient* atau *cooling water*. Propana cair kemudian diturunkan tekanannya dalam serangkaian tahapan, dikurangi suhunya dan membiarkannya untuk menjadikannya *refrigeration* untuk gas alam.

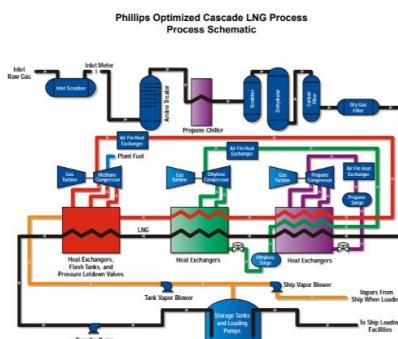
Propana juga berfungsi melakukan *precooling* untuk *mixed refrigerant* yang telah dikompres setelah keluar dari bagian bawah MCHE. Setelah *pre-cooling*, sebagian MR yang terkondensasi dipisahkan dalam *separator* tekanan

tinggi. Kemudian aliran *Vapor* dan *liquid* masuk melewati *tube* terpisah di MCHE dimana *vapor* dan *liquid* akan didinginkan, dicairkan, dan *sub-cooled*. Kedua aliran *sub-cooled* tersebut lalu diturunkan tekanannya bersamaan dengan suhu mereka. Saat MR menguap dan mengalir ke bawah *shell* dari MCHE, MR menghasilkan *refrigeration* untuk proses *liquefaction* dan *sub-cooling* gas alam.

Penggunaan *single component pre-cooling fluid* dengan penurunan tekanan bertahap memberikan langkah *pre-cooling* yang efisien dan mudah dikendalikan. Penggunaan MR untuk *liquefaction* dan *sub-cooling* dalam satu *exchanger* memungkinkan *boiling* dari *refrigerant* lebih dari rentang suhu, yang mengarah ke efisiensi tinggi saat kondisi sangat krusial. C3MR *cycle* meminimalisir jumlah peralatan dan *control loops* sembari mempertahankan efisiensi tertinggi.

(Mark Pillarella, 2007)

III.1.4.2 Cascade



Gambar 3. 5 Cascade by Conocophillips Process
(D.L. Andress, 1996)

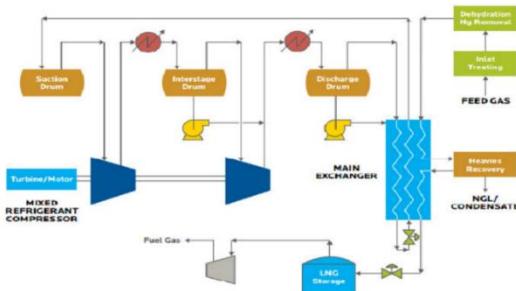
Gambar 3.5 menunjukkan bagaimana *the Optimized Cascade Process* menghasilkan LNG. Gas mentah pertama-tama di *treat* untuk menghilangkan CO₂, H₂S dan

komponen sulfur lain, H₂O, komponen *organometallic mercury*, dan kontaminan lainnya sebelum memasuki bagian *liquefaction* dari *plant*. *Treated gas* kemudian didinginkan dan dikondensasikan sampai suhu -162 C di dalam *successively colder heat exchangers*, menggunakan *propane*, *ethylene*, dan *methane* sebagai *refrigerant*. Hasil LNG kemudian dipompa ke dalam *insulated storage tanks* dimana LNG akan tetap sampai pengiriman. *Boil-off gas* dan uap yang dikembalikan ditangkap dan di-recycle melalui *the Optimized Cascade Process* untuk *reliquefaction* yang efisien.

The ConocoPhillips Optimized Cascade Process menyertai teknologi pengolahan LNG yang dibutuhkan untuk mengefisiensikan dan mengefektifkan LNG, dengan memulihkan hidrokarbon yang lebih berat sebagai produk terpisah untuk mencegah pembekuan, dan menghilangkan kadar nitrogen, jika diperlukan. Metode ini digunakan untuk mengintegrasikan teknologi-teknologi sehingga menghasilkan biaya yang lebih rendah dan efisiensi maksimum dari rata-rata LNG *plant* yang ada.

The Optimized Cascade process didasarkan pada *three multi-staged, cascaded refrigerant circuits* yang menggunakan *refrigerant-refrigerant* murni, *brazed aluminum heat exchangers*, dan *insulated cold box modules*. ConocoPhillips telah mengoptimalkan integrasi panas untuk mendekati kurva gas alam dan *refrigerant cooling*, yang menghasilkan proses yang sangat efisien. *Refrigerant* murni propana, etilen dan metana digunakan, karena sifat fisik mereka ideal untuk integrasi panas.

III.1.4.3 Single Mixed Refrigeration (SMR)

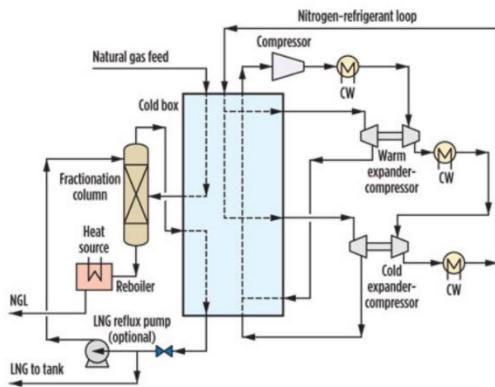


Gambar 3. 6 SMR Process by PRICO

(Guofu Chen, 2015)

Seperti proses *liquefaction* yang lain, gas alam masuk ke *main heat exchanger*, lalu dicairkan menjadi LNG. MR yang terkompres juga dimasukkan ke dalam *main heat exchanger*, didinginkan sampai sekitar -248F, dan kemudian diekspan sampai sekitar 59 psia menggunakan J-T valve. Setelah itu dimasukkan kembali ke dalam *main heat exchanger* dan dikompres di dalam sebuah *two stage compressor* untuk menjadi pendingin lagi di *main heat exchanger*, jadi membentuk sebuah closed MR loop. Komposisi refrigerant yang paling optimal adalah : 34% mol *methane*, 28%mol *ethane*, 11.5%mol *i-butane*, 19.5%mol *n-butane*, dan 7.5%mol nitrogen.

III.1.4.4 N₂ Expansion

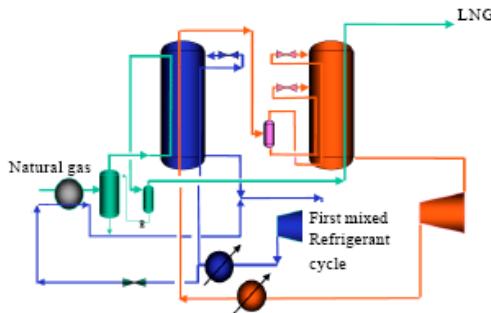


Gambar 3. 7 N₂ Expansion Process

Liquefaction gas alam biasanya merupakan proses yang mengonsumsi banyak energy. Oleh karena itu, setiap peningkatan kinerja proses *liquefaction* pasti akan mengurangi konsumsi energy. *Nitrogen expansion liquefaction process* dianggap sebagai proses yang cocok untuk kilang LNG skala kecil karena kesimpelannya, *startup* yang cepat, dan *maintenance*-nya mudah. Namun, kerugian dari proses ini adalah konsumsi energy tinggi. Cara yang efisien untuk menurunkan konsumsi energinya adalah dengan menambahkan siklus *precooling*.

(T.B.He, 2014)

III.1.4.5 Double Mixed Refrigeration (DMR)



Gambar 3. 8 DMR Process by Shell

(R. Nibbelke,2002)

Proses ini dinamakan *dual mixed refrigerant process*, dengan *power* yang berbeda di 2 *cycles*, dan dengan 2 *spiral-wound exchangers*. Memiliki MR di *cycle* pertama memungkinkan untuk memiliki *condenser* lebih kecil, dan juga untuk menghilangkan kemacetan kompresor *propane*. Untuk kompresor *propane*, ukuran kompresornya, sehingga kapasitas unit dibatasi oleh bilangan Mach di ujung *blades*. Menggunakan MR dengan berat molekul yang lebih rendah, memungkinkan untuk mendorong batas tersebut lebih jauh karena bilangan Mach lebih rendah dengan gas ini.

Pada desain pabrik LNG ini menggunakan jenis refrigerasi Nitrogen, Metana, Etana, Propana dan Isopentana untuk refrigerasi *pre-cooling* gas alam sebelum masuk unit fraksionasi serta refrigerasi Nitrogen pada proses pencairan gas alam. Untuk pemilihan refrigerasi Nitrogen didasarkan pada kapasitas pabrik dimana Mini LNG Plant ini termasuk pabrik LNG dengan skala kecil sampai medium yang mempunyai sistem berdasarkan Costain Oil, Gas & Process Ltd sebagai berikut.

Pemilihan jenis *refrigerant* untuk proses *liquefaction* LNG Plant ini, ditentukan bahwa proses yang dipilih yaitu *Single Mixed Refrigerant*. Berdasarkan **Tabel 3.8**, selain karena faktor alokasi tempat dan biaya operasi, dapat dilihat juga bahwa sistem

ini tidak menimbulkan bahaya pada sistem penampungan *refrigerant*. Tingkat fleksibilitas sistem ini juga tinggi terhadap perubahan komposisi feed gas, sehingga cocok diaplikasikan pada pabrik yang akan didirikan.

Untuk itu, berdasarkan seleksi proses yang telah dilakukan, maka proses pembuatan Mini LNG plant ini akan menggunakan beberapa rangkaian proses yaitu:

- ***Acid Gas Removal Unit*** : menggunakan *amine absorbtion*
- ***Dehydration Unit*** : menggunakan *molecular sieve*
- ***Fractionation***: pemisahan hidrokarbon dalam gas
- ***Liquefaction Unit*** : menggunakan *Single Mixed Refrigerant*
- ***Refrigerant*** : Campuran Nitrogen, Metana, Etana, Propana dan Isopentana

III.2 URAIAN PROSES TERPILIH PEMBUATAN LNG

Produksi *liquefied Natural Gas* dalam pabrik ini terdiri dari beberapa unit pengolahan, yakni :

1. *Acid Gas Removal Unit*
2. *Dehydration Unit*
3. *Fractionation*
4. *Liquefaction Unit*

III.2.1 Acid Gas Removal Unit

Feed gas yang berasal dari PT. XXX dengan tekanan sekitar 70 bar masuk ke Sales Gas Cooler dan Sales Gas Valve untuk menurunkan tekanan dan temperature dari feed. Kemudian feed masuk kedalam Kolom Absorber (D-110) melalui bawah kolom, dan MEA masuk ke Kolom Absorber dari atas kolom. Akan terjadi kontak antara MEA (Mono-ethanol-amine) dengan feed gas. Proses penyerapan CO₂ dari feed gas sampai batas maximal 50 ppmv agar nantinya tidak terjadi pembekuan CO₂ pada unit pencairan (Liquifaction Section di MHE). Proses ini dilakukan pada temperatur rendah dan tekanan tinggi. Konsentrasi MEA yang dipakai untuk menyerap CO₂ adalah 40% wt (weight). Proses ini dilakukan pada suatu pembuktian bahwa mempunyai kesanggupan untuk menyerap CO₂ dari dalam feed gas pada kondisi temperatur atmosfer dan tekanan relatif.

Di Kolom Absorber terdapat 15 tray yang berfungsi untuk memberi kontak yang baik antara MEA dengan gas. Untuk selanjutnya feed gas yang telah bersih akan diolah dalam proses *dehydration* untuk dibuang kandungan airnya. Untuk mencegah terjadinya kebuntuan pada tahap pencairan feed gas di *Liquefaction Unit*, maka feed gas harus bebas dari kandungan CO₂ dan air. Karena gas CO₂ dan air akan membeku pada temperatur lebih tinggi dari temperatur LNG. Proses penyerapan (Absorbsi) CO₂ di menara CO₂ Absorber dengan memakai larutan MEA sebagai absorbentnya. Proses penyerapan (Absorbsi) adalah proses kimia yang mengeluarkan panas (eksothermis).

Gas yang sudah bersih dari CO₂ mengalir dari puncak Kolom Absorbsi dengan temperatur 89°C dan 49 bar kemudian didinginkan di *Sweet Gas Cooler* dengan media pendingin Cooling Water (air laut) hingga temperatur 20°C. Pendinginan ini bertujuan untuk mengkondensasikan MEA yang terikat oleh feed gas.

Larutan MEA yang banyak mengandung CO₂ (*rich amine*) yang keluar dari bottom Kolom Absorber juga mengandung sedikit hidrokarbon berat. *Rich amine* ini masuk ke *Rich Amine Separator* (H-114) tetapi sebelum masuk ke H-114 terlebih dahulu melewati *Rich Amine Valve* yang berfungsi untuk menurunkan tekanan *rich amine*. Kemudian cairan *rich amine* ini masuk ke *Rich Amine Separator* (H-114). Feed gas mengandung hidrokarbon berat, maka saat proses penyerapan CO₂ terjadi, hidrokarbon berat tadi sebagian larut bersama MEA. Hidrokarbon yang terlarut di dalam rich amine akan terlepas/menguap dan selanjutnya dikirim ke sistem fuel gas. Hidrokarbon yang tidak menguap membentuk layer. *Rich Amine Separator* (H-114) dilengkapi dengan dinding pembatas (*weir*) untuk memungkinkan pemisahan cairan hidrokarbon dari larutan MEA. Selanjutnya cairan tadi akan dibuang ke pembuangan limbah untuk dibakar. Dinding *weir* ini berfungsi untuk membuang cairan hidrokarbon melalui overflow tanpa menaikkan level terlalu tinggi. Selanjutnya *rich amine* akan dialirkan ke seksi regenerasi untuk diproses lebih lanjut.

Proses Regenerasi MEA

Larutan rich amine yang keluar dari *Rich Amine Separator* (H-114) masuk ke *Rich/Lean Amine Exchanger* E-115, exchanger yang dipakai ini berjenis *shell and tube heat exchanger*. Rich amine tersebut dipanaskan dengan cara pertukaran panas dengan lean amine atau MEA panas yang bersuhu sekitar 186°C yang berasal dari dasar *Amine Regenerator* (D-120) dan *Amine Reboiler* (E-124). Rich amine yang bersuhu 25°C naik suhunya menjadi 120°C. Larutan MEA yang telah mendapat pemanasan awal ini dialirkan ke *Amine Regenerator* (D-120), masuk di tray 3. Proses operasi di *Amine Regenerator* (D-120) berlangsung pada tekanan sekitar 20 bar dan temperatur tinggi sekitar 120°C.

Panas yang dibutuhkan untuk regenerasi diberikan oleh steam pemanas bertekanan 20 bar saturated di dalam tube dari *Amine Reboiler* (E-124). Di dalam Amine Regenerator MEA mengalir melalui tray-tray dan menuju ke bawah berkontak langsung dengan uap panas yang keluar dari bagian shell reboiler. Sewaktu larutan rich amine (larutan yang kaya dengan CO₂) ini dipanasi maka CO₂, uap air dan H₂S yang terikut bersamanya akan terlepas lalu keluar dari puncak Column dan masuk ke *Amine Regenerator Condenser* (E-121) melalui tube untuk didinginkan oleh propane yang masuk di bagian shell, dimana terjadi kondensasi dari air dan MEA yang selanjutnya dipisahkan di dalam *Amine Regenerator Accumulator* (H-122) dan kondensate yang terbentuk dikembalikan ke dalam sistem dan campuran-campuran gas yang tidak dapat terkondensasi selanjutnya dibuang ke udara/atmosfer. Cairan kondensate dari H-122 ini dipompaikan oleh Amine Reflux Pump (L-123) ke puncak Amine Regenerator (D-120) untuk membantu mengurangi jumlah uap air yang naik sekaligus menjaga temperatur di puncak kolom. Larutan MEA yang masuk ke Amine Regenerator tadi terus mengalir ke bawah sampai tray dasar dimana sebagian MEA mengalir ke Reboiler E-124. Besarnya aliran ini berhubungan erat dengan jumlah panas yang diberikan ke dalam Reboiler. MEA dari Column dengan temperatur 65°C akan masuk ke Reboiler melalui bagian bawah, kemudian dipanaskan oleh steam 250°C saturated yang masuk di

bagian tube Reboiler, uap yang terbentuk dikembalikan lagi ke Amine Regenerator masuk di bagian tray dasar dengan harapan CO₂ yang mungkin masih terikut cairan amine akan menguap.

Cairan MEA di dalam Reboiler E-124 terus-menerus bertambah dan melimpah melewati weir untuk bergabung dengan aliran MEA yang terdapat di bagian bawah kolom. Sisa cairan MEA yang terdapat di tray dasar mengalir melalui cerobong tray dasar kolom. Kemudian cairan MEA bergabung dengan cairan dari Accumulator mengalir memasuki Exchanger E-115 dengan temperatur 186°C, MEA ini didinginkan hingga temperatur 107°C, didinginkan oleh aliran rich amine (amine dingin). Larutan MEA ini kemudian dialirkan ke Lean Amine Cooler (E-127) untuk pendinginan akhir dan akhirnya dipompakan ke Kolom Absorber.

III.2.2 Dehydration Unit

Pada *Dehydration Unit* ini bertujuan untuk mengurangi kandungan uap air (H₂O) yang terikut dalam feed gas maksimum sebesar 0.5 ppm. Kandungan air yang terlalu banyak dapat mempercepat korosi dan air yang terikut pada proses pendinginan dan pencairan gas akan membeku sehingga akan menyumbat tubes, dan valve yang tedapat pada sistem pendinginan dan pencairan.

Selain mengurangi kandungan air *Dehydration Unit* ini juga berfungsi untuk mengurangi kandungan Mercury (Hg) maksimum sebesar 0.1 microgram per meter kubik. Pengurangan kadar Mercury ini karena, jika terikut dalam feed gas akan menyebabkan korosi pada tube alumunium cryogenic Heat Exchange. Akan tetapi karena dalam feed gas tidak terdapat kandungan merkuri, sehingga tidak perlu ditambahkan proses penghilangan kandungan merkuri tersebut.

Feed gas yang sudah diproses di *Acid Gas Remover Unit* dialirkan ke *Sweet Gas Cooler* E-212 pada bagian tube. Feed gas ini didinginkan menggunakan media pendingin *cooling water* yang masuk di bagian shell. Gas tersebut menjadi dingin sehingga sejumlah hidrokarbon berat terkondensasi, kemudian gas dingin bersama-sama dengan air dan hidrokarbon yang telah terkondensasi tersebut mengalir ke *Molecular Sieve Dehydrated*

(H-210A/B/C) type 3A. Gas ini melewati demister pad yang berada di dalamnya, untuk memudahkan pemisahan antara gas dengan air dan hidrocarbon yang terkondens. Liquid yang terbentuk dialirkan ke *waste water*. Feed gas yang telah terpisah dari liquid tersebut keluar dari bagian atas *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C). Gas tersebut melewati demister pad kedua untuk menangkap cairan yang mungkin masih terikut bersama gas yang akan masuk ke drier lainnya. Terdapat 3 buah bed drier yang pemakaiannya diatur bergantian. Drier bekerja dalam 2 siklus yaitu siklus drying dan siklus regenerasi. Di dalam siklus regenerasi sendiri terbagi 3 bagian yaitu *heating*, *cooling* dan *standby*.

Gas yang keluar dari drier separator *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C) kemudian masuk ke drier pada bagian atas melewati alundum ball yang berfungsi untuk mendistribusikan aliran feed gas merata ke seluruh bed, kemudian melewati activated alumina yang berfungsi menahan cairan yang lolos dari *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C), lalu melewati molecular sieve catalyst, disinilah kandungan uap air dari dalam gas umpan diadsorbsi. Secara umum proses di *Dehydration Unit* ini diharapkan dapat dikatakan berlangsung dengan baik apabila batasan moisture content yang terdapat di feed gas <5ppm/ lebih rendah yang dapat diketahui dari hasil analisa Moisture Analyzer.

Mekanisme proses regenerasi *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C) yakni, split 5% flow rate hasil dehydrated sweet gas salah satu dari *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C) yang sedang beroperasi, digunakan sebagai regeneration gas pada salah satu *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C) yang sedang melakukan proses regenerasi dan *Molecular Sieve Dehydrated* (H-219A/B/C) lainnya *stand by*. *Regeneration* gas ini kemudian mengalami proses pemanasan pada *Molecular Sieve Gas Regeneration Heater* (E-214) untuk menaikkan suhu menjadi 280°C yang selanjutnya akan digunakan sebagai gas peregenerasi pada *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C). gas panas ini dilewatkan melalui bawah *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C) sehingga gas panas ini akan menguapkan air yang

terperangkap pada adsorbent, sehingga terbentuklah uap air serta gas panas yang akan keluar melalui bagian atas *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C). setelah itu aliran ini akan mengalami proses kondensasi pada *Molecular Sieve Regeneration Cooler* (E-215) guna untuk mengkondensasikan uap air dan memisahkannya dengan gas peregenerasi, selanjutnya gas peregenerasi ini dipisahkan dari kandungan air yang telah di serap nya menggunakan *Molecular Sieve Regeneration Separator* (H-216), hasil dari pemisahan tersebut adalah gas dan air, gas dari hasil pemisahan tersebut akan kembali bercampur dengan *Sweet Gas* untuk mengalami proses pengolahan kembali, sehingga tidak ada *fuel gas* yang terbuang. Sedangkan air dari hasil pemisahan tersebut dialirkan ke dalam tangka *waste water*.

Periode siklus regenerasi di *Dehydration Unit* dilakukan bila *molesieve* di drier sudah jenuh setelah digunakan untuk proses dehidration adalah heating, cooling dan standby.

Periode Heating

Periode *heating* di seksi drier siklus regenerasi train-H dilakukan selama 420 menit. Periode siklus regenerasi di drier dilakukan bila drier sudah jenuh. Pada waktu adsorbsi air yang tertangkap tetap berada pada permukaan solid absorbent. Sebagian feed gas yang keluar dari *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C) akan dipanaskan, dialirkan melewati tube *Molecular Sieve Regeneration Heater* masuk di bagian tube. *Molecular Sieve Regeneration Heater* memakai steam 320°C sebagai media pemanasnya yang masuk di bagian shell. Dalam periode *heating* ini, pada drier yang akan diregenerasi valve regenerasi pada posisi *open* sedangkan valve *service feed gas* pada posisi *close*.

Gas yang sudah mendapat pemanasan tersebut masuk dari bawah drier yang akan diregenerasi. Gas panas ini dengan suhu sekitar 277°C melewati bed drier dan menguapkan uap air yang berada di permukaan molecular sieve catalyst pada waktu proses drying. Gas panas ini dan uap air keluar melalui bagian atas drier dan masuk ke tube dari *Molecular Sieve Regeneration Cooler* untuk didinginkan, pendinginan dilakukan oleh *cooling water*,

pendinginan ini bertujuan agar uap air terkondensasi. Lalu aliran gas dan uap air yang sudah dingin masuk ke *Molecular Sieve Regeneration Separator* melewati demister pad pada bagian atas vessel untuk mempermudah pemisahan cairan dan gas. Sebagian besar cairan yang terkondensasi adalah air. Air turun ke boot sedangkan cairan hidrokarbon berada di atasnya, lalu aliran bawah dari *Molecular Sieve Regeneration Separator* tersebut dialirkan menuju *waste water tank*.

Gas regenerasi keluar dari bagian atas *Molecular Sieve Regeneration Separator* melewati demister pad untuk menangkap cairan yang terikut naik bersama gas. Gas kemudian masuk ke suction *Molecular Sieve Regeneration Compressor* kemudian bergabung dengan gas umpan pipa utama yang menuju ke *Molecular Sieve Dehydrated* (H-210A/B/C).

Periode Cooling

Setelah proses *heating* selesai, dilaksanakan periode *cooling*, periode *cooling* ini berlangsung selama 180 menit. Gas dingin tetap mengalir melalui bagian bawah bed drier ke atas secara terus menerus sampai bed drier menjadi dingin.

Periode Standby

Periode standby berlangsung apabila suhu gas regenerasi yang keluar dari bagian atas drier sudah turun menjadi kira-kira 30°C, dimana temperatur *switch* akan bekerja untuk membuka valve yang mengarahkan feed gas masuk dan keluar dari drier dan menutup valve-valve gas regenerasi yang masuk dan keluar dari drier sehingga gas dingin tidak lagi masuk ke dalam drier tetapi dibypass-kan sehingga gas langsung masuk melewati tube *Molecular Sieve Regeneration Cooler*. Selanjutnya drier dalam keadaan standby sampai “*service*” *timer* dan drier yang sedang beroperasi selesai.

Adapun *setting timer* pada siklus regenerasi drier adalah sebagai berikut :

Service (min) : 960 menit

Heating (min) : 420 menit

Cooling (min) : 180 menit

Stand By : 360 menit

III.2.3 Fractionation

Untuk mendapatkan suhu feed gas yang diinginkan, maka feed gas yang sudah bersih dari CO₂ dan air, sebelum masuk *Demethanizer Column* didinginkan terlebih dahulu di E-311 masuk pada bagian *tube* sedangkan media pendinginnya propane cairnya lewat di bagian *shell*. Feed gas didinginkan sampai temperaturnya sekitar -32°C.

Feed gas masuk ke *Demethanizer Column* (D-310) pada tray ke 4 dengan temperature -32°C. Pada saat masuk D-310, hidrokarbon berat yang telah terkondensasi akan turun ke bagian dasar dari *Demethanizer Column*, sedangkan hidrokarbon ringan akan naik ke atas dan keluar melalui bagian puncak kolom. Tetapi ada juga sebagian hidrokarbon ringan yang terkondensasi dan ikut turun ke bagian dasar kolom, sebaliknya masih juga terdapat hidrokarbon berat yang tidak terkondensasi sempurna hingga pada saat masuk ke dalam *Demethanizer Column* hidrokarbon berat ini dapat berubah menjadi uap dan terikut ke bagian atas dari kolom. Hidrokarbon berat C₂₊ akan mencair dan akan mengalir ke bawah column, sementara hidrokarbon ringan C₁ diharapkan menguap menuju puncak column. Sebagian cairan feed gas di column D-310 ini dialirkan ke *Demethanizer Reboiler* (E-315) masuk di shell reboiler dan sebagian yang lainnya keluar dari bottom column.

Steam yang digunakan oleh reboiler E-315 masuk melalui bagian *tube* untuk menguapkan hidrokarbon ringan yang terikut di hidrokarbon berat, aliran steam yang masuk ke E-315 diatur oleh kontrol berhubungan dengan temperatur di bottom E-315. Hidrokarbon ringan yang teruapkan dimasukan kembali ke column D-310, level D-310 dikontrol oleh kontrol valve. Hidrokarbon yang tidak teruapkan mengalir ke bawah bergabung dengan liquid yang keluar dari bottom 3C-1 dan dialirkan ke Deethanizer column (3C-4) untuk proses selanjutnya.

Dari bottom H-313, cairan dihisap oleh pompa reflux L-314 dan dipompakan ke puncak menara D-310 sebagai reflux yang

fungsinya untuk menangkap hidrokarbon berat yang ikut naik sekaligus menjaga suhu di puncak column. Level H-313 dikontrol oleh kontrol valve.

Dari proses ini, di hasilkan 2 aliran *product* yaitu *top product* dan *bottom product*. *Top product* akan dialirkan menuju *liquefaction unit*, sedangkan *bottom product* akan dialirkan menuju *refrigeration system*.

III.2.4 Refrigeration & Liquefaction Unit

Refrigeration Unit

Ada dua macam sistem refrigerasi yang digunakan dalam proses pembuatan LNG, yaitu :

1. Sistem pendinginan propane, yang digunakan untuk mendinginkan feed gas sampai pada suhu -40 °C.
2. Sistem pendinginan *Multi Componen Refrigerant* (MCR) yang digunakan untuk mendinginkan serta mencairkan gas alam hingga menjadi LNG di *LNG Exchanger*.

III.2.4.1 Sistem Pendinginan Propane

Unit *liquefaction* ini menggunakan propane cycle. Unit ini berfungsi untuk mencairkan gas alam dan LNG sehingga bisa dilakukan pemurnian gas alam menjadi LNG dengan distilasi. Unit ini terletak sebelum Kolom Pemisah LNG (D-310), feed yang berupa gas setelah dilakukan pencairan dengan propane cycle ini diharapkan memenuhi kondisi untuk dilakukan distilasi pada 37 bar untuk memisahkan metana dan etana dari komponen berat lain. Alat utama pada unit ini adalah heat exchanger, kompresor, J-T valve dan cooler. Heat exchanger ini berfungsi untuk menyerap panas dari aliran feed. Suhu propane dingin pada - 40 °C ini digunakan untuk mendinginkan suhu feed. Propane cycle ini diawali dari Make up propane gas ke dalam aliran tertutup siklus pendingin, setelah itu aliran propane gas di naikkan tekanannya dengan kompresor lalu didinginkan dengan *cooler* dengan *cooling water* sebagai pendinginnya, setelah

melewati cooler ini propane akan menjadi liquid. Siklus dilanjutkan dengan melewatkannya propane ke JT valve, sehingga diharapkan suhu akan menjadi sangat dingin dan siap untuk dikontakkan dengan aliran feed gas. Saat propane liquid dikontakkan dengan aliran feed gas maka akan terjadi perpindahan panas, dengan arah panas berpindah dari feed gas ke propane liquid. Dengan ini maka feed yang semula berwujud gas akan menjadi liquid dan siap untuk di distilasi. Sementara propane liquid akan menguap dan kembali lagi melakukan siklus refrigerasi memasuki kompresor.

III.2.4.2 Sistem Pendinginan MCR (*Mixed Component Refrigerant*)

Komposisi MCR terdiri dari:

- N₂ = 2.63%
- C₁ = 43.10 %
- C₂ = 49.45 %
- C₃ = 4.82 %

Tujuan dari pendinginan dengan *multi component refrigerant* (MCR) ini adalah untuk mendinginkan gas umpan dan mencairkan dalam *LNG Exchanger* (E-410). Multi komponen ini terdiri dari N₂, C₁, C₂, dan C₃.

Gas yang keluar dari Kolom Pemisah LNG dengan suhu -87 °C dialirkkan ke Heater LNG Exchanger sampai suhu -30 °C. Sehingga gas masuk menuju ke *LNG Exchanger* (E-410) dari -30°C didinginkan dengan sistem *Multi Component Refrigerant* sampai temperatur -98°C. Alat utama pada unit ini adalah heat exchanger, kompresor, J-T valve dan cooler. Kompresi MCR dilakukan dalam dua tahap, yaitu *Refrigerant Compressor* (G-412) dan *Refrigerant Gas Compressor* (G-416). MCR hasil dari proses pendinginan di *LNG Exchanger* (E-410) masuk ke *Refrigerant Compressor* (G-421) pada tekanan 3.14 bar , kemudian keluar pada temperatur 71°C dan tekanan 15,53 bar. Aliran MCR ini kemudian didinginkan

dengan air laut dalam *Refrigerant Cooler 1* (E-413) sampai 33°C dan kemudian akan masuk ke kompresor tahap kedua G-416. MCR keluar dari kompresor tahap kedua pada temperatur 20,7°C dan tekanan 46 bar dan kemudian akan didinginkan oleh *Refrigerant Cooler 2* (E-418) dengan menggunakan pendingin propane sehingga temperaturnya -32°C. MCR kemudian mengalir ke *LNG Exchanger* sehingga keluar pada temperatur -85°C. Setelah itu masuk ke *Refrigerant Valve* (K-419) untuk menurunkan tekanan refrigerant cair sehingga dicapai temperatur yang sesuai untuk proses penyerapan panas di *LNG Exchanger*, sehingga tekanan menjadi 3.5 bar dan temperaturnya -1880 °C dalam fase liquid.

III.2.4.3 Liquefaction Unit

Liquefaction Unit adalah unit terakhir dari rangkaian unit-unit dalam pabrik LNG. *Feed gas* dengan tekanan 33 bar dan temperatur -30°C masuk ke *LNG Exchanger* (E-410). Feed Gas sebelum dicairkan di Main Heat Exchanger (MHE) *LNG Exchanger* (E-410) harus sudah terbebas dari impurities seperti CO₂, uap air, dan hidrocarbon berat (C₅⁺) karena dapat menyebabkan kebuntuan pada pipa/tubes MHE, sedangkan pengotor lain yang juga tidak boleh masuk ke tubes MHE adalah mercury (Hg) karena dapat bereaksi dengan material alumunium sebagai bahan utama tubes/pipa MHE. Setelah mengalami proses pendinginan pada system MCR pada Unit 4, *gas* meninggalkan *LNG exchanger* dalam keadaan cair pada temperatur -98°C dan tekanan 30 bar. Gas alam cair (LNG) yang keluar dari MHE selanjutnya akan diekspansikan hingga tekanannya turun mencapai ± 1 bar dan diharapkan dengan pendinginan di cold bundle tidak banyak lagi uap LNG yang dihasilkan dan produk LNG akan dipompakan menuju ke tanki penampungan untuk selanjutnya dikapalkan. LNG lalu dialirkan ke dalam *LNG Separator* (H-420) dengan temperature -161

^oC dan tekanan 1.1 bar, untuk memisahkan komponen uap sebagai fuel gas dan komponen liquid sebagai LNG. *Fuel gas* keluar dari bagian atas LNG separator dimanfaatkan sebagai bahan bakar *power Unit*. Sedangkan hasil bawah sebagai produk utama LNG yang dialirkan menuju LNG Storage Tank (F-510).

BAB IV

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

IV.1 NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan untuk unit utilitas, dan kebutuhan lain yang terkait dalam perhitungan. Perhitungan neraca massa dalam Pra Desain Pabrik *LNG (Liquefied Natural Gas)* dari gas alam ini menggunakan software *ASPEN Hysys V10*. Perhitungan neraca massa menggunakan neraca massa komponen dan neraca massa overall. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran steady state. Maka rumus yang digunakan :

$$\text{Aliran Massa Masuk Sistem} - \text{Aliran Massa Keluar Sistem} = \text{Akumulasi massa dalam sistem}$$

Jika ada reaksi di dalam system tersebut (dalam hal ini, kolom absorber D-110 memiliki reaksi), maka perhitungan neraca massa tersebut menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Aliran Massa Masuk Sistem} & - \text{Aliran Massa Keluar Sistem} - \text{Konsumsi} + \text{Regenerasi} \\ & = \text{Akumulasi massa dalam} \end{aligned}$$

Dikarenakan asumsi aliran steady state, maka akumulasi dalam sistem sama dengan nol. Dalam perhitungan neraca massa ini satuan yang digunakan adalah kg material. Neraca massa proses pembuatan *LNG (Liquefied Natural Gas)* dari Natural Gas dapat dihitung sebagai berikut:

- Kapasitas Gas masuk : 131564,506 kg/jam
- Basis : 1 Jam Operasi
- Dengan waktu operasi :
 - 1 tahun = 330 Hari

- 1 Hari = 24 Jam

Berikut ini adalah komposisi *feed gas* dan *adsorbent* :

Tabel 4. 1 Komposisi Feed Gas

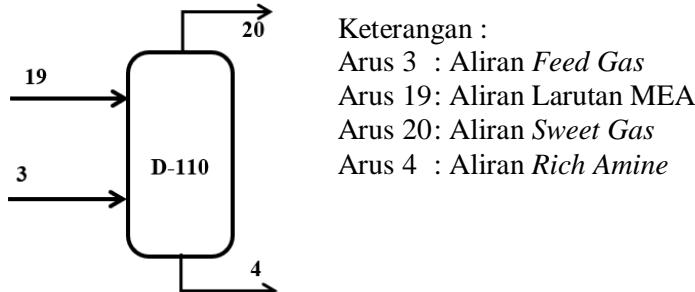
Komponen	BM (kg/kmol)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
CO2	44	0,088	11557,29	0,035	262,60
Nitrogen	28	0,012	1475,47	0,007	52,67
Methane	16	0,85	112207	0,94	6994,18
Ethane	30	0,022	2895,79	0,013	96,30
Propane	44	0,013	1680,20	0,005	38,10
i-Butane	58	0,003	399,51	0,0009	6,87
n-Butane	58	0,004	512,41	0,0012	8,81
i-Pentane	72	0,002	264,13	0,0005	3,66
n-Pentane	72	0,0014	188,67	0,0004	2,61
n-Hexane	86	0,0016	218,91	0,0003	2,54
n-Hepaten	100	0,0011	142,24	0,0002	1,41
H2O	18	0,0001	22,88	0,0002	1,27
Total		1	131564,5	1	7471,06

Tabel 4. 2 Komposisi Absorbent

Komponen	BM (Kg/Kmol)	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Fraksi Mol	Mol (Kgmol)
MEAmine	61	0,4	25749,96	0,16	421,55
H2O	18	0,6	38624,95	0,84	2144,01
Total		1	64378,92	1	2569,56

1. Kolom Absorbsi (D-110)

Fungsi : Mengabsorb pengotor CO₂ pada feed gas yang masuk sampai pada batas 50 ppmv sehingga menjadi *sweet gas*.



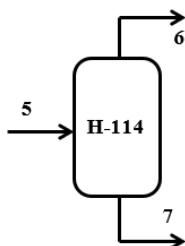
Neraca massa total kolom absorber D-110 ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 3 Neraca Massa Kolom Absorbsi (D-110)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
		<3>	<19>	<20>	<4>
CO ₂	44	11557,3	0	135,38	11421,93
Nitrogen	28	1475,47	0	1475,22	0,26
Methane	16	112207	0	112133,1	73,87
Ethane	30	2895,79	0	2893,6	2,2
Propane	44	1680,20	0	1679,2	1,00
i-Butane	58	399,51	0	399,06	0,45
n-Butane	58	512,41	0	512,01	0,41
i-Pentane	72	264,13	0	237,52	26,60
n-Pentane	72	188,67	0	188,52	0,14
n-Hexane	86	218,91	0	218,84	0,07
n-Hepaten	100	142,24	0	141,99	0,25
H ₂ O	18	22,88	38624,95	1307,17	37340,66
MEAmine	61	0	25749,97	37,62	25712,36
Total		131565	64375	121359,3	74580,19
		195939,44		195939,44	

2. Rich Amine Separator (H-114)

Fungsi : Memisahkan fase uap dan fase liquid yang ada pada aliran rich amine



Keterangan :

- Arus 5 : Aliran rich amine dua fase (vapor dan liquid)
- Arus 6 : Aliran fuel gas system
- Arus 7 : Aliran fase liquid rich amine

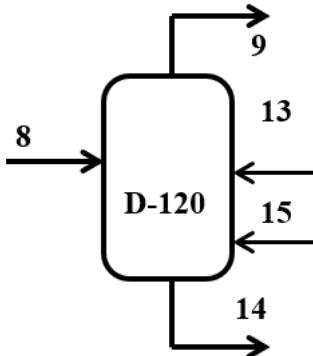
Neraca massa total Rich Amine Separator H-120 dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 4 Neraca Massa Rich Amine Separator (H-114)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		<5>	<6>	<7>
CO ₂	44	11421,93	3,10	11418,84
Nitrogen	28	0,26	0,06	0,20
Methane	16	73,88	47,48	26,39
Ethane	30	2,19	1,28	0,91
Propane	44	1,00	0,67	0,34
i-Butane	58	0,45	0,30	0,15
n-Butane	58	0,4	0,28	0,12
i-Pentane	72	26,61	0,01	26,6
n-Pentane	72	0,14	0,13	0,03
n-Hexane	86	0,07	0,06	0,01
n-Hepaten	100	0,25	0,23	0,02
H ₂ O	18	37340,66	0,07	37340,59
MEAmine	61	25712,36	1,56E-06	25712,36
		74580,19	53,65	74526,54
Total		74580,19	74580,19	

3. Amine Regenerator (D-130)

Fungsi : Meregenerasi *rich amine* yang mengandung CO₂, hidrokarbon yang terlarut, dan sebagian H₂O menjadi *lean amine*.



Keterangan :

- Arus 8 : Aliran *Rich Amine*
- Arus 9 : Aliran *Acid Gas*
- Arus 13 : Aliran *reflux* dari *top product*
- Arus 14 : Aliran *reflux* dari *bottom product*
- Arus 15 : Aliran *lean amine* yang akan menuju reboiler

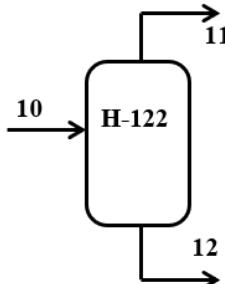
Neraca massa total *Amine Separator* (D-120) dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 5 Neraca Massa Amine Regenerator (D-120)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)	
		<8>	<13>	<15>	<9>	<14>
CO ₂	44	11418,84	10931,89	11720,4	17795,36	16275,77
Nitrogen	28	0,20	0,004	1,37E-14	0,20	1,37E-14
Methane	16	26,39	103,79	7,00E-09	130,18	7,06E-09
Ethane	30	0,91	809,22	9,52E-08	810,13	9,56E-08
Propane	44	0,34	53,09	1,89E-09	53,42	1,92E-09
i-Butane	58	0,15	0,07	1,37E-10	0,23	1,40E-10
n-Butane	58	0,12	2,45	6,26E-10	2,57	6,30E-10
i-Pentane	72	26,60	13,05	420,43	13,05	447,03
n-Pentane	72	0,03	23,03	4,47E-09	23,06	4,49E-09
n-Hexane	86	0,01	302,89	5,23E-10	302,90	5,49E-10
n-Hepaten	100	0,022	22719,37	0,001	22719,39	0,001
H ₂ O	18	37340,59	2,60	5232,58	2,60	42573,16
MEAmine	61	25712,36	1,68E-14	310,67	1,20E-06	26023,02
Total		74527	34961	17684,08	41853,09	85318,99
		127172,08			127172,08	

4. Amine Regenerator Accumulator (H-122)_

Fungsi : Memisahkan fase liquid dan fase gas yang tersisa pada *top product* amine regenerator (D-120)



Keterangan :

Arus 10 : Aliran *top product* dari kolom regenerator (D-120)
 Arus 11 : Aliran *purge gas*
 Arus 12 : Aliran *reflux* yang dikembalikan ke kolom regenerator (D-120)

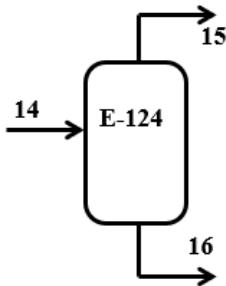
Neraca massa total Amine Regenerator Flas Drum H-122 dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 6 Neraca Massa Amine Regenerator Accumulator (H-122)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		<10>	<11>	<12>
CO2	44	17795,36	6863,47	10931,89
Nitrogen	28	0,20	0,20	0,004
Methane	16	130,18	26,40	103,79
Ethane	30	810,13	0,91	809,22
Propane	44	53,42	0,34	53,09
i-Butane	58	0,23	0,15	0,07
n-Butane	58	2,57	0,12	2,45
i-Pentane	72	13,05	0,0004	13,05
n-Pentane	72	23,06	0,03	23,03
n-Hexane	86	302,90	0,01	302,90
n-Hepaten	100	22719,39	0,02	22719,37
H2O	18	2,60	8,65E-09	2,60
MEAmine	61	1,20E-06	1,20E-06	1,68E-14
Total		41853,09	6891,64	34961,43
		41853,09	41853,09	41853,09

5. Amine Reboiler (E-124)

Fungsi : Untuk menyuplai panas *steam* ke kolom *amine regenerator* (D-120)



Keterangan :

Arus 14 : Aliran *bottom product* kolom regenerator menuju reboiler

Arus 15 : Aliran reflux dari reboiler (E-124) menuju ke kolom regenerator

Arus 16 : Aliran dari reboiler menuju *lean/rich amine heat exchanger*

Neraca massa total *Amine Reboiler* E-124 dapat ditabelkan sebagai berikut :

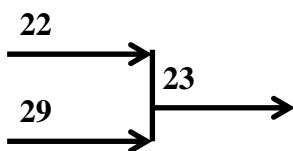
Tabel 4. 7 Neraca Massa Amine Reboiler (E-124)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		<14>	<16>	<15>
CO2	44	16275,77	4555,37	11720,4
Nitrogen	28	1,37E-14	1,12E-17	1,37E-14
Methane	16	7,06E-09	5,23E-11	7,00E-09
Ethane	30	9,56E-08	3,92E-10	9,52E-08
Propane	44	1,92E-09	2,69E-11	1,89E-09
i-Butane	58	1,40E-10	2,68E-12	1,37E-10
n-Butane	58	6,30E-10	3,89E-12	6,26E-10
i-Pentane	72	447,03	26,60	420,43
n-Pentane	72	4,49E-09	2,72E-11	4,47E-09
n-Hexane	86	5,49E-10	2,65E-11	5,23E-10
n-Hepaten	100	0,001	6,92E-05	0,001
H2O	18	42573,17	37340,59	5232,58
MEAmine	61	26023,02	25712,36	310,67
Total		85.319	67634,91	17684,08
		85318,985	85319,0	

6. Mixer (M-123)

Fungsi : Mencampurkan aliran gas umpan dengan gas regenerasi *molecular sieve*

Keterangan :



Arus 22 : Aliran sweet gas yang keluar dari kolom absorber
 Arus 29 : Aliran *top product molecular sieve regenerator separator*

Arus 23 : Aliran gas yang menuju *molecular sieve*

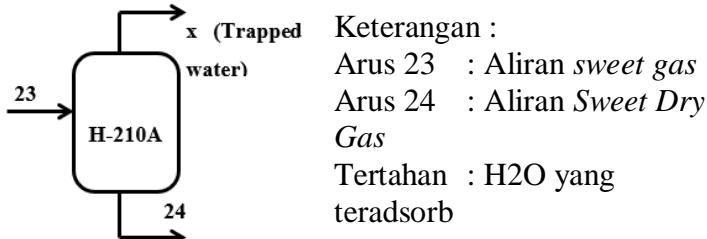
Neraca massa total Mixer M-123 dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 8 Neraca Massa Mixer (M-123)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		<22>	<29>	
CO2	44	135,38	6,75	142,13
Nitrogen	28	1475,22	73,66	1548,88
Methane	16	112133,13	5599,31	117732,4
Ethane	30	2893,60	144,49	3038,09
Propane	44	1679,20	83,85	1763,05
i-Butane	58	399,06	19,93	418,99
n-Butane	58	512,01	25,57	537,58
i-Pentane	72	237,52	11,86	249,38
n-Pentane	72	188,52	9,41	197,94
n-Hexane	86	218,84	10,93	229,77
n-Hepaten	100	142,00	7,09	149,08
H2O	18	1307,17	20,53	1327,70
MEAmine	61	37,61	1,80	39,42
Total		121359	6015	127374,4
		127374,4		127374,4

7. Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B)

Fungsi : Mengadsorp moisture (uap air) yang ada pada *sweet gas* dengan menggunakan *molecular sieve*.

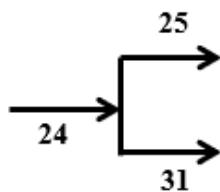


Neraca massa total Molecular Sieve Dehydrated H-210A/B dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4.9 Neraca Massa Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		<23>	<24>	Trapped Water
CO ₂	44	142,13	142,13	0
Nitrogen	28	1548,88	1548,88	0
Methane	16	117732,44	117732,4	0
Ethane	30	3038,09	3038,09	0
Propane	44	1763,05	1763,05	0
i-Butane	58	418,99	418,99	0
n-Butane	58	537,58	537,58	0
i-Pentane	72	249,38	249,38	0
n-Pentane	72	197,94	197,94	0
n-Hexane	86	229,77	229,77	0
n-Hepaten	100	149,08	149,08	0
H ₂ O	18	1327,70	0	0
MEAmine	61	39,42	39,42	0
H ₂ O Tertahan	18	0	0	1327,699
Total		127374	126047	1328
		127374		127374

8. Split Point



Keterangan :

Arus 24 : Aliran keluar dari *molecular sieve*

Arus 25 : Aliran gas yang akan meregenerasi molecular sieve

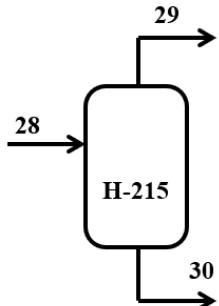
Arus 31 : Aliran gas yang menuju Demethanizer Column

Neraca massa total Split Point dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 10 Neraca Massa Split Point

Komponen	BM (kg/kmol)	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)	
			<24>	<25>
CO2	44	135,38	6,76	128,62
Nitrogen	28	1475,22	73,66	1401,55
Methane	16	112133,13	5599,31	106533,8
Ethane	30	2893,60	144,49	2749,11
Propane	44	1679,20	83,85	1595,35
i-Butane	58	399,06	19,93	379,13
n-Butane	58	512,01	25,57	486,44
i-Pentane	72	237,52	11,86	225,66
n-Pentane	72	188,52	9,41	179,11
n-Hexane	86	218,84	10,93	207,91
n-Hepaten	100	141,99	7,09	134,90
H2O	18	0	0	0
MEAmine	61	37,61	1,878215	35,73534
Total per Arus		120052	5994,7	114057,3
Total		120052	120052	

9. Molecular Sieve Regeneration Separator (H-215)



Keterangan :

Arus 28 : Aliran keluar dari meregenerasi molecular sieve

Arus 29 : Aliran dalam fase gas seluruhnya

Arus 30 : Aliran dalam fase cair seluruhnya

Neraca massa total Molecular Sieve Regeneration Separator (H-215) dapat ditabelkan sebagai berikut :

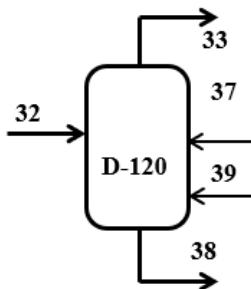
Tabel 4. 11 Neraca Massa Molecular Sieve Regeneration Separator (H-215)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		<28>	<29>	<30>
CO ₂	44	6,76	6,75	0,01
Nitrogen	28	73,66	73,66	0,005
Methane	16	5599,31	5599,31	0,0006
Ethane	30	144,49	144,49	4,23E-07
Propane	44	83,85	83,85	2,60E-09
i-Butane	58	19,93	19,93	2,40E-12
n-Butane	58	25,57	25,57	4,87E-12
i-Pentane	72	11,86	11,86	6,54E-15
n-Pentane	72	9,41	9,41	5,82E-15
n-Hexane	86	10,93	10,93	1,49E-17
n-Hepaten	100	7,09	7,09	1,36E-20
H ₂ O	18	1307,17	20,53	1286,63
MEAmine	61	1,88	1,80	0,076
Total per Arus		7301,91	6015,184	1286,725
Total		7301,91		7301,91

10. Demethanizer Column (D-310)

Fungsi : Memisahkan antara methane dengan hidrokarbon lainnya

Keterangan :



- Arus 32 : Aliran sweet gas
- Arus 33 : Aliran keluar *top product* dari *demethanizer column*
- Arus 37 : Aliran *reflux* dari *top product*
- Arus 38 : Aliran *reflux* dari *bottom product*
- Arus 39 : Aliran *gas berupa liquid* yang akan menuju reboiler

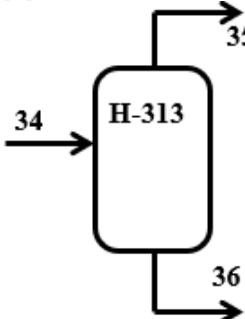
Neraca massa total Demethanizer Column (D-310) dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 12 Neraca Massa Demethanizer Column (D-310)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)	
		<32>	<37>	<39>	<33>	<38>
CO2	44	128,62	96,70	0,11	225,31	0,12
Nitrogen	28	1401,55	91,24	0,0004	1492,80	0,0004
Methane	16	106533,81	23241,27	3,52	129774,8	3,82
Ethane	30	2749,11	5060,90	87,26	7796,12	101,14
Propane	44	1595,35	3941,57	4650,97	4375,28	5812,61
i-Butane	58	379,13	14,58	1088,82	15,10	1467,43
n-Butane	58	486,44	2,91	1246,87	2,98	1733,25
i-Pentane	72	225,66	0,02	413,44	0,018	639,10
n-Pentane	72	179,11	0,003	301,76	0,003	480,87
n-Hexane	86	207,91	1,01E-05	233,37	1,01E-05	441,28
n-Hepaten	100	134,90	2,69E-08	102,71	2,69E-08	237,62
H2O	18	0	0	0	0	0
MEAmine	61	35,74	2,00E-17	12,18	2,00E-17	47,91
Total per Arus		114.057	32.449	8.141	143682,4	10965,12
Total		154647,52			154647,52	

11. Demethanizer Accumulator (H-313)

Fungsi : Memisahkan fase liquid dan fase gas yang tersisa pada *top product Demethanizer Column* (D-310)



Keterangan :

Arus 34 : Aliran *top product* dari *demethanizer column* (D-310)

Arus 35 : Aliran *purge gas*

Arus 36 : Aliran *reflux* yang dikembalikan ke *demethanizer column* (D-310)

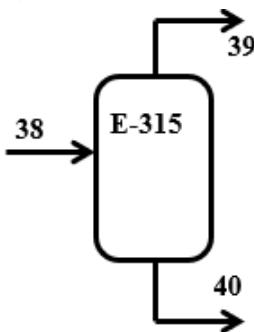
Neraca massa total Demethanizer Accumulator (H-313) dapat ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 4. 13 Neraca Massa Demethanizer Accumulator (H-313)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		<34>	<35>	<36>
CO ₂	44	225,31	128,61	96,70
Nitrogen	28	1492,79	1401,55	91,24
Methane	16	129774,78	106533,5	23241,27
Ethane	30	7796,12	2735,22	5060,90
Propane	44	4375,28	433,71	3941,57
i-Butane	58	15,10	0,52	14,58
n-Butane	58	2,98	0,07	2,91
i-Pentane	72	0,018	0,0001	0,02
n-Pentane	72	0,003	1,35E-05	0,003
n-Hexane	86	1,01E-05	1,23E-08	1,01E-05
n-Hepaten	100	2,69E-08	8,07E-12	2,69E-08
H ₂ O	18	0	0	0
MEAmine	61	2,00E-17	5,81E-23	2,00E-17
Total per Arus		143682	111233,2	32449,2
Total		143682,4	143682,4	

12. Demethanizer Reboiler (E-315)

Fungsi : Untuk menyuplai panas *steam* ke kolom *amine regenerator* (D-120)



Keterangan :

Arus 38 : Aliran *bottom product demethanizer column* menuju reboiler

Arus 39 : Aliran reflux dari reboiler (E-124) menuju ke *demethanizer column*

Arus 40 : Aliran dari reboiler menuju *LNG Exchanger*

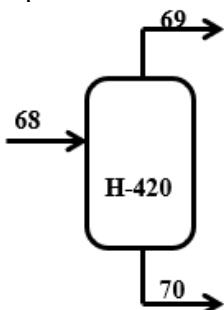
Neraca massa total Demethanizer Reboiler (E-315) dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 14 Neraca Massa Demethanizer Reboiler (E-315)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		<38>	<40>	<39>
CO2	44	0,12	0,01	0,11
Nitrogen	28	0,0004	2,18E-05	0,0004
Methane	16	3,82	0,31	3,52
Ethane	30	101,14	13,89	87,26
Propane	44	5812,61	1161,64	4650,97
i-Butane	58	1467,43	378,62	1088,82
n-Butane	58	1733,25	486,38	1246,87
i-Pentane	72	639,10	225,66	413,44
n-Pentane	72	480,87	179,11	301,76
n-Hexane	86	441,28	207,91	233,37
n-Heptan	100	237,62	134,90	102,71
H2O	18	0	0	0
MEAmine	61	47,91	35,74	12,18
Total per Arus		10965,14	2824,16	8140,98
Total		10965,14		10965,14

13. LNG Separator (H-420)

Fungsi : Memisahkan vapor LNG (sebagai fuel pabrik) hasil ekspansi dan LNG



Keterangan :

Arus 68 : Aliran LNG 2 fase

Arus 69 : Aliran gas yang kemudian dialirkan menuju fuel system

Arus 70 : Aliran LNG yg merupakan produk dari pabrik ini

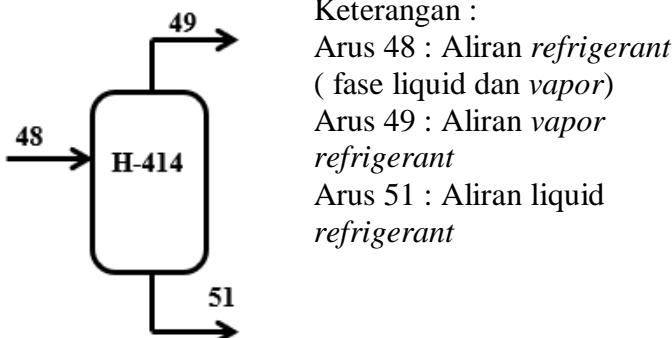
Neraca massa total LNG Separator H-420 dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 15 Neraca Massa LNG Separator (H-420)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam) <70>
		<68>	<69>	
CO2	44	128,61	0,18	128,44
Nitrogen	28	1401,55	1008,80	392,76
Methane	16	106533,51	9582,94	96950,57
Ethane	30	2735,22	0,50	2734,73
Propane	44	433,71	0,0008	433,71
i-Butane	58	0,52	3,59E-08	0,52
n-Butane	58	0,07	1,28E-09	0,07
i-Pentane	72	0,0001	1,15E-13	0,0001
n-Pentane	72	1,35E-05	3,12E-15	1,35E-05
n-Hexane	86	1,23E-08	4,25E-20	1,23E-08
n-Hepaten	100	8,07E-12	4,54E-25	8,07E-12
H2O	18	0	0	0
MEAmine	61	5,81E-23	3,00E-43	5,81E-23
Total per Arus		111233,19	10592,41	100640,8
Total		111233,19	111233,19	

14. Refrigerant Separator (H-414)

Fungsi : Memisahkan fase liquid dan vapor dari refrigerant



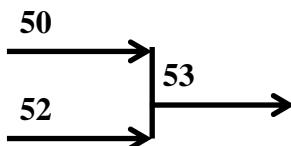
Neraca massa total Refrigerant Separator (H-414) dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 16 Neraca Massa Refrigerant Separator (H-414)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		<48>	<49>	<51>
CO ₂	44	0	0	0
Nitrogen	28	27064,90	26863,9	201,00
Methane	16	70289,88	68981,48	1308,39
Ethane	30	108497,81	100992,1	7505,72
Propane	44	0	0	0
i-Butane	58	86117,10	60342,09	25775,01
n-Butane	58	146037,74	93618,03	52419,71
i-Pentane	72	0	0	0
n-Pentane	72	0	0	0
n-Hexane	86	0	0	0
n-Hepaten	100	0	0	0
H ₂ O	18	0	0	0
MEAmine	61	0	0	0
Total per Arus		438007,42	350797,6	87209,83
Total		438007,42		438007,42

15. Mixer (M-417)

Fungsi : Mencampurkan aliran *refrigerant vapor* dengan *refrigerant liquid*.



Neraca massa total Mixer (M-417) dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 17 Neraca Massa Mixer (M-417)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		<50>	<52>	<53>
CO ₂	44	0	0	0
Nitrogen	28	26863,90	201,00	27064,89
Methane	16	68981,48	1308,39	70289,87
Ethane	30	100992,09	7505,72	108497,8
Propane	44	0	0	0
i-Butane	58	60342,09	25775,01	86117,1
n-Butane	58	93618,03	52419,71	146037,7
i-Pentane	72	0	0	0
n-Pentane	72	0	0	0
n-Hexane	86	0	0	0
n-Hepaten	100	0	0	0
H ₂ O	18	0	0	0
MEAmine	61	0	0	0
Total per Arus		350796,4	87210,6	438007,4
Total		438007		438007,4

IV.2 NERACA ENERGI

Perhitungan neraca energi dalam Pra-desain pabrik *Mini Liquified Natural Gas (LNG) Plant* ini berdasarkan software HYSYS versi 9 dengan fluid package yang digunakan ialah Acid Gas dan Peng-Robinson. Dengan melalui perhitungan neraca energi dapat ditentukan kebutuhan energi untuk proses, utilitas dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku persamaan neraca energi dengan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{d(mU)}{dt} = \sum_j \dot{m}_j \left(H_j + \frac{1}{2} u_j^2 + z_j g \right) - \sum_i \dot{m}_i \left(H_i + \frac{1}{2} u_i^2 + z_i g \right) + \dot{Q} + \dot{W}_s$$

Dimana:

$\frac{d(mU)}{dt}$ = perubahan energi pada suatu sistem akibat akumulasi

\dot{m} = laju alir Energi

H = entalpi

u = kecepatan rata-rata aliran

z = elevasi di atas level datum

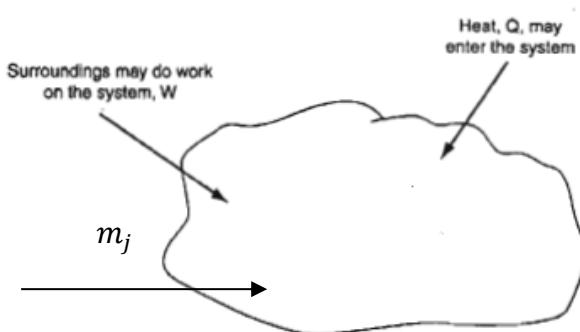
g = percepatan gravitasi

Subscript i = aliran keluar dari sistem

Subscript j = aliran masuk pada sistem

\dot{Q} = laju panas yang masuk pada sistem

\dot{W}_s = laju kerja poros pada sistem



Untuk sistem *steady state*, $\frac{d(mU)}{dt} = 0$, sehingga persamaan menjadi:

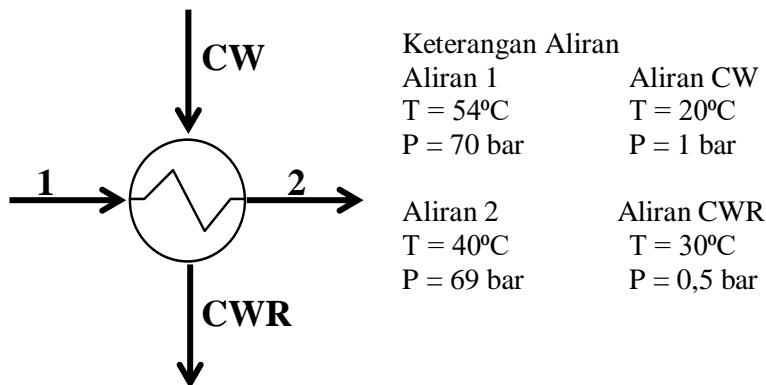
$$\sum_i \dot{m}_i \left(H_i + \frac{1}{2} u_i^2 + z_i g \right) - \sum_j \dot{m}_j \left(H_j + \frac{1}{2} u_j^2 + z_j g \right) = \dot{Q} + \dot{W}_s$$

Dalam perhitungan neraca energi ini yang digunakan sebagai dasar perhitungan adalah :

1. Menggunakan Satuan Kilo Joule (KJ)
2. Basis 1 Jam Operasi
3. Menggunakan Kondisi Referensi: Gas Ideal Pada 298.15K, 1 bar dan $H_{ref}=0$

Dari perhitungan yang terlampir pada Appendiks B dapat dibuat tabel neraca energi pada masing masing alat.

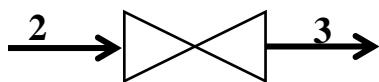
1. Sales Gas Cooler (E-111)



Tabel 4. 18 Neraca Energi Sales Gas Cooler (E-111)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_1	-643.843.228,1	ΔH_2	-648.472.825,6
CW	-1.712.311.907	CWR	-1.707.682.309
Total	-2.356.155.135	Total	-2.356.155.135

2. Sales Gas Valve (K-112)



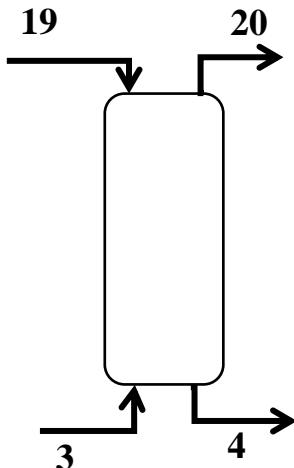
Keterangan Aliran

Aliran 2	Aliran 3
T = 40°C	T = 31°C
P = 69 bar	P = 49 bar

Tabel 4. 19 Neraca Energi Sales Gas Valve (K-112)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_2	-648.472.825,6	ΔH_3	-648.472.825,6
Total	-648.472.825,6	Total	-648.472.825,6

3. Kolom Absorber (D-110)



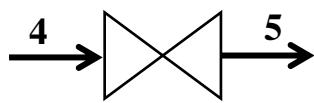
Keterangan Aliran

Aliran 3	Aliran 19
T = 31°C	T = 30°C
P = 49 bar	P = 50 bar
Aliran 4	Aliran 20
T = 25°C	T = 89°C
P = 50 bar	P = 48 bar

Tabel 4. 20 Neraca Energi Kolom Absorbsi (D-110)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_3	-648.472.825,6	ΔH_4	-832.170.758,9
ΔH_{19}	-728.595.252,7	ΔH_{20}	-544.894.072,0
Total	-1.377.068.078	Total	-1.377.064.831

4. Rich Amine Valve (K-113)

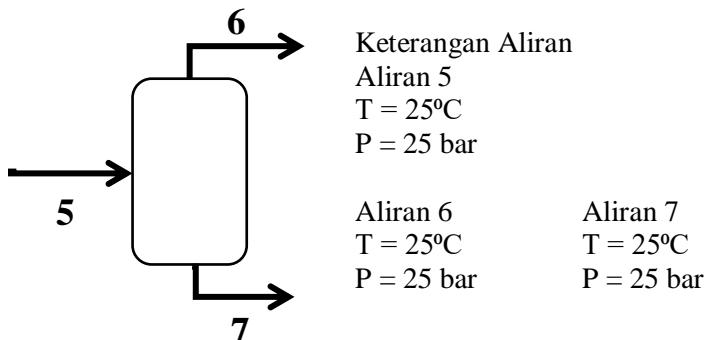


Keterangan Aliran
 Aliran 4 Aliran 5
 $T = 25^\circ\text{C}$ $T = 25^\circ\text{C}$
 $P = 50 \text{ bar}$ $P = 25 \text{ bar}$

Tabel 4. 21 Neraca Energi Rich Amine Valve (K-113)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_4	-832.170.758,9	ΔH_5	-832.170.758,7
Total	-832.170.758,9	Total	-832.170.758,7

5. Rich Amine Separator (H-114)



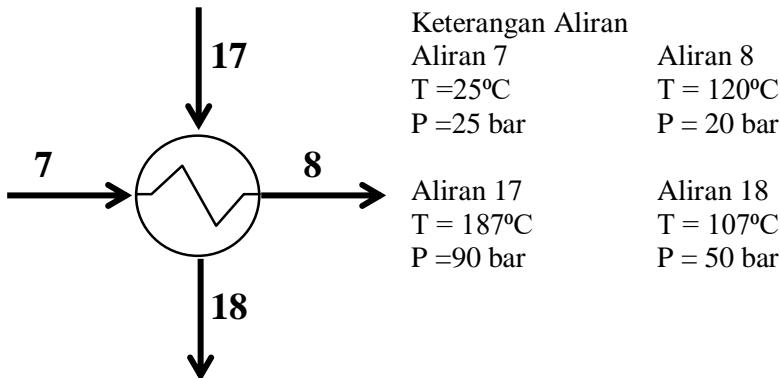
Keterangan Aliran
 Aliran 5
 $T = 25^\circ\text{C}$
 $P = 25 \text{ bar}$

Aliran 6 Aliran 7
 $T = 25^\circ\text{C}$ $T = 25^\circ\text{C}$
 $P = 25 \text{ bar}$ $P = 25 \text{ bar}$

Tabel 4. 22 Neraca Energi Rich Amine Separator (K-114)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_5	-832.170.758,7	ΔH_6	-257.906,3
		ΔH_7	-831.912.852,4
Total	-832.170.758,7	Total	-832.170.758,7

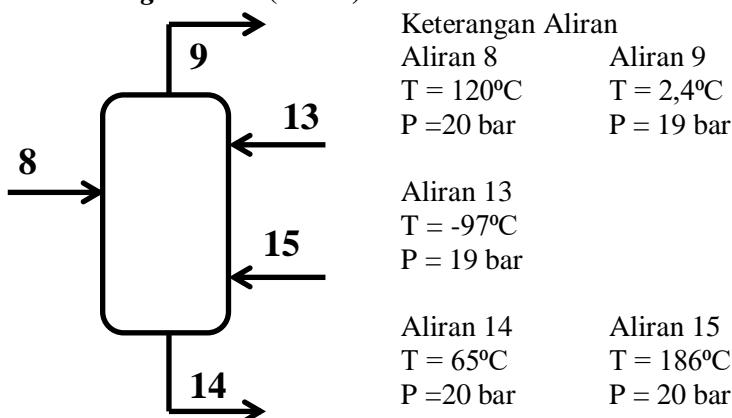
6. Rich Amine Heat Exchanger (E-115)



Tabel 4. 23 Neraca Energi Rich Amine Heat Exchanger (E-115)

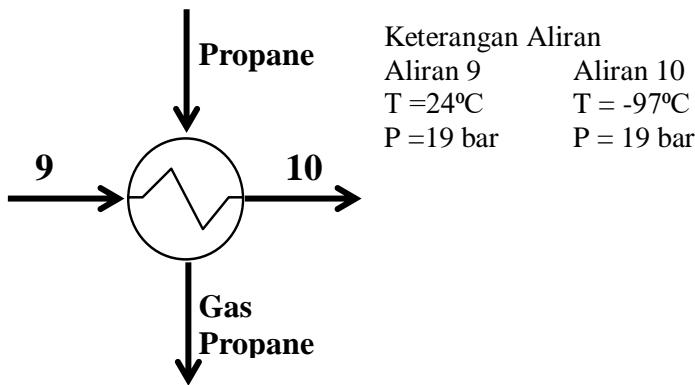
Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_7	-831.912.852,4	ΔH_8	-809.873.319,8
ΔH_{17}	-718.623.334,4	ΔH_{18}	-740.662.865,6
Total	-1.550.536.187	Total	-1.550.536.185

7. Amine Regenerator (D-120)



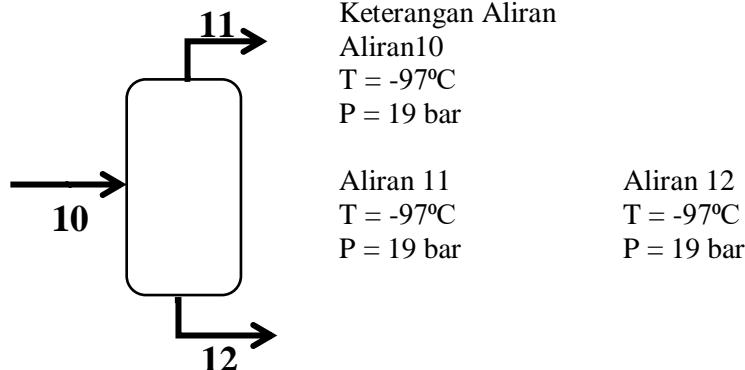
Tabel 4. 24 Neraca Energi Amine Regenerator (D-120)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_8	-809.873.319,8	ΔH_9	-209.241.757,8
ΔH_{13}	-180.455.180,5	ΔH_{14}	-954.915.253,3
ΔH_{15}	-173.817.021,6		
Total	-1.164.145.522	Total	-1.164.157.011

8. Amine Refluks Condensor (E-121)**Tabel 4. 25** Neraca Energi Amine Refluks Condensor (E-121)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_9	-209.241.757,8	ΔH_{11}	-62.591.880,41
		ΔH_{12}	-180.549.189,8
		Q	33.733.554,44
Total	-209.241.757,8	Total	-209.407.515,8

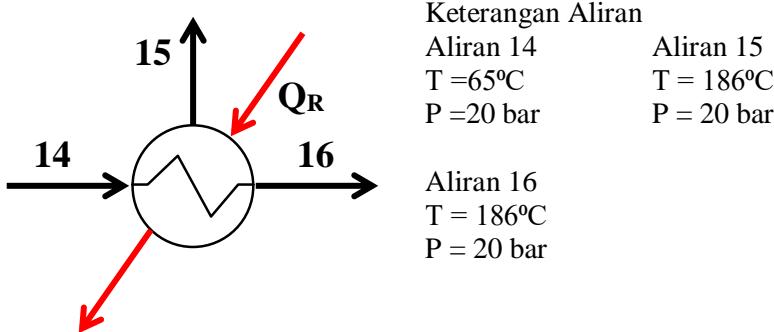
9. Amine Reflux Accumulator (H-112)



Tabel 4. 26 Neraca Energi Amine Reflux Accumulator (H-112)

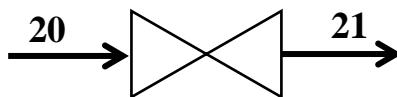
Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{10}	-242.989.753,2	ΔH_{11}	-62.534.572,72
		ΔH_{12}	-180.455.180,5
Total	-242.989.753,2	Total	-242.989.753,2

10. Amine Reboiler (E-132)



Tabel 4. 27 Neraca Energi Amine Reboiler (E-132)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{14}	-954.915.253,3	ΔH_{15}	-173.817.021,6
Q	61.788.268,30	ΔH_{16}	-719.300.091,0
Total	-893.117.112,6	Total	-893.117.112,6

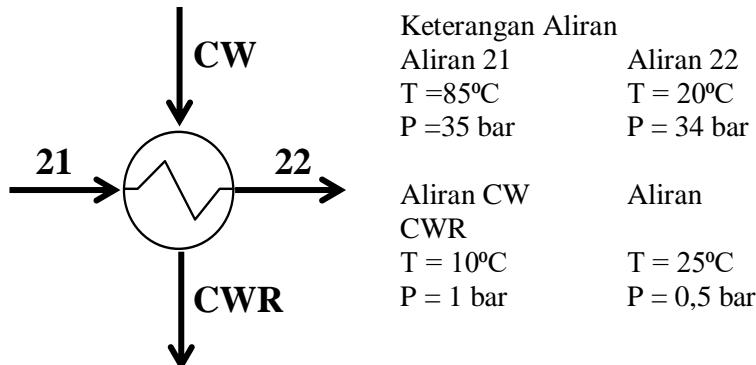
11. Sweet Gas Valve (K-211)

Keterangan Aliran

Aliran 20	Aliran 21
$T = 89^\circ\text{C}$	$T = 85^\circ\text{C}$
$P = 49 \text{ bar}$	$P = 35 \text{ bar}$

Tabel 4. 28 Neraca Energi Sweet Gas Valve (K-211)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{20}	-544.894.072,0	ΔH_{21}	-544.894.072,0
Total	-544.894.072,0	Total	-544.894.072,0

12. Sweet Gas Cooler (E-212)

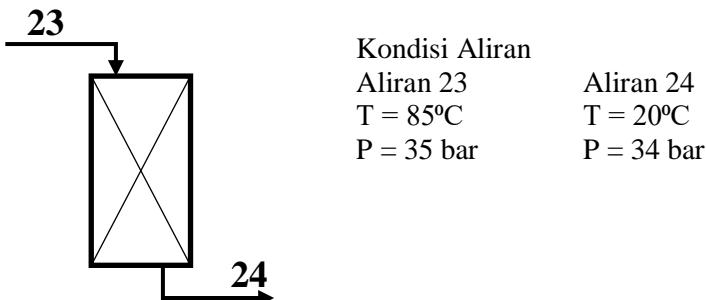
Keterangan Aliran

Aliran 21	Aliran 22
$T = 85^\circ\text{C}$	$T = 20^\circ\text{C}$
$P = 35 \text{ bar}$	$P = 34 \text{ bar}$

Aliran CW	Aliran
CWR	
$T = 10^\circ\text{C}$	$T = 25^\circ\text{C}$
$P = 1 \text{ bar}$	$P = 0,5 \text{ bar}$

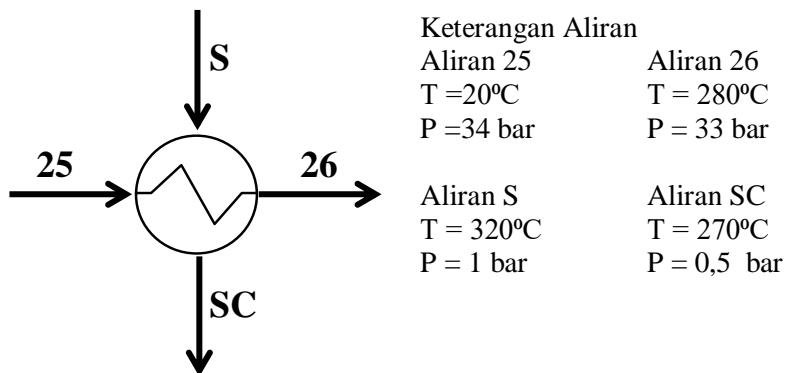
Tabel 4. 29 Neraca Energi Sweet Gas Cooler (E-212)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{21}	-544.894.072	ΔH_{22}	-565.765.085
ΔH_{CW}	-5.151.945.556	ΔH_{CWR}	-5.131.074.543
Total	-5.696.839.628	Total	-5.696.839.628

13. Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C)**Tabel 4. 30** Neraca Energi Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{23}	-565.765.085,3	ΔH_{24}	-544.973.107,0
		Q	-20.791.978,37
Total	-565.765.085,3	Total	-565.765.085,3

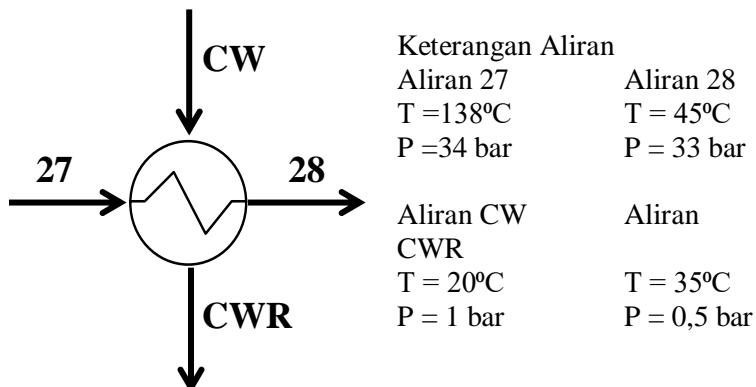
14. Molecular Sieve Regeneration Heater (E-213)



Tabel 4. 31 eraca Energi Molecular Sieve Regeneration Heater (E-213)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{21}	-27.212.969,8	ΔH_{22}	-23.149.923,0
S	-475.401.249,4	SC	-479.464.296,2
Total	-502.614.219,2	Total	-502.614.219,2

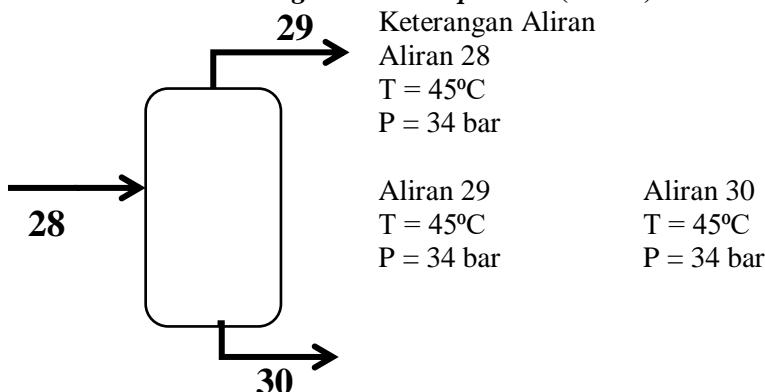
15. Molecular Sieve Regeneration Cooler (E-214)



Tabel 4. 32 Neraca Energi Molecular Sieve Regeneration Cooler (E-214)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{27}	-43.941.901,32	ΔH_{28}	-47.534.868,79
CW	-884.885.666,9	CWR	-881.292.699,4
Total	-928.827.568,2	Total	-928.827.568,2

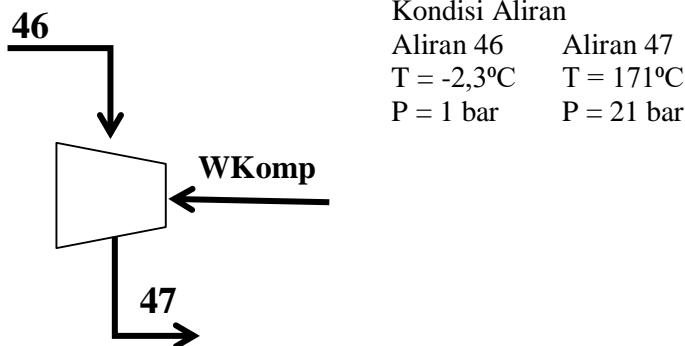
16. Molecular Sieve Regeneration Separator (H-215)



Tabel 4. 33 Neraca Energi Molecular Sieve Regeneration Separator (H-215)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{28}	-47.534.868,79	ΔH_{29}	-27.209.631,08
		ΔH_{30}	-20.325.237,72
Total	-47.534.868,79	Total	-47.534.868,79

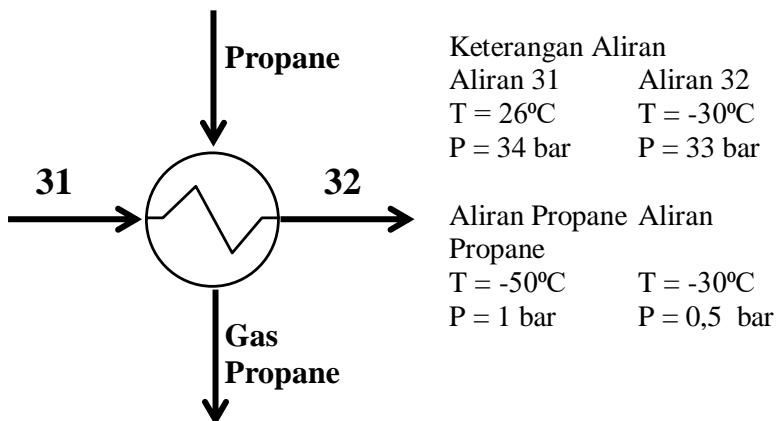
17. Molecular Sieve Regeneration Compressor (G-217)



Tabel 4. 34 Neraca Energi Molecular Sieve Regeneration Compressor (G-217)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{29}	- 27.209.631	ΔH_{29A}	- 27.195.975
W _s	13.656		
Total	- 27.195.975	Total	-27.195.975

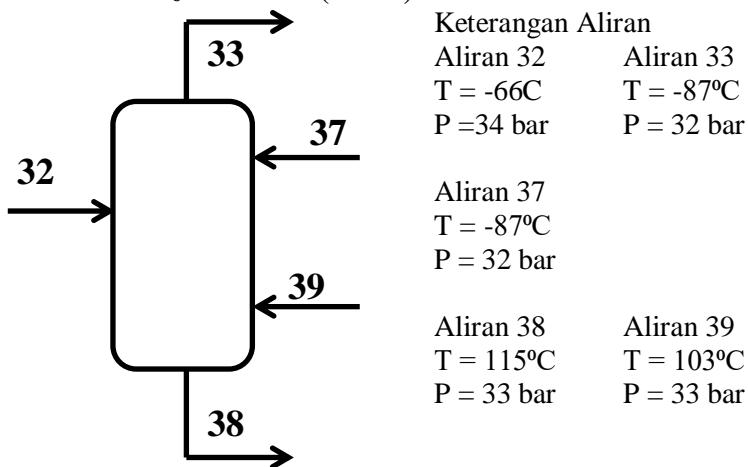
18. Demethanizer Cooler (E-311)



Tabel 4. 35 Neraca Energi Demethanizer Cooler (E-311)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{31}	-517.760.137,2	ΔH_{32}	-533.955.478,4
Propane	-1.083.506.034	Gas Propane	-1.067.310.693
Total	-1.601.266.171	Total	-1.601.266.171

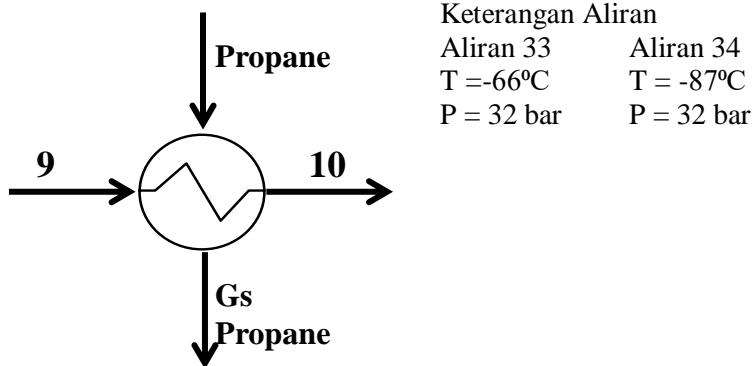
19. Demethanizer Column (D-130)



Tabel 4. 36 Neraca Energi Demethanizer Column (D-130)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{32}	-533.955.478,4	ΔH_{33}	-678.790.353,4
ΔH_{37}	-153.157.238,7	ΔH_{38}	-26.302.422,61
ΔH_{39}	-17.975.232,23		
Total	-705.087.949	Total	-705.092.776

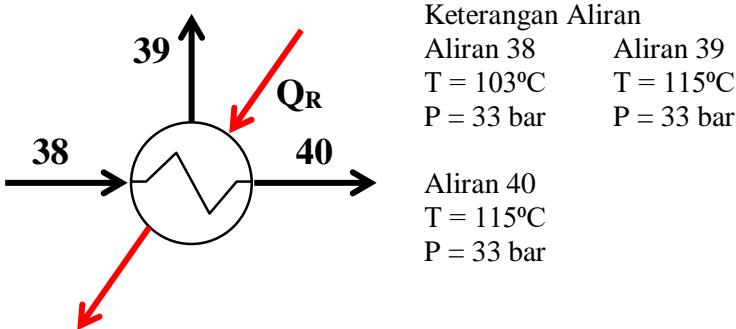
20. Demethanizer Reflux Condensor (E-312)



Tabel 4. 37 Neraca Energi Demethanizer Refluks Condensor (E-312)

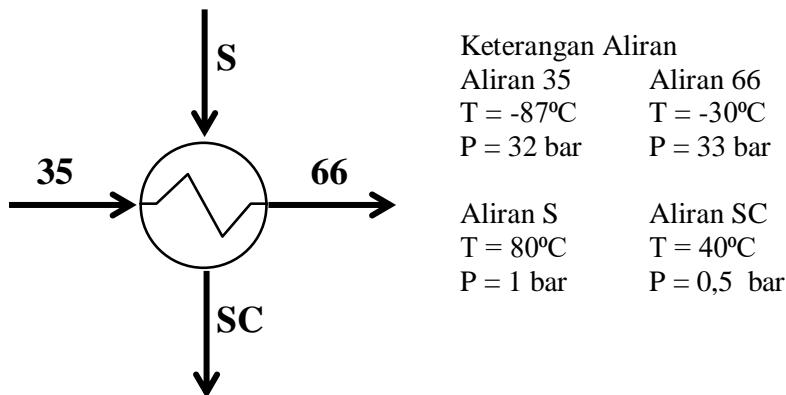
Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{33}	-678.804.773,5	ΔH_{37}	-153.152.561,9
		ΔH_{35}	-544.741.148,5
		Q	19.088.969,54
Total	-678.804.773,5	Total	-678.804.740,8

21. Demethanizer Reboiler (E-315)



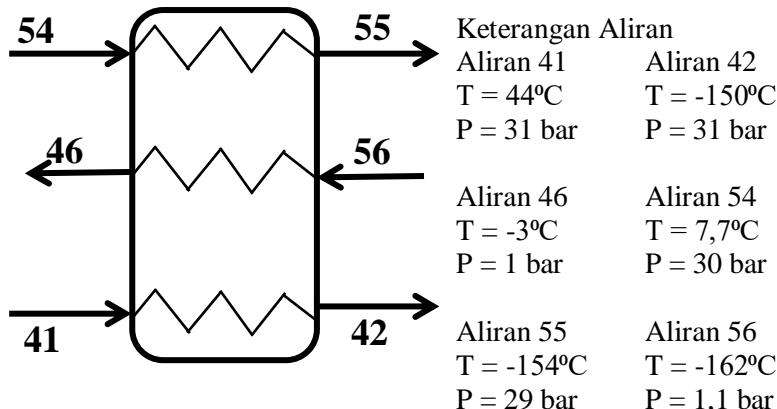
Tabel 4. 38 Neraca Energi Demethanizer Reboiler (E-315)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{38}	-26.301.945,93	ΔH_{39}	-17.972.188,91
Q	1.714.272,42	ΔH_{40}	-6.615.484,37
Total	-24.587.673,51	Total	-24.587.673,28

22. Heater LNG Exchanger (E-411)**Tabel 4. 39** Neraca Energi Heater LNG Exchanger (E-411)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{18}	-544.741.148,5	ΔH_{19}	-526.471.309,1
S	- 3.509.965.531	SC	- 3.548.567.898
Total	-4.054.706.679	Total	-4.075.039.207

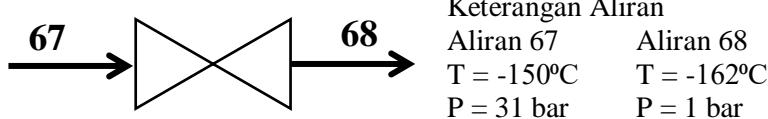
23. LNG Exchanger (E-410)



Tabel 4. 40 Neraca Energi LNG Exchanger (E-410)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{41}	-506.132.006,8	ΔH_{42}	-602.544.533,4
ΔH_{54}	- 1.268.544.325	ΔH_{46}	- 1.172.135.014
ΔH_{56}	- 1.468.478.617	ΔH_{55}	- 1.468.478.617
Total	-1.774.676.332	Total	-1.774.679.547

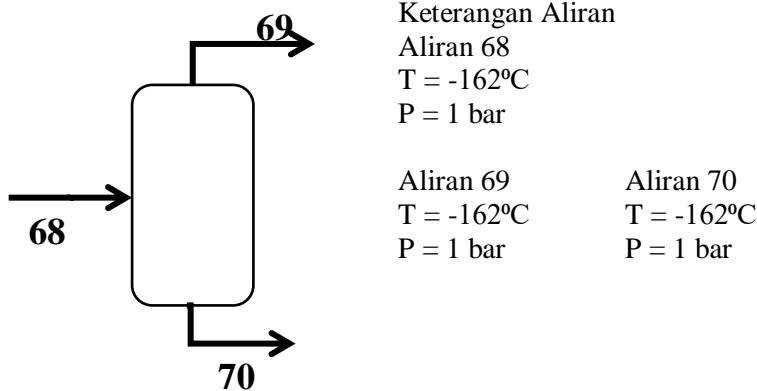
24. LNG Valve (K-421)



Tabel 4. 41 Neraca Energi LNG Valve (K-421)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{67}	-602.544.533,4	ΔH_{68}	-602.544.533,4
Total	-602.544.533,4	Total	-602.544.533,4

25. LNG Separator (H-420)

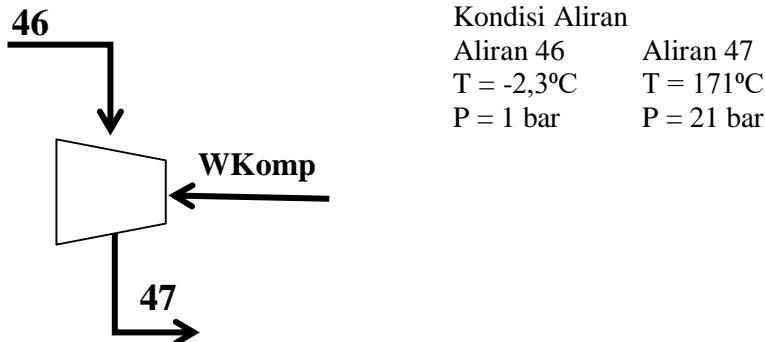


Tabel 4. 42 Neraca Energi LNG Separator (H-420)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{68}	-602.544.533,4	ΔH_{69}	-48.765.126,1
		ΔH_{70}	-553.779.407,3
Total	-602.544.533,4	Total	-602.544.533,4

Refrigeration System:

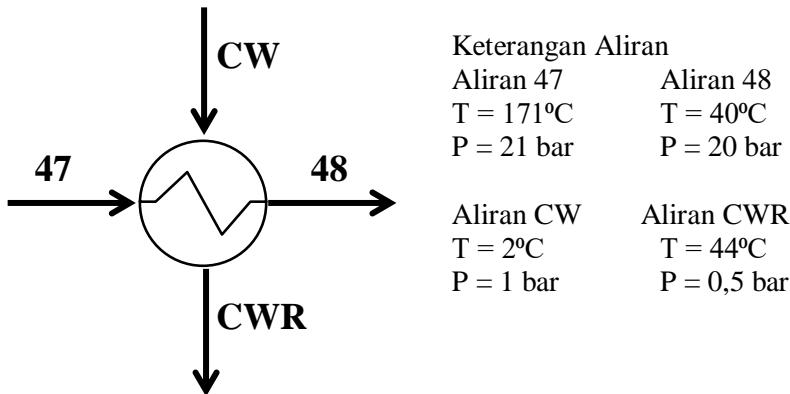
26. Refrigerant Compressor (G-412)



Tabel 4. 43 Neraca Energi Refrigerant Compressor (G-412)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{71}	-1.171.636.744	ΔH_{72}	-1.029.061.956
Ws	142.574.788,50		
Total	-1.029.061.956	Total	-1.029.061.956

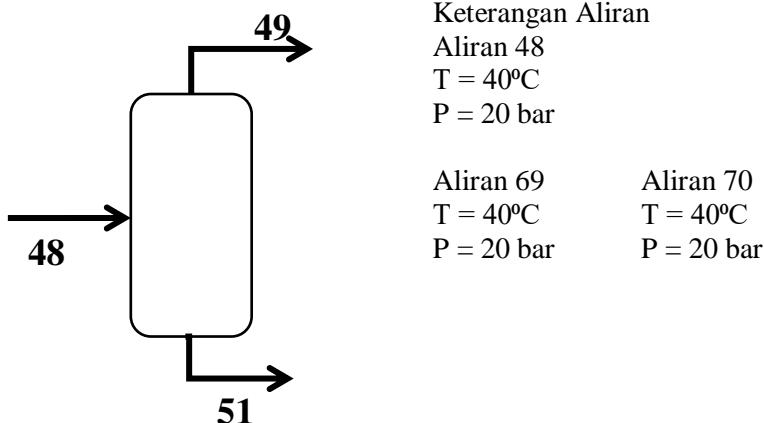
27. Refrigerant Cooler 1 (E-413)



Tabel 4. 44 Neraca Energi Refrigerant Cooler 1 (E-413)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{47}	-1029061956	ΔH_{48}	-1181182691
CW	-22837539533	CWR	-22685418798
Total	-23.866.601.488	Total	-23.866.601.488

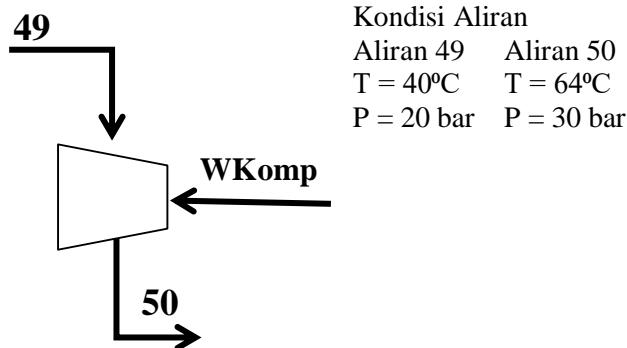
28. Refrigerant Separator (H-414)



Tabel 4. 45 Neraca Energi Refrigerant Separator (E-414)

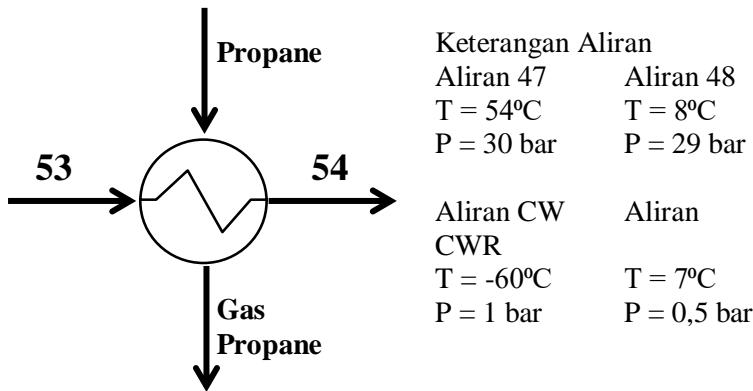
Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{48}	-1.181.182.691	ΔH_{49}	-952.661.051,1
		ΔH_{51}	-228.521.639,7
Total	-1.181.182.691	Total	-1.181.182.691

29. Refrigerant Gas Compressor (G-416)



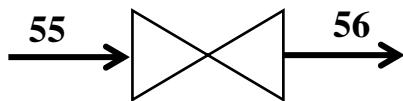
Tabel 4. 46 Neraca Energi Refrigerant Gas Compressor (G-416)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{71}	-952.661.051,1	ΔH_{72}	-940.209.750,7
Ws	12.451.300,42		
Total	-940.209.750,7	Total	-940.209.750,7

30. Refrigerant Cooler 2 (E-418)**Tabel 4. 47** Neraca Energi Refrigerant Cooler 2 (E-418)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{53}	- 1.168.525.005	ΔH_{54}	- 1.268.049.271
Propane	- 1.924.038.730	Gas Propane	- 1.824.514.464
Total	- 3.092.563.735	Total	- 3.092.563.735

31. Valve Refrigeration (K-419)



Keterangan Aliran	
Aliran 55	Aliran 56
T = -154°C	T = -162°C
P = 29 bar	P = 1 bar

Tabel 4. 48 Neraca Energi Valve Refrigeration (K-419)

Input (kJ)		Output (kJ)	
ΔH_{55}	-1.468.478.617	ΔH_{56}	-1.468.478.617
Total	-1.468.478.617	Total	-1.468.478.617

BAB V

DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Pra Desain Pabrik LNG dari gas alam adalah sebagai berikut :

1. Kolom Absorber (D-110)

Tabel 5. 1 Spesifikasi Kolom Absorber (D-110)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	D-110	
Fungsi	Mengabsorb CO ₂ dengan solvent MEA 40% wt	
Tipe	Sieve tray	
Tekanan desain	791,8	bar
Diameter Kolom	1,6	m
Tinggi Kolom	8,5	m
Tebal Silinder Kolom	0,0127	m
Bahan Konstruksi	SA 283 Grade B	
Jumlah	1 buah	
Harga Per Unit	\$	36.257,00

2. Sales Gas Cooler (E-111)

Tabel 5. 2 Spesifikasi Sales Gas Cooler (E-111)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Untuk mendinginkan stream gas			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Cooling Water	=	20	°C
	Gas	=	54,0	°C
Suhu Keluar	Cooling Water	=	30	°C
	Gas	=	40	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,47	m
	Baffle Space	=	0,590551181	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1,2700	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,019050038	m
	Jumlah Tube	=	269	
	Pitch	=	0,9375	m
	a"	=	2,665055762	ft ² /ft
	a'	=	0,00017	m ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	4,5100	psi
Rd	0,0022843		hr.ft2.°F/Btu	
Luas Area	932,4228911		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$ 190.959,00			

3. Rich Amine Separator (H-114)

Tabel 5. 3 Spesifikasi Rich Amine Separator (H-114)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	H-114	
Fungsi	Memisahkan antara gas dan liquid pada aliran lean amine	
Tipe	Vertical flash separator	
Kapasitas	=	kg/jam
Bahan Material	Hastelloy C22	
Jumlah	1	
Spesifikasi kolom :		
Outside diameter	2,108	m
Inside diameter	1,981	m
Tebal Silinder	0,064	m
Tebal tutup atas	0,406	m
Tebal tutup bawah	0,406	m
Tekanan design	4082,372	psig
Tinggi tutup atas	0,356	m
Tinggi tutup bawah	0,356	m
Harga Per Unit	\$ 18.716,00	

4. Rich Amine Heat Exchanger (E-115)

Tabel 5. 4 Spesifikasi Rich Amine Heat Exchanger (E-115)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Menukar/mengintegrasikan aliran panas lean amine (bottom)			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Cooling Water	=	138	°C
	Gas	=	25,0	°C
Suhu Keluar	Cooling Water	=	54	°C
	Gas	=	117	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,50	m
	Baffle Space	=	0,2921	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1,3000	psi
	Diameter Luar	=	0,0191	m
Tube Side	Jumlah Tube	=	304	
	Pitch	=	0,0238	m
	a"	=	2,358223684	ft ² /ft
	a'	=	0,0011	m ²
	Passes	=	4	
	ΔP	=	8,2200	psi
Rd	0,0022940		hr.ft.°F/Btu	
Luas Area	1198,829431		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$	226.493,00		

5. Amine Regenerator (D-120)

Tabel 5. 5 Spesifikasi Amine Regenerator (D-120)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama Alat	Amine Regenerator	
Kode	D-120	
Fungsi	Untuk memisahkan CO ₂ dan Amine + H ₂ O	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	8	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	0,610	ft
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	0,012	m
<i>Area of Coloumn</i>	0,016	m ²
<i>Active Area</i>	0,013	m ²
<i>Active of Holes</i>	0,001	m ²
<i>Area of Downcomer</i>	0,002	m ²
A _h /A	0,08	
A _d /A	0,1	
A _h /A _A	0,1	
d _h	0,006	m
h _w	0,032	m

l_w	0,103	m
<i>Vessel</i>		
<i>Tipe Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
<i>Tinggi Vessel</i>	5,233	m
<i>Tebal Shell</i>	0,006	m
<i>Tipe Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
<i>Tinggi Head</i>	0,178	m
<i>Tebal Head</i>	0,025	m
<i>Harga per Unit</i>	\$ 8.499,00	

6. Amine Reflux Condensor (E-121)

Tabel 5. 6 Spesifikasi Amine Reflux Condensor (E-121)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mengondensasikan vapor dari kolom amine regenerator D-120			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Propane	=	-150	°C
	Gas	=	-68,9	°C
Suhu Keluar	Propane	=	-96,67	°C
	Gas	=	-100	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,21	m
	Baffle Space	=	0,089	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,4300	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,019	m
	Jumlah Tube	=	304	
	Pitch	=	0,024	m
	a"	=	1,913333333	ft ² /ft
	a'	=	0,0000097	m ²
	Passes	=	6	
	ΔP	=	7,4600	psi
Rd	0,0021960		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	53,326		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$	28.391,00		

7. Amine Regenerator Accumulator (H-122)

Tabel 5. 7 Spesifikasi Amine Regenerator Accumulator (H-122)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-122			
Fungsi	Memisahkan gas-gas yang masih terkandung di dalam kondenser			
Kapasitas	18.537,12	ft ³	525,99	m ³
Bahan Konstrusi	Carbon Steel SA-299			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	11,21	ft	3,42	m
Diameter Tangki	4,07	ft	1,24	m
Jenis Tutup Kiri	Standar Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standar Dished Head			
Panjang Tutup Kiri	0,69	ft	0,21	m
Panjang Tutup Kanan	0,69	ft	0,21	m
Tebal Tutup	1,42	in	0,04	m
Tebal Shell	3,00	in	0,08	m
ID Shell	48,90	in	1,24	m
OD Shell	55,00	in	1,40	m
Harga per Unit	\$ 13.834,00			

8. Amine Regenerator Reflux Pump (L-123)

Tabel 5. 8 Spesifikasi Amine Regenerator Reflux Pump (L-123)

Spesifikasi	Keterangan				
No. kode	L-123				
Fungsi	Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-120				
Tipe	Centrifugal				
Kapasitas	12,1018	gpm			
Material case	Cast iron				
Material rotor	Carbon steel				
Suction pressure	1900	kPa			
Discharge pressure	2000	kPa			
Ukuran pipa	12	in	sch 40		
Power pompa	4	hp			
Jumlah	1	unit			
Harga per Unit	\$ 13.291,00				

9. Amine Regenerator Reboiler (E-124)

Tabel 5. 9 Spesifikasi Amine Regenerator Reboiler (E-124)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Memanaskan kembali bottom produk dari kolom D-120			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Propane	=	250	°C
	Gas	=	110,0	°C
Suhu Keluar	Propane	=	132,68	°C
	Gas	=	136	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,71	m
	Baffle Space	=	0,597	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	8,0900	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,019	m
	Jumlah Tube	=	599	
	Pitch	=	0,024	m
	a"	=	6,835	ft ² /ft
	a'	=	0,004	m ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,7400	psi
Rd	0,0023511		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	3803,790		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$ 610.219,00			

10. Lean Amine Pump (L-125)

Tabel 5. 10 Spesifikasi Lean Amine Pump (L-125)

Spesifikasi	Keterangan						
Fungsi	Memompa <i>lean amine</i> untuk dikembalikan ke kolom <i>Regenerator</i>						
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>						
Inlet press	20	bar					
Tekanan keluar	94,36	bar					
Ukuran pipa	8	in	sch	40			
Power	21,4278	hp					
Jumlah (unit)	1						
Harga per Unit	\$ 10.850,00						

11. Lean Amine Cooler (E-127)

Tabel 5. 11 Spesifikasi Lean Amine Cooler (E-127)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mendinginkan lean amine sebelum dikembalikan menuju kolom			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Cooling Water	=	30	°C
	Gas	=	111,1	°C
Suhu Keluar	Cooling Water	=	51,11	°C
	Gas	=	53	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,58	m
	Baffle Space	=	0,248	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	4,2900	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,019	m
	Jumlah Tube	=	422	
	Pitch	=	0,024	m
	a"	=	3,054	ft ² /ft
	a'	=	0,000041	m ²
	Passes	=	4	
	ΔP	=	4,1800	psi
Rd	0,0022722		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	1197,139		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$		226.312,00	

12. Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C)

Tabel 5. 12 Spesifikasi Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C)

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	H-210 A/B/C	
Fungsi	Memisahkan H ₂ O dari gas alam	
Tipe	Molecular sieve 3A silinder	
Tekanan desain	38,47	bar
Diameter (ID/OD)	12,37 (ID) / 12,45 (OD)	m
Tinggi tutup atas / bawah	3,11	m
Tebal tutup atas/ bawah	3,11	m
Tebal silinder	0,05	m
Tinggi bejana	2	m
Bahan Konstruksi	Hastelloy C-22	
Jumlah	3 buah	
Harga per Unit	\$	35.262,00

13. Sweet Gas Cooler (E-212)

Tabel 5. 13 Spesifikasi Sweet Gas Cooler (E-212)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mendinginkan sweet gas agar suhu operasi pada molecular sieve			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Cooling Water	=	10	°C
	Gas	=	85,6	°C
Suhu Keluar	Cooling Water	=	25,00	°C
	Gas	=	25	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,76	m
	Baffle Space	=	0,5906	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	3,8900	psi
	Diameter Luar	=	0,0191	m
Tube Side	Jumlah Tube	=	775	
	Pitch	=	0,0238	m
	a"	=	3,8308	ft ² /ft
	a'	=	0,0002	m ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2,5300	psi
Rd	0,0023		hr.ft2.°F/Btu	
Luas Area	5516,3508		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$		639.583,00	

14. Molecular Sieve Gas Regenerator Heater (E-214)

Tabel 5. 14 Spesifikasi Molecular Sieve Gas Regenerator Heater (E-214)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Memanaskan 5% dry gas untuk meregenerasi molecular sieve			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Steam	=	320	°C
	Gas	=	26,1	°C
Suhu Keluar	Steam	=	270,00	°C
	Gas	=	277	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,38	m
	Baffle Space	=	0,5969	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	7,7200	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,0191	m
	Jumlah Tube	=	125	
	Pitch	=	0,0238	m
	a"	=	3,0784	ft ² /ft
	a'	=	0,0002	m ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2,3900	psi
Rd	0,0024		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	571,9807		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$ 7.595,00			

15. Molecular Sieve Regeneration Cooler (E-215)

Tabel 5. 15 Spesifikasi Molecular Sieve Regeneration Cooler (E-215)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mengondensasikan wet gas untuk memisahkan fase air dari dry gas			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Cooling Water	=	20	°C
	Gas	=	138,7	°C
Suhu Keluar	Cooling Water	=	34,99	°C
	Gas	=	45	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,25	m
	Baffle Space	=	0,5080	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2,2300	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,0191	m
	Jumlah Tube	=	68	
	Pitch	=	0,0238	m
	a"	=	3,4809	ft ² /ft
	a'	=	0,0640	m ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	2,0700	psi
Rd	0,0023		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	395,8194		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$	106.601,00		

16. Molecular Sieve Regeneration Separator (H-216)

Tabel 5. 16 Spesifikasi Molecular Sieve Regeneration Separator
(H-216)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	H-216	
Fungsi	memisahkan antara gas dan liquid pada aliran gas	
Tipe	vertical flash separator	
Bahan Material	Hastelloy C22	
Jumlah	1	
Spesifikasi kolom :		
Outside diameter	1,50	m
Inside diameter	1,37	m
Tebal Silinder	0,06	m
Tinggi Silinder	2,00	m
Tebal tutup atas	0,05	m
Tebal tutup bawah	0,05	m
Tekanan design	545	psig
Tinggi tutup atas	0,10	m
Tinggi tutup bawah	0,10	m
Harga Per Unit	\$	14.738,00

17. Molecular Sieve Regeneration Compressor (G-217)

Tabel 5. 17 Spesifikasi Molecular Sieve Regeneration Compressor (G-217)

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	G-217					
Type	Centrifugal Compressor					
Fungsi	Menaikkan tekanan refrigerant agar sesuai dengan kondisi					
Jumlah Stage	1					
Bahan	Carbon Steel					
Kondisi Operasi	Psuction	=	4500 kPa	Tsuction	=	45°C
	Pdischarge	=	4600 kPa	Tdischarge	=	46°C
Kapasitas (kg/jam)	6015					
Rasio Kompresi	1,02					
Efsiensi	78,34%					
Power (Hp)	1,5					
Harga per Unit	\$ 70.706,00					

18. Demethanizer Cooler (E-311)

Tabel 5. 18 Spesifikasi Demethanizer Cooler (E-311)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mendinginkan sweet gas agar suhu operasi pada demethanizer			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Propane	=	-50	°C
	Gas	=	26,1	°C
Suhu Keluar	Propane	=	-30,00	°C
	Gas	=	-32	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,8128	m
	Baffle Space	=	0,5906	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	5,4000	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,0191	m
	Jumlah Tube	=	854	
	Pitch	=	0,0238	m
	a"	=	3,8268	ft ² /ft
	a'	=	0,0000	m ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	9,1200	psi
Rd	0,0023		hr.ft2.°F/Btu	
Luas Area	6072,2780		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$ 682.733,00			

19. Demethanizer Column (D-310)

Tabel 5. 19 Spesifikasi Demethanizer Column (E-310)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama Alat	Demethanizer Column	
Kode	D-310	
Fungsi	Proses untuk memisahkan Methane dengan hydrokarbon berat	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	
Jumlah	1	unit
Jumlah <i>Plate</i>	10	<i>plates</i>
<i>Plate Spacing</i>	0,610	m
Jenis Aliran	<i>Cross flow</i>	
Diameter Kolom	0,108	m
<i>Area of Coloumn</i>	1,309	m^2
<i>Active Area</i>	1,047	m^2
<i>Active of Holes</i>	0,105	m^2
<i>Area of Downcomer</i>	0,131	m^2
A_h/A	0,1	
A_d/A	0,1	
A_h/A_A	0,1	
d_h	0,006	m
h_w	0,032	m
l_w	0,938	m
<i>Vessel</i>		

<i>Tipe Vessel</i>	<i>Vertical tall vessel</i>	
<i>Tinggi Vessel</i>	6,718	m
<i>Tebal Shell</i>	0,022	m
<i>Tipe Head</i>	<i>Torispherical dishead head</i>	
<i>Tinggi Head</i>	0,311	m
<i>Tebal Head</i>	0,051	m
<i>Harga per Unit</i>	\$ 66.275,00	

20. Demethanizer Condensor (E-312)

Tabel 5. 20 Spesifikasi Demethanizer Condensor (E-312)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mendinginkan sweet gas agar suhu operasi pada demethanizer			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Propane	=	-50	°C
	Gas	=	26,1	°C
Suhu Keluar	Propane	=	-30,00	°C
	Gas	=	-32	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,8128	m
	Baffle Space	=	0,5906	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	5,4000	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,0191	m
	Jumlah Tube	=	854	
	Pitch	=	0,0238	m
	a"	=	3,8268	ft ² /ft
	a'	=	0,0000	m ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	9,1200	psi
Rd	0,0023		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	6072,2780		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$		682.733,00	

21. Demethanizer Accumulator (H-313)

Tabel 5. 21 Spesifikasi Demethanizer Accumulator (E-313)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-313			
Fungsi	Memisahkan gas-gas yang masih terkandung di dalam kondenser			
Kapasitas	117.943,02	ft ³	3.346,63	m ³
Bahan Konstrusi	Carbon Steel SA-299			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	14,43	ft	4,40	m
Diameter Tangki	5,26	ft	1,60	m
Jenis Tutup Kiri	Standar Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standar Dished Head			
Panjang Tutup Kiri	0,89	ft	0,27	m
Panjang Tutup Kanan	0,89	ft	0,27	m
Tebal Tutup	2,30	in	0,06	m
Tebal Shell	3,00	in	0,08	m
ID Shell	63,07	in	1,60	m
OD Shell	70,00	in	1,78	m
Harga per Unit	\$ 16.546,00			

22. Demethanizer Reflux Pump (L-314)

Tabel 5. 22 Spesifikasi Demethanizer Reflux Pump (L-314)

Spesifikasi	Keterangan			
No. kode	L-314			
Fungsi	Memompa produk atas menjadi reflux pada kolom distilasi D-310			
Tipe	Centrifugal			
Kapasitas	341,3463		gpm	
Material case	Cast iron			
Material rotor	Carbon steel			
Suction pressure	3200		kPa	
Discharge pressure	3500		kPa	
Beda ketinggian	ft			
Ukuran pipa	12	in	sch	40
Power pompa	107		hp	
Jumlah	1		unit	
Harga per Unit	\$	13.291,00		

23. Demethanizer Reboiler (L-315)

Tabel 5. 23 Spesifikasi Demethanizer Reboiler (L-315)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Memanaskan kembali bottom produk dari demethanizer column			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Steam	=	200	°C
	Gas	=	103,0	°C
Suhu Keluar	Steam	=	113,81	°C
	Gas	=	115	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,610	in
	Baffle Space	=	0,419	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	6,1800	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,019	in
	Jumlah Tube	=	418	
	Pitch	=	0,024	in
	a"	=	1,880	ft ² /ft
	a'	=	0,000	in ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,6500	psi
Rd	0,002		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	729,933		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$		138.246,00	

24. LNG Exchanger (E-410)

Tabel 5. 24 Spesifikasi LNG Exchanger (E-410)

Spesifikasi	Keterangan	
Fungsi	Mendinginkan gas hingga suhu -150°C menggunakan refrigerant	
Tipe	Plate-fin Heat Exchanger	
Bahan	Carbon Steel	
Luas Permukaan	4525,22	m ²
Harga per Unit	\$ 849.913,00	

25. Heater LNG Exhanger (E-411)

Tabel 5. 25 Spesifikasi Heater LNG Exchanger (E-411)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Memanaskan kembali top produk dari demethanizer column			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Steam	=	80	°C
	Gas	=	-87,2	°C
Suhu Keluar	Steam	=	40,00	°C
	Gas	=	44	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	0,762	in
	Baffle Space	=	0,591	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2,3300	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,019	in
	Jumlah Tube	=	777	
	Pitch	=	0,024	in
	a"	=	3,440	ft ² /ft
	a'	=	0,000	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	8,7100	psi
Rd	0,002		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	4469,900		ft ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$		554.342,00	

26. Refrigerant Compressor (G-412)

Tabel 5. 26 Spesifikasi Refrigerant Compressor (G-412)

Spesifikasi	Keterangan							
Kode	G-412							
Type	Centrifugal Compressor							
Fungsi	Menaikkan tekanan refrigerant agar sesuai dengan kondisi operasi proses							
Jumlah Stage	1							
Bahan	Carbon Steel							
Kondisi Operasi	Psuction	=	100	kPa	Tsuction	=	-3	°C
	Pdischarge	=	2100	kPa	Tdischarge	=	171	°C
Kapasitas (kg/jam)	438007							
Rasio Kompresi	21,00							
Efsiensi	78,34%							
Power (Hp)	129,2244							
Harga per Unit	\$	70.706,00						

27. Refrigerant Cooler 1 (E-413)

Tabel 5. 27 Spesifikasi Refrigerant Cooler 1 (E-413)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mengondensasikan refrigerant			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Cooling Water	=	20	°C
	Gas	=	170,6	°C
Suhu Keluar	Cooling Water	=	44,44	°C
	Gas	=	39	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	1,321	in
	Baffle Space	=	0,591	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	6,77	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,019	in
	Jumlah Tube	=	2428	
	Pitch	=	0,024	in
	a"	=	7,613	ft ² /ft
	a'	=	0,000	in ²
	Passes	=	2	
	ΔP	=	4,3900	psi
Rd	0,002		hr.ft ² .°F/Btu	
Luas Area	34343,181		ft ²	
Jumlah Alat	2		Unit	
Harga per Unit	\$ 2.217.911,00			

28. Refrigerant Separator (H-414)

Tabel 5. 28 Spesifikasi Refrigerant Separator (E-414)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-414			
Fungsi	Memisahkan antara gas dan liquid pada aliran refrigerant			
Kapasitas	176,33			m ³
Bahan Kontrusi	SA-334			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	47,42	ft	14,45	m
Diameter Tangki	13,83	ft	4,21	m
Jenis Tutup Kiri	Standar Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standar Dished Head			
Panjang Tutup Atas	2,42	ft	0,737	m
Panjang Tutup Bawah	2,42	ft	0,737	m
Tebal Tutup	0,83	in	0,021	m
Tebal Shell	0,83	in	0,021	m
Harga per Unit	\$	36.076,00		

29. Refrigerant Liquid Pump (L-415)

Tabel 5. 29 Spesifikasi Refrigerant Liquid Pump (L-415)

Spesifikasi	Keterangan						
Fungsi	Memompa Refrigerant						
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>						
Inlet press	20,87	bar					
Tekanan keluar	30	bar					
Ukuran pipa	8	in	sch	40			
Power	4,7843	hp					
Jumlah (unit)	1						
Harga per Unit	\$ 10.850,00						

30. Refrigerant Gas Compressor (G-416)

Tabel 5. 30 Spesifikasi Refrigerant Gas Compressor (G-416)

Spesifikasi	Keterangan							
Kode	G-416							
Type	Centrifugal Compressor							
Fungsi	Menaikkan tekanan refrigerant agar sesuai dengan kondisi operasi proses							
Jumlah Stage	1							
Bahan	Carbon Steel							
Kondisi Operasi	Psuction	=	2087	kPa	Tsuction	=	40	°C
	Pdischarge	=	3000	kPa	Tdischarge	=	64	°C
Kapasitas (kg/jam)	350798							
Rasio Kompresi	1,44							
Efsiensi	78,34%							
Power (Hp)	154,8733							
Harga per Unit	\$	75.498,00						

31. Refrigerant Cooler 2 (E-418)

Tabel 5. 31 Spesifikasi Refrigerant Cooler 2 (E-418)

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Mengondensasikan refrigerant			
Tipe	1-1 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SAE-316 L			
Suhu Masuk	Propane	=	-60	°C
	Gas	=	54,2	°C
Suhu Keluar	Propane	=	7,52	°C
	Gas	=	8	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	1,219	m
	Baffle Space	=	0,591	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	8,680	psi
Tube Side	Diameter Luar	=	0,019	m
	Jumlah Tube	=	2051	
	Pitch	=	0,024	m
	a"	=	3,804	ft ² /ft
	a'	=	0,000	m ²
	Passes	=	1	
	ΔP	=	2,5100	psi
Rd	0,002		hr.ft2.°F/Btu	
Luas Area	14497,585		m ²	
Jumlah Alat	1		Unit	
Harga per Unit	\$		1.233.820,00	

32. LNG Separator (H-420)

Tabel 5. 32 Spesifikasi LNG Separator (H-420)

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	H-420			
Fungsi	Memisahkan antara gas dan liquid pada aliran LNG			
Kapasitas	6,77			m ³
Bahan Konstrusi	SA-334			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Bentuk Tangki	Vertical Gas Liquid Separator			
Tinggi Tangki	15,96	ft	4,86	m
Diameter Tangki	4,66	ft	1,42	m
Jenis Tutup Kiri	Standar Dished Head			
Jenis Tutup Kanan	Standar Dished Head			
Panjang Tutup Atas	0,83	ft	0,254	m
Panjang Tutup Bawah	0,83	ft	0,254	m
Tebal Tutup	0,33	in	0,008	m
Tebal Shell	0,33	in	0,008	m
Harga per Unit	\$ 14.467,00			

33. LNG Storage (F-510)

Tabel 5. 33 Spesifikasi LNG Storage (F-510)

Spesifikasi		Keterangan							
Alat	:	LNG Storage Tank (F-510)							
Material	:	Carbon Steel SA - 299							
Jumlah	:	1		unit					
Fungsi	:	Sebagai tempat penyimpanan LNG sebelum dijual							
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk Dished Head dan tutup bawah berbentuk flat.							
Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints							
OD	:	1682,8		in	=	42,7419 m			
ID	:	1680		in	=	42,6720 m			
Tinggi shell	:	576		in	=	14,6304 m			
Tebal Shell	:	1st	1,38	in	=	0,0349 m			
	:	2nd	1,13	in	=	0,0286 m			
	:	3rd	1,00	in	=	0,0254 m			
	:	4th	0,88	in	=	0,0222 m			
	:	5th	0,75	in	=	0,0191 m			
	:	6th	0,63	in	=	0,0159 m			
	:	7th	0,44	in	=	0,0111 m			
	:	8th	0,25	in	=	0,0064 m			
Tebal tutup atas	:	1 1/3		in	=	0,0339 m			
Straight flange (sf)	:	2 1/2		in	=	0,0635 m			
Tebal tutup bawah	:	1/4		in	=	0,0064 m			

Tinggi tutup bawah	:	4 5/8	in	=	0,1175	m
Tinggi tangki total	:	584,4583	in	=	14,8452	m
Harga per Unit	:		\$		40.687.323,00	

BAB VI

ANALISA EKONOMI

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

VI.1 PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

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

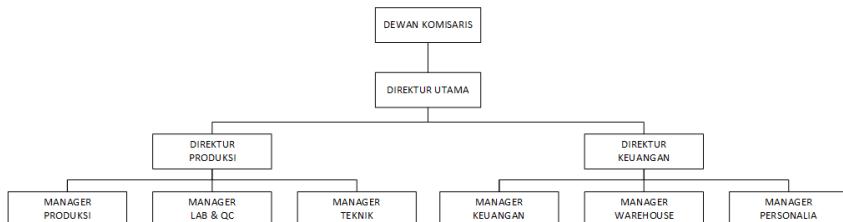
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga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

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

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

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

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



Gambar 6. 1 Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

Pemegang Saham

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

1. Dewan Komisaris

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

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

Tugas Dewan Komisaris adalah:

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijakan 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 serta penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas Direktur Utama adalah:

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana, dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- 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.

3. Direktur Produksi

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

Tugas Direktur Produksi adalah:

- Membantu direktur 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 mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Produksi adalah:

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

Tugas Manager Laboratorium & Quality Control (QC) adalah:

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

Tugas Manager Teknik adalah:

- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan.
- Membantu dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik.
- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian teknik.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

4. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan administrasi perusahaan. Dalam hal tersebut Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan, Manager Personalia, dan Manager Warehouse yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Keuangan adalah:

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

Tugas Manager Keuangan adalah:

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

Tugas Manager Warehouse adalah:

- Bagian tersebut bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian.
- Bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau serta mendapatkan keuntungan yang optimum.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan

Tugas Manager Personalia adalah:

- Bagian ini bertugas di bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan.
- Memberikan bantuan kepada Direktur dalam masalah-masalah kepegawaian antara lain penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.

VI.3.11. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi *Liquefied Natural Gas (LNG)* diuraikan sebagai berikut :

Tabel 6. 1 Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik LNG

No.	Jabatan	Jumlah
		karyawan
1	Dewan Komisaris	3
2	Direktur Utama	1
3	Direktur Produksi & Keuangan	2
4	Kepala Divisi (bagian)	7
5	Manager	4
6	Supervisor	6
7	Karyawan Teknik	26
8	Foreman	12
9	Operator	
	a.Lulusan D-3	12
	b.Lulusan SMU	20
10	Dokter	1
11	Perawat	2
12	Sekuriti	10
13	Karyawan Kebersihan	10
14	Supir	8
Total		124

Pabrik LNG ini menggunakan basis 330 hari kerja pertahun dengan waktu 24 jam kerja perhari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, maka dilakukan sistem shift karyawan. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali perhari setiap 8 jam. Distribusinya diatur sebagai berikut:

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

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

Tabel 6. 2 Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2

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

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

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00
 Istirahat : 12.00 – 13.00
 Jumat : 08.00 – 16.30
 Istirahat : 11.30 – 13.00

VI.1. Utilitas

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

1. Air

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

2. Steam

Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas.

3. Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.

4. Bahan bakar

Berfungsi untuk bahan bakar untuk boiler, generator dan furnace.

5. Single Mixed Refrigerant

6. Pada tahap LNG recovery diperlukan pendingin tambahan untuk mencapai suhu sekitar -160.4°C dimana hal tersebut sangat mempengaruhi recovery LNG yang diperoleh. Pendingin yang sesuai dengan kebutuhan tersebut adalah Single Mixed Refrigerant. Single Mixed Refrigerant yang digunakan pada tahap fraksinasi dan LNG recovery dipakai secara *continuous loop*. Setelah digunakan sebagai pendingin, Single Mixed Refrigerant dikondisikan lagi di unit penyedia refrigerant sehingga dapat digunakan lagi.

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

IV.2.1 Unit Pengolahan Air

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

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

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

a. Syarat Fisik

- Suhu di bawah suhu udara
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau

- Kekeruhan SiO₂ tidak lebih dari 1 mg / liter
- b. Syarat Kimia
 - pH = 6,5 - 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO₄, Hg, Cu dan sebagainya
- c. Syarat Bakteriologi
 - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri E. coli kurang dari 1/ 100 ml
- 2. Air proses, meliputi : air proses, air pendingin dan air umpan boiler

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

IV.2.2 Unit Penyediaan Steam

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

IV.2.3 Unit Penyedia Single Mixed Refrigerant

Unit ini berjalan secara *continuous loop* untuk mengkondisikan *Single Mixed Refrigerant* yang telah melalui LNG Exchanger sehingga *Single Mixed Refrigerant* mencapai kondisi yang sesuai untuk kembali digunakan sebagai pendingin di LNG Exchanger.

IV.3 ANALISA EKONOMI

a. Asumsi Perhitungan

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

- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 3% setiap tahun
- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan penolong, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 3% setiap tahun.

- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40% dan pinjaman bank sebesar 60% dengan suku bunga sebesar 7% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 25 tahun.
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 20 tahun secara *straight line*.

b. Analisa Keuangan

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

IV.3.1 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*)

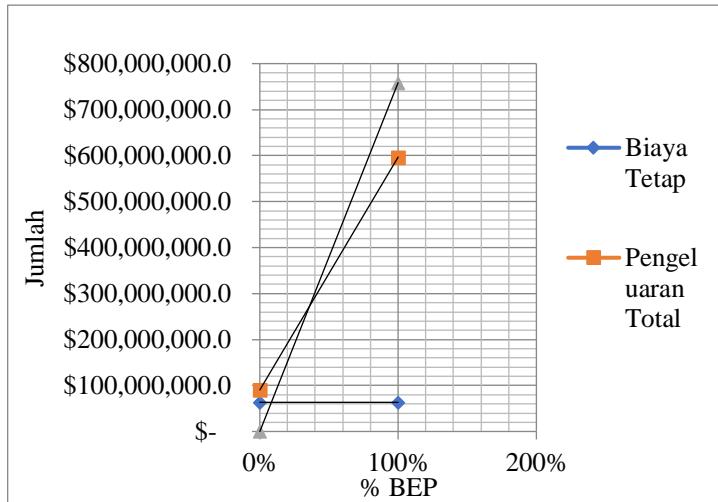
Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan harga $i = 13\%$. IRR yang diperoleh lebih besar dari bunga pinjaman yaitu 7,5% per tahun. Dengan $IRR = 13\%$ yang didapat dari hasil perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

IV.3.2 Analisa Waktu Pengembalian Modal (Payout Time/POT)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 8,5 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 20 tahun.

IV.3.3 Analisa Titik Impas (Breakeven Point/BEP)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D dimana produksi total sama dengan hasil penjualan didapatkan nilai Break Even Point sebesar 35,84%. Grafik BEP dapat dilihat pada Gambar VI.2.



Gambar 6. 2 Grafik BEP Pabrik LNG

Detail perhitungan lainnya dapat dilihat pada Appendiks D. Dari parameter analisa ekonomi tersebut menunjukkan bahwa pabrik LNG ini layak untuk didirikan. Ringkasan analisa ekonomi dari pabrik LNG dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 6. 3 Ringkasan Cashflow Pabrik LNG

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	<i>Total Capital Investment</i>	USD	53.675.783,19
2	Bunga Bank	% / tahun	7,5
3	IRR	%	13
4	POT	tahun	8,5
5	BEP	%	35,84
6	Harga Gas Alam	US\$/MMBTU	8

No	Keterangan	Unit	Jumlah
9	Harga Bahan Baku	USD/tahun	392.056.774
10	Harga Jual LNG	US\$/MMBTU	17
12	Total Penjualan	USD/tahun	758.472.000
13	Lama konstruksi	tahun	2
14	Hari operasi per tahun	hari/tahun	330
15	Umur pabrik	tahun	25

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

VII.1 Kesimpulan

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

1. Perencanaan operasi : *continue*, 24 jam/hari, selama 330 hari
2. Kapasitas produksi LNG : 123 MMSCFD
3. Bahan baku gas alam : 150 MMSCFD
4. Masa konstruksi : 2-4 tahun
5. Analisa ekonomi :

IRR	13%
POT (<i>Pay Out Time</i>)	8,5 tahun
BEP (<i>Break Even Point</i>)	35,84%

Dari hasil uraian di atas, segi teknis dan ekonomis Pabrik *Liquefied Natural Gas* dari gas alam ini layak untuk didirikan.

VII.2 Saran

Dalam penggeraan Tugas Pra Desain Pabrik *Liquefied Natural Gas* (LNG) ini ada beberapa hal yang perlu di perhatikan bagi pembaca, diantaranya:

1. Penggunaan MEA (mono-ethanol-amine) sebagai pelarut, digunakan pada rentang 15-25% wt.
2. Pada sistem regenerasi MEA dibutuhkan reclaimer untuk menghilangkan produk degradasi dari larutan dan juga membantu menghilangkan HSS (*heat stable salts*), padatan tersuspensi, asam, dan senyawa besi.

DAFTAR PUSTAKA

- Andress, D.L. 1996. "The Phillips Optimized Cascade LNG Process A Quarter Century of Improvements". Copyright© 1996 - Phillips Petroleum Company.
- Brownell, LE dan EH Young. 1959. "Process Equipment Design (1st Edition)". New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Fischer, Beatrice. 2005. "Natural Gas Liquefaction Processes Comparison". France: IFP.
- Gas Processors Suppliers Association. 2004. "Engineering Data Book FPS Version Volume I & II". Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association.
- Geankoplis, Christie J. 1983. "Transport Processes and Unit Operations (2nd Edition)". Massachusetts: Allyn and Bacon, Inc.
- Habibullah, Arif, et.al. 2009. "LNG Conceptual Design Strategies". San Antonio: 88th GPA Annual Convention.
- Himmeblau, David. 1996. "Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering". New Jersey: Prentice Hall Inc.
- International Gas Union. 2015. "Small Scale LNG". Paris: World Gas Conference.
- Kern, Donald Q. 1965. "Process Heat Transfer". Singapore: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Kurtubi. 2003. "Prospek Industri LNG Indonesia". Jakarta: Petroleum and Energy Economics Studies (CPEES).
- Kusnarjo, "*Ekomomi Teknik*", 2010
- Ludwig, Ernest E. 1997. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Volume 2 Third Edition". Houston: Gulf Publishing Company.
- McCabe.W.L. and Smith.J.C. 1985. "Operasi Teknik Kimia". Jakarta: Erlangga.
- Perry, Robert H. 1999. "Perry's Chemical Engineers' Handbook (7th Edition)". New York: McGraw-Hill Book Company, Inc.

- Peters, Max S. dan Klaus D. Timmerhaus. 1958. "Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th Edition". Singapore: McGraw-Hill Book Co.
- Pillarella, Mark, dkk. 2013. "The C3MR Liquefaction Cycle : Versatility for A Fast Growing, Ever Changing LNG Industry". Allentown: Air Products and Chemicals, Inc.
- Smith, JM, et.al. 1987. "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics (4th Edition)". New York: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Suprapto, Yoga P. 2008. "LNG & the World of Energy". Indonesia: PT BADAQ NGL.
- Ulrich, Gael D. 1984. "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics". New York: John Wiley and Son, Inc.
- Van Ness, Smith, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 4th edition, International edition, McGraw Hill Inc, Singapore, 1967.
- Van Winkle, Matthew, "*Distillation*", McGraw Hill Book Company, New York, 1967.
- Wiratmaja, IGN. 2016. "Statistik Minyak dan Gas Bumi 2015". Jakarta: Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi.
<http://www.indomigas.com> diakses pada tanggal 15 Oktober 2019, pukul 14.00 WIB
<http://www.medgaz.com> diakses pada tanggal 25 November 2019, pukul 10.00 WIB
<http://www.matche.com> diakses pada tanggal 20 Juni 2020, pukul 12.00 WIB
<http://www.gasespriceslist.com> diakses pada tanggal 25 Juni 2020, pukul 15.00 WIB
http://www.seputarforex.com/berita/kurs_dollar.php diakses pada tanggal 19 Oktober 2019, pukul 14.00 WIB
<http://www.exchanges-rates.org/rate/USD/IDR> diakses pada tanggal 25 Juni 2020, pukul 13.00 WIB
<http://www.forecasts.org/natural-gas.htm> diakses pada tanggal 10 November 2020, pukul 10.00 WIB

http:// www.pln.co.id diakses pada tanggal 20 Oktober 2019, pukul 14.00 WIB

http:// www.che.com/Chemical_Engineering.php diakses pada tanggal 20 Desember 2020, pukul 14.00 WIB

http:// www.esdm.go.id diakses pada tanggal 20 Mei 2020, pukul 12.00 WIB

http:// www.bps.go.id diakses pada tanggal 10 Maret 2020, pukul 10.00 WIB

http:// www.wikipedia.org diakses pada tanggal 10 Oktober 2019, pukul 14.00 WIB

http:// www.gasespriceslist.com diakses pada tanggal 10 Juni 2020, pukul 15.00 WIB