

TUGAS AKHIR - TK234801

DESAIN PABRIK *CLUSTER* LNG (*LIQUEFIED NATURAL GAS*) DI GRESIK DENGAN KAPASITAS 0,3486 MTPA SEBAGAI SUPLAI PEMBANGKIT LISTRIK WILAYAH BALI DAN NUSA TENGGARA

LIFTHYA ASYFI INOVA
NRP 5008221075

CALLISTA ANINDA NATHANIA
NRP 5008221143

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU
NIP 196301221987011001

Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.
NPP 1972202411008

Program Studi Teknik Kimia
Departemen Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2025



TUGAS AKHIR - TK234801

DESAIN PABRIK *CLUSTER* LNG (*LIQUEFIED NATURAL GAS*) DI GRESIK DENGAN KAPASITAS 0,3486 MTPA SEBAGAI SUPLAI PEMBANGKIT LISTRIK WILAYAH BALI DAN NUSA TENGGARA

LIFTHYA ASYFI INOVA

NRP 5008221075

CALLISTA ANINDA NATHANIA

NRP 5008221143

Dosen Pembimbing

Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU

NIP 196301221987011001

Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.

NPP 1972202411008

Program Studi Teknik Kimia

Departemen Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2025



FINAL PROJECT - TK234801

PLANT DESIGN OF CLUSTER LNG (LIQUEFIED NATURAL GAS) IN GRESIK WITH A CAPACITY OF 0,3486 MTPA AS A SUPPLY SOURCE FOR POWER PLANTS IN BALI AND NUSA TENGGARA REGIONS

LIFTHYA ASYFI INOVA

NRP 5008221075

CALLISTA ANINDA NATHANIA

NRP 5008221143

Advisor

Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU

NIP 196301221987011001

Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.

NPP 1972202411008

Study Program of Chemical Engineering

Chemical Engineering Department

Faculty of Industrial Technology and Systems Engineering

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2025

LEMBAR PENGESAHAN

DESAIN PABRIK CLUSTER LNG (*LIQUEFIED NATURAL GAS*) DI GRESIK DENGAN KAPASITAS 0,3486 MTPA SEBAGAI SUPLAI PEMBANGKIT LISTRIK WILAYAH BALI DAN NUSA TENGGARA

TUGAS DESAIN PABRIK

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

Oleh:

Lifthya Asyfi Inova

NRP. 5008221075

Callista Aninda Nathania

NRP. 5008221143

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU
2. Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA
4. Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng.
5. Firman Kurniawansyah, ST., MEng.Sc., Ph.D



SURABAYA
Januari, 2026

APPROVAL SHEET

PLANT DESIGN OF CLUSTER LNG (LIQUEFIED NATURAL GAS) IN GRESIK WITH A CAPACITY OF 0,3486 MTPA AS A SUPPLY SOURCE FOR POWER PLANTS IN BALI AND NUSA TENGGARA REGIONS

FINAL PROJECT

Submitted to fulfil one of the requirements for obtaining a degree of

Bachelor of Engineering (S.T)

At Undergraduate Study Program of Chemical Engineering
Department of Chemical Engineering
Faculty of Industrial Technology and Systems Engineering
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

By:

Lifthya Asyfi Inova

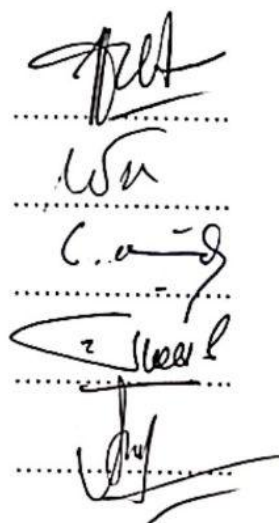
NRP. 5008221075

Callista Aninda Nathania

NRP. 5008221143

Approved by the Final Project Examiner Team :

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU
2. Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA
4. Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng.
5. Firman Kurniawansyah, ST., MEng.Sc., Ph.D



SURABAYA
January, 2026

PERNYATAAN ORISINALITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama Mahasiswa / NRP : 1. Lifthya Asyfi Inova / 5008221075
2. Callista Aninda Nathania / 5008221143

Departemen : Teknik Kimia

Dosen Pembimbing / NIP : 1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU
NIP. 196301221987011001
2. Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.
NPP. 1972202411008

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul “**Desain Pabrik Cluster LNG (Liquefied Natural Gas) di Gresik dengan Kapasitas 0,3486 MTPA sebagai Suplai Pembangkit Listrik Wilayah Bali dan Nusa Tenggara**” adalah hasil karya sendiri, bersifat orisinal, dan ditulis dengan mengikuti kaidah penulisan ilmiah.

Bilamana di kemudian hari ditemukan ketidaksesuaian dengan pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi dengan ketentuan yang berlaku di Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

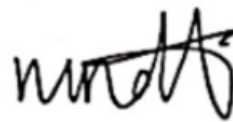
Surabaya, Januari 2026

Mahasiswa I,



Lifthya Asyfi Inova
NRP. 5008221075

Mahasiswa II,



Callista Aninda Nathania
NRP. 5008221143

Mengetahui,

Dosen Pembimbing I



Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU
NIP. 196301221987011001

Dosen Pembimbing II



Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.
NPP. 1972202411008

STATEMENT OF ORIGINALITY

The undersigned below:

Nama Mahasiswa / NRP : 1. Lifthya Asyfi Inova / 5008221075
2. Callista Aninda Nathania / 5008221143

Department : Teknik Kimia

Advisor / NIP : 1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU
NIP. 196301221987011001
2. Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.
NPP. 1972202411008

Hereby declare that the Final Project with the title of “**Plant Design Of Cluster LNG (Liquefied Natural Gas) in Gresik with A Capacity of 0,3486 MTPA as a Supply Source For Power Plants in Bali and Nusa Tenggara Regions**” is the result of our own work, original, and written by following the rules of scientific writing.

If in the future there is a discrepancy with this statement, then I am willing to accept sanctions in accordance with the provisions that apply at Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

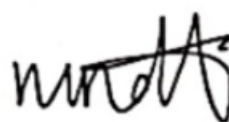
Surabaya, January 2026

Student I,



Lifthya Asyfi Inova
NRP. 5008221075

Student II,



Callista Aninda Nathania
NRP. 5008221143

Acknowledged,

Advisor I



Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU
NPP. 196301221987011001

Advisor II



Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.
NPP. 1972202411008

**DESAIN PABRIK *CLUSTER* LNG (*LIQUEFIED NATURAL GAS*) DI GRESIK
DENGAN KAPASITAS 0,3486 MTPA SEBAGAI SUPLAI PEMBANGKIT LISTRIK
WILAYAH BALI DAN NUSA TENGGARA**

Nama Mahasiswa / NRP : Lifthya Asyfi Inova / 5008221075
Callista Aninda Nathania / 5008221143
Departemen : Teknik Kimia
Dosen Pembimbing / NIP : 1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU
NIP 196301221987011001
2. Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.
NPP 1972202411008

ABSTRAK

Gas alam merupakan salah satu sumber energi utama yang memiliki prospek tinggi di Indonesia karena ketersediaannya melimpah dan karakteristiknya yang lebih ramah lingkungan dibandingkan bahan bakar fosil lainnya. Gas alam banyak dimanfaatkan sebagai bahan bakar industri maupun pembangkit listrik karena menghasilkan emisi yang rendah serta memiliki nilai kalor pembakaran yang tinggi. Peningkatan permintaan energi nasional mendorong perlunya pengelolaan dan distribusi gas alam yang lebih efisien. Salah satu solusi yang efektif adalah melalui pencairan gas alam menjadi *Liquefied Natural Gas* (LNG), yang mampu mengurangi volumenya hingga sekitar 1/600 dari kondisi gas normal sehingga lebih mudah disimpan dan diangkut. Dalam perancangan ini, direncanakan pembangunan pabrik LNG di Gresik, Jawa Timur, dengan kapasitas produksi sebesar 0,3486 MTPA atau 50 MMSCFD. Sebelum proses likuefaksi, gas alam terlebih dahulu dimurnikan menggunakan kolom adsorber menggunakan adsorben *molecular sieve* 3A untuk menghilangkan kandungan air, kemudian dilakukan pemisahan komponen ringan dan berat melalui kolom distilasi *deethanizer* dan *debutanizer*. Selanjutnya, proses pencairan gas alam dilakukan menggunakan teknologi *Single Mixed Refrigerant* (SMR) sebagai sistem pendingin utama. Penerapan konfigurasi proses ini diharapkan dapat menghasilkan LNG dengan kemurnian tinggi, efisiensi energi optimal, serta mendukung peningkatan keandalan pasokan energi nasional. Produk LNG yang dihasilkan memiliki komposisi metana yang mendominasi yaitu sebesar 82,51%, diikuti dengan etana sebesar 14,32%. Kemudian produk LPG didominasi oleh propana dan butana sebesar 99,7% volume. Berdasarkan analisis ekonomi, dihasilkan *internal rate of return* (IRR) sebesar 26,91%, dengan *break even point* (BEP) sebesar 56,88%, serta *pay out time* selama 5 tahun. Maka, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

Kata Kunci: BEP, *Cluster* LNG, *Deethanizer*, IRR, LPG, *Molecular Sieve* 3A, SMR

**PLANT DESIGN OF CLUSTER LNG (LIQUEFIED NATURAL GAS) IN GRESIK
WITH A CAPACITY OF 0,3486 MTPA AS A SUPPLY SOURCE FOR POWER
PLANTS IN BALI AND NUSA TENGGARA REGIONS**

Nama Mahasiswa / NRP : Lifthya Asyfi Inova / 5008221075
Callista Aninda Nathania / 5008221143
Departemen : Teknik Kimia
Dosen Pembimbing / NIP : 1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU
NIP 196301221987011001
2. Dr. Eng. Wahyudiono, S. T.
NIP 1972202411008

ABSTRACT

Natural gas is one of the main energy sources with strong prospects in Indonesia due to its abundant availability and its more environmentally friendly characteristics compared to other fossil fuels. Natural gas is widely utilized as fuel for industrial applications and power generation because it produces low emissions and has a high heating value. The increasing national energy demand highlights the need for more efficient management and distribution of natural gas. One effective solution is the liquefaction of natural gas into Liquefied Natural Gas (LNG), which can reduce its volume to approximately 1/600 of its gaseous state, making it easier to store and transport. In this design, the construction of an LNG plant in Gresik, East Java, is proposed, with a production capacity of 0,3486 MTPA or 50 MMSCFD. Prior to the liquefaction process, the natural gas is first purified using an adsorber column with molecular sieve 3A as the adsorbent to remove water content. Subsequently, light and heavy components are separated through deethanizer and debutanizer distillation columns. The natural gas liquefaction process is then carried out using Single Mixed Refrigerant (SMR) technology as the main refrigeration system. The application of this process configuration is expected to produce high-purity LNG, achieve optimal energy efficiency, and support the improvement of national energy supply reliability. The resulting LNG product is dominated by methane at 82,51%, followed by ethane at 14,32%. Meanwhile, the LPG product is dominated by propane and butane, accounting for 99,7% by volume. Based on the economic analysis, the internal rate of return (IRR) is 26,91%, with a break-even point (BEP) of 56,88% and a payback period of 5 years. Therefore, it can be concluded that the plant is economically feasible to be established.

Keywords: Cluster LNG, LPG, Molecular Sieve 3A, Deethanizer, SMR, IRR, BEP

KATA PENGANTAR

Dengan mengucapkan rasa syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat dan anugerah-Nya, penulis dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik yang berjudul “Desain Pabrik Cluster LNG (*Liquefied Natural Gas*) di Gresik Dengan Kapasitas 0,3486 MTPA sebagai Suplai Pembangkit Listrik Wilayah Bali Dan Nusa Tenggara” tepat sesuai dengan jadwal yang telah ditetapkan.

Penyusunan laporan ini dapat terlaksana berkat dukungan, bantuan, serta kontribusi dari berbagai pihak, baik secara langsung maupun tidak langsung. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis menyampaikan apresiasi dan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa, atas rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas ini dengan baik.
2. Orang tua dan keluarga penulis atas doa, kasih sayang, pengorbanan, serta dukungan moral yang senantiasa diberikan selama proses pendidikan.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng., IPU selaku Dosen Pembimbing Skripsi serta Bapak Dr. Eng. Wahyudiono, S.T. selaku Dosen Pembimbing Skripsi kedua, atas arahan, masukan, dan bimbingan yang sangat berarti dalam penyusunan laporan ini.
4. Dosen Penguji Skripsi atas saran, kritik, dan evaluasi yang membangun.
5. Bapak dan Ibu Dosen Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS beserta seluruh Tenaga Pendidik yang telah memberikan ilmu dan pengalaman selama masa studi.
6. Rekan-rekan seperjuangan di Laboratorium Termodinamika atas kebersamaan dan dukungan selama proses pengerjaan tugas akhir.
7. Teman-teman K62 Langkah Padu dan teman-teman terdekat penulis yang selalu memberikan semangat, motivasi, serta kesediaan untuk berbagi selama penyusunan tugas akhir ini.
8. Diri penulis sendiri yang telah berusaha konsisten dan bertanggung jawab dalam menghadapi berbagai tantangan selama proses penelitian.

Penulis berharap seluruh kebaikan dan ketulusan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan Yang Maha Esa. Penulis juga mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi penyempurnaan penelitian di masa mendatang. Semoga laporan ini dapat memberikan manfaat bagi penulis maupun para pembaca.

Surabaya, Januari 2026
Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	iv
ABSTRAK	viii
ABSTRACT	ix
KATA PENGANTAR.....	x
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR GAMBAR.....	xiii
DAFTAR TABEL	xiv
BAB I PENDAHULUAN.....	1
I.1 Tinjauan Pasar Produk.....	1
I.2 Teknologi Produksi dan Seleksi Proses.....	6
I.2.1 Teknologi Produksi.....	6
I.2.2 Seleksi Proses	12
I.3 Tujuan.....	16
BAB II DATA DASAR PERANCANGAN.....	17
II.1 Ketersediaan dan Kualitas dan Produk.....	17
II.1.1 Ketersediaan Bahan Baku	17
II.1.2 Bahan Baku Penunjang	17
II.1.3 Produk Utama.....	18
II.1.4 Produk Samping	18
II.2 Kapasitas	19
II.3 Lokasi dan Ketersediaan Utilitas.....	20
II.3.1 Ketersediaan Bahan Baku	20
II.3.2 Lokasi Pemasaran.....	21
II.3.3 Iklim dan Topografi	21
II.3.4 Ketersediaan Utilitas	22
II.3.5 Kebutuhan Tenaga Kerja.....	22
II.3.6 Fasilitas Transportasi.....	23
II.3.7 Ketersediaan Lahan	25
BAB III URAIAN PROSES TERPILIH	28
III.1 Diagram Balok	28
III.2 Diagram Alir Proses.....	29
III.3 Uraian Proses	30
III.3.1 Unit 1: <i>Dehydration Unit</i>	30
III.3.2 Unit 2: <i>Fractionation Unit</i>	31
III.3.3 Unit 3: <i>Liquefaction Unit</i>	33
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	36
IV.1 Neraca Massa dan Energi	36
IV.1.1 Neraca Massa.....	36

IV.1.2 Neraca Massa Overall dan Spesifikasi Produk	43
IV.1.3 Neraca Energi	44
IV.2 Kebutuhan Bahan Baku, Panas, dan <i>Power</i>	50
IV.2.1 Kebutuhan Bahan Baku	50
IV.2.2 Kebutuhan Panas	52
IV.2.3 Kebutuhan <i>Power</i>	52
IV.2.4 Kebutuhan Utilitas Air dan <i>Steam</i>	53
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	54
V.1 Daftar Peralatan	54
V.2 Daftar dan Harga Peralatan	70
V.3 Tata Letak Pabrik	72
V.4 P&ID Alat Utama dan <i>Preliminary HAZOP</i>	72
BAB VI ANALISIS EKONOMI DAN DAMPAK TERHADAP LINGKUNGAN.....	76
VI.1 Asumsi yang Digunakan	76
VI.2 CAPEX dan OPEX	77
VI.3 NPV, IRR, POT, <i>Cash Flow</i> , Sensitivitas terhadap IRR	77
VI.3.1 Net Present Value (NPV)	77
VI.3.2 Analisis Laju Pengembalian Modal (<i>Internal Rate of Return/IRR</i>)	78
VI.3.3 Analisis Waktu Pengembalian Modal (<i>Pay Out Time/POT</i>)	78
VI.3.4 Aliran Keuangan (<i>Cashflow</i>)	78
VI.3.5 Break Even Point (BEP)	78
VI.3.6 Sensitivitas Terhadap IRR	78
VI.4 Aspek Sosial dan Lingkungan	79
VI.4.1 Aspek Sosial	80
VI.4.2 Aspek Lingkungan	80
BAB VII KESIMPULAN	82
VII.1 Diskusi	82
VII.1.1 Tinjauan Secara Teknis	82
VII.1.2 Tinjauan Secara Ekonomis	82
VII.1.3 Tinjauan Secara Lingkungan	83
DAFTAR PUSTAKA	84

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Konsumsi Listrik Per Kapita Tahun 2024	1
Gambar I.2 Pemetaan Pipa di Wilayah Jawa, Bali, NTB, dan NTT	2
Gambar I.3 Diagram Alir Proses Absorpsi H ₂ O menggunakan Glycol.....	7
Gambar I.4 Diagram Alir Proses Adsorpsi H ₂ O menggunakan <i>Two-bed Adsorption Unit</i>	7
Gambar I.5 (a) Silica Gel, (b) Activated Alumina, (c) Molecular Sieves.....	8
Gambar I.6 Proses Fraksinasi.....	8
Gambar I.7 Diagram Alir dari Proses <i>Dual Mixed Refrigerant</i>	9
Gambar I.8 Proses <i>Black & Yeatch Pritchard PRICO</i>	10
Gambar I.9 Proses <i>APCI Propane Precooled Mixed Refrigerant</i>	11
Gambar I.10 Opsi dari Proses Pembuatan LNG	12
Gambar II.1 Klasifikasi Pabrik LNG	19
Gambar II.2 Jarak Pabrik di Gresik Menuju Bali, NTB, dan NTT	24
Gambar II.3 Jarak Pabrik di Indramayu Menuju Bali, NTB, dan NTT	24
Gambar II.4 Jarak Pabrik di Dumai Menuju Bali, NTB, dan NTT	24
Gambar II.5 Lokasi Lahan di Dumai, Riau.....	25
Gambar II.6 Lokasi Lahan di Kabupaten Indramayu	26
Gambar II.7 Lokasi Lahan di Kabupaten Gresik	26
Gambar III.1 <i>Block Flow Diagram</i> Proses Produksi LNG.....	28
Gambar III.2 Diagram Alir Proses.....	29
Gambar III.3 Data <i>Dew Temperature</i> dan <i>Bubble Temperature</i> pada <i>Feed Deethanizer Column</i>	32
Gambar III.4 Data <i>Dew Temperature</i> dan <i>Bubble Temperature</i> pada <i>Overhead Product Deethanizer Column</i>	32
Gambar III.5 Data <i>Dew Temperature</i> dan <i>Bubble Temperature</i> pada <i>Bottom Product Deethanizer Column</i>	32
Gambar III.6 Data <i>Dew Temperature</i> dan <i>Bubble Temperature</i> pada <i>Feed Debutanizer Column</i>	33
Gambar III.7 Data <i>Dew Temperature</i> dan <i>Bubble Temperature</i> pada <i>Overhead Product Debutanizer Column</i>	33
Gambar III.8 Data <i>Dew Temperature</i> dan <i>Bubble Temperature</i> pada <i>Stream Inlet Coolbox</i>	34
Gambar III.9 Data <i>Dew Temperature</i> dan <i>Bubble Temperature</i> pada <i>Stream Produk LNG</i>	34
Gambar V.1 Plant Layout Pabrik Cluster <i>Liquefied Natural Gas</i> di Kabupaten Gresik.....	72
Gambar V.2 <i>Risk Ranking Matrix</i>	73
Gambar V.3 P&ID Deethanizer Column (D-230).....	73
Gambar VI.1 Struktur Organisasi Pabrik Cluster <i>Liquefied Natural Gas</i>	76
Gambar VI.2 Sensitivitas terhadap IRR.....	79

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Cadangan Minyak dan Gas Alam di Jawa Timur.....	3
Tabel I.2 Produksi Minyak Bumi di Jawa Timur	4
Tabel I.3 Produksi Gas Bumi di Jawa Timur.....	5
Tabel I.4 Glycol yang Digunakan pada Proses Dehidrasi	6
Tabel I.5 Perbandingan Antara Metode Absorpsi dan Adsorpsi	12
Tabel I.6 Komparasi Sifat dari Silica Gel, Activated Alumina, dan 4A Molecular Sieve	13
Tabel I.7 Hasil Penilaian Tiap Parameter Adsorber	14
Tabel I.8 Perbandingan Proses <i>Refrigerant</i>	14
Tabel I.9 Hasil Penilaian Tiap Parameter Proses <i>Refrigerant</i>	15
Tabel II.1 Komposisi Gas Alam Sumur Blok Bukit Tua	17
Tabel II.2 Spesifikasi Molecular Sieve 3A	17
Tabel II.3 Spesifikasi Produk	18
Tabel II.4 Spesifikasi Produk LPG Mix	18
Tabel II.5 Spesifikasi Produk Kondensat Secara Umum.....	19
Tabel II.6 Tabel Distribusi Produk Akhir dari <i>Cluster LNG Plant</i> di Gresik	20
Tabel II.7 Target Pasar <i>Cluster LNG</i>	21
Tabel II.8 Rerata Curah Hujan dan Hari Hujan di Beberapa Wilayah	22
Tabel II.9 Data Tenaga Kerja di Berbagai Daerah	23
Tabel II.10 Fasilitas Penunjang Transportasi	23
Tabel II.11 Jarak Sumber Bahan Baku Menuju Pabrik	23
Tabel II.12 Jarak Pabrik Menuju Lokasi yang Dituju melalui Jalur Laut	24
Tabel II.13 Luas Wilayah	25
Tabel II.14 Harga Lahan.....	25
Tabel II.15 Hasil Penilaian Tiap Parameter pada Masing-Masing Kabupaten.....	26
Tabel III.1 Nilai <i>K-value</i> Untuk Masing-Masing Komponen	31
Tabel IV.1 Spesifikasi Gas Alam PT Petronas Jatim.....	36
Tabel IV.2 Komposisi dan Massa Komponen <i>Feed Gas Alam</i>	36
Tabel IV.3 Neraca Massa Mixer to Dehydration (M-110)	37
Tabel IV.4 Neraca Massa Dehydration Column (D-120).....	37
Tabel IV.5 Neraca Massa Splitting Point to Regeneration	38
Tabel IV.6 Neraca Massa Molecular Sieve Regeneration	39
Tabel IV.7 Neraca Massa Knock Out Water Drum (F-140).....	40
Tabel IV.8 Neraca Massa Deethanizer Column (D-230).....	41
Tabel IV.9 Neraca Massa Molecular Debutanizer Column (D-231).....	42
Tabel IV.10 Neraca Massa Overall.....	43
Tabel IV.11 Spesifikasi Produk	43
Tabel IV.12 Neraca Energi Mixer to Dehydration (M-110).....	44
Tabel IV.13 Neraca Energi Dehydration Column (D-120 A/B/C)	44
Tabel IV.14 Neraca Energi Regenerator Gas Exchanger (E-130).....	45
Tabel IV.15 Neraca Energi Regenerator Gas Heater (E-131)	45
Tabel IV.16 Neraca Energi Regenerator Gas Compressor (G-150)	45
Tabel IV.17 Neraca Energi Dehydration Compressor (G-210)	46
Tabel IV.18 Neraca Energi Deethanizer Inlet Cooler (E-220)	46
Tabel IV.19 Neraca Energi Deethanizer Column (D-230)	47
Tabel IV.20 Neraca Energi Deethanizer Condenser (E-221)	47
Tabel IV.21 Neraca Energi Debutanizer Inlet Valve (K-260).....	47
Tabel IV.22 Neraca Energi Debutanizer Column (D-231)	48
Tabel IV.23 Neraca Energi Debutanizer Condenser (E-223)	48

Tabel IV.24	Neraca Energi Mixed Refrigerant Coolbox Inlet Valve (K-310)	49
Tabel IV.25	Neraca Energi Mixed Refrigerant Coolbox (E-320)	49
Tabel IV.26	Neraca Energi LNG Product Valve (K-311)	49
Tabel IV.27	Neraca Energi Mixed Refrigerant Heater (E-321)	50
Tabel IV.28	Neraca Energi Mixed Refrigerant Compressor (G-330)	50
Tabel IV.29	Neraca Energi Mixed Refrigerant Cooler (E-322)	50
Tabel IV.30	Daftar Kebutuhan Bahan Baku	51
Tabel IV.31	Komposisi Produk yang Dihasilkan	51
Tabel IV.32	Komposisi Limbah Cair yang Dihasilkan	52
Tabel IV.33	Daftar Kebutuhan Panas Peralatan	52
Tabel IV.34	Daftar Kebutuhan Power Peralatan	52
Tabel IV.35	Daftar Kebutuhan Utilitas Air	53
Tabel IV.36	Daftar Kebutuhan Utilitas Steam	53
Tabel V.1	Spesifikasi Alat Dehydration Column (D-120)	54
Tabel V.2	Spesifikasi Alat Regenerator Gas Exchanger (E-130)	54
Tabel V.3	Spesifikasi Alat Regenerator Gas Heater (E-131)	55
Tabel V.4	Spesifikasi Alat Knock Out Water Drum (F-140)	56
Tabel V.5	Spesifikasi Alat Regenerator Gas Compressor (G-150)	57
Tabel V.6	Spesifikasi Alat Deethanizer Inlet Compressor (G-210)	58
Tabel V.7	Spesifikasi Alat Deethanizer Inlet Cooler (E-220)	58
Tabel V.8	Spesifikasi Alat Deethanizer Column (D-230)	59
Tabel V.9	Spesifikasi Alat Deethanizer Condenser (E-221)	60
Tabel V.10	Spesifikasi Alat Deethanizer Accumulator (F-240)	61
Tabel V.11	Spesifikasi Alat Deethanizer Pump (L-250)	61
Tabel V.12	Spesifikasi Alat Deethanizer Reboiler (E-222)	62
Tabel V.13	Spesifikasi Alat Debutanizer Column (D-231)	62
Tabel V.14	Spesifikasi Alat Debutanizer Condenser (E-223)	63
Tabel V.15	Spesifikasi Alat Debutanizer Accumulator (F-241)	64
Tabel V.16	Spesifikasi Alat Debutanizer Pump (L-251)	65
Tabel V.17	Spesifikasi Alat Debutanizer Reboiler (E-225)	65
Tabel V.18	Spesifikasi Alat Mixed Refrigerant Coolbox (E-320)	66
Tabel V.19	Spesifikasi Alat Mixed Refrigerant Heater (E-321)	67
Tabel V.20	Spesifikasi Alat Mixed Refrigerant Compressor (G-330)	67
Tabel V.21	Spesifikasi Alat Mixed Refrigerant Cooler (E-322)	68
Tabel V.22	Spesifikasi Alat LNG Storage Tank (F-340)	69
Tabel V.23	Spesifikasi Alat LPG Storage Tank (F-242)	69
Tabel V.24	Spesifikasi Alat Condensate Storage Tank (F-243)	70
Tabel V.25	Daftar dan Harga Alat	70
Tabel V.26	Analisis HAZOP Deethanizer Column (D-230)	74
Tabel VI.1	Harga Beli Bahan Baku	77
Tabel VI.2	Harga Jual Produk	77
Tabel VI.3	Sensitivitas terhadap Operating Expenditure (OPEX)	78
Tabel VI.4	Sensitivitas terhadap Total Capital Investment (TCI)	79
Tabel VI.5	Sensitivitas terhadap Harga Produk	79
Tabel VII.1	Produk yang Dihasilkan	82

BAB I PENDAHULUAN

I.1 Tinjauan Pasar Produk

Energi merupakan satu hal yang tidak terlepas dan sangat berguna dalam menunjang kehidupan manusia, terutama energi listrik. Kebutuhan energi di Indonesia terus meningkat seiring dengan adanya pertumbuhan penduduk dan perkembangan waktu yang dibuktikan melalui data yang didapatkan dari Direktorat Jenderal Ketenagalistrikan Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia



Gambar I.1 Konsumsi Listrik Per Kapita Tahun 2024

Melalui **Gambar I.1**, dapat diketahui adanya peningkatan penggunaan energi yang menunjukkan peran energi yang sangat besar dalam menopang aktivitas manusia. Hingga Desember 2024, kapasitas total terpasang pembangkit nasional sebesar 100,69 GW yang didominasi oleh pembangkit listrik berbahan bakar fosil sebesar 85,206%, Energi Baru dan terbarukan sebesar 14,972%, dan *Energy Storage System* sebesar 0,002% (Kementerian ESDM, 2025). Data pada **Gambar I.1** menunjukkan rata-rata konsumsi listrik nasional pada tahun 2024 sebesar 1,411 kWh/kapita, namun penyebarannya tidak merata untuk setiap wilayah di Indonesia. Wilayah NTT memiliki rata-rata konsumsi listrik sebesar 268 kWh/kapita dan wilayah NTB memiliki rata-rata 709 kWh/kapita yang menunjukkan adanya perbedaan yang cukup signifikan. Perbedaan ini menunjukkan adanya tantangan dalam sistem kelistrikan di wilayah NTT dan NTB. Selanjutnya, untuk wilayah Bali memiliki rata-rata konsumsi listrik sebesar 1,716 kWh/kapita yang menunjukkan wilayah ini memiliki rata-rata di atas konsumsi nasional. Meskipun begitu, sistem pembangkit di Bali masih didominasi oleh pembangkit berbahan bakar fosil. Hal ini menunjukkan adanya ketergantungan pada energi fosil untuk pembangkit listrik di Indonesia.

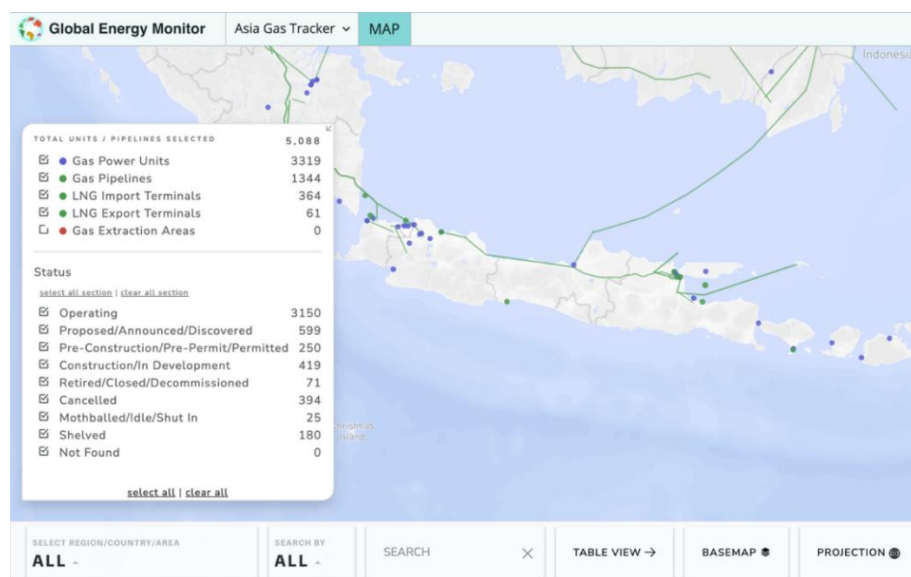
Melalui data yang didapatkan melalui Laporan Kinerja Badan Geologi Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, diketahui cadangan batu bara di Indonesia sebesar 31.955,50 juta ton. Indonesia memiliki cadangan minyak bumi sebesar 4700,2 MMSTB yang terdiri dari cadangan terbukti (P1) sebesar 2413,23 MMSTB, cadangan mungkin (P2) sebesar 1052,4 MMSTB, dan cadangan harapan (P3) sebesar 1234,65 MMSTB. Cadangan minyak bumi yang dimiliki Indonesia tersebar di beberapa provinsi dan cadangan terbesar dapat ditemukan di provinsi Sumatera Tengah sebesar 1410,34 MMSTB. Indonesia juga memiliki cadangan gas alam sebesar 54762,2 BSCF yang terdiri dari cadangan terbukti (P1) sebesar 35299,3 BSCF, cadangan mungkin (P2) sebesar 10079,7 BSCF, dan cadangan harapan (P3) sebesar 9363,7 BSCF. Cadangan gas alam yang dimiliki Indonesia tersebar di beberapa provinsi dan cadangan gas alam terbesar ditemukan di kepulauan Maluku sebesar 15783,7 BSCF.

Meskipun cadangan batu bara di Indonesia masih sangat banyak, pemanfaatannya

sebagai sumber energi menimbulkan masalah lingkungan yang serius. Oleh karena itu, diperlukan adanya alternatif energi selain batu bara, seperti gas alam. Gas alam dapat berpotensi sebagai alternatif yang lebih bersih untuk pembangkitan listrik karena emisi yang dihasilkan ketika dibakar hanya sekitar setengah dari emisi yang dihasilkan oleh batu bara. Hal ini sejalan dengan studi yang dilakukan oleh Berkley Research Group pada tahun 2024 yang menunjukkan emisi gas rumah kaca yang diproduksi LNG di Amerika Serikat dan diekspor ke Asia lebih rendah dari setengah emisi batu bara yang digunakan di Asia.

Kondisi ketenagalistrikan di wilayah Bali dan Nusa Tenggara masih memiliki kendala yang perlu diperhatikan. Di Bali, pertumbuhan sektor pariwisata mendorong peningkatan kebutuhan energi yang berkelanjutan, sehingga pemanfaatan gas alam sebagai bahan bakar pembangkit menjadi penting untuk mengurangi ketergantungan pada energi fosil berbasis minyak dan batu bara. Sementara itu data dari Kementerian ESDM menunjukkan bahwa di NTB dan NTT sebagian pasokan listrik di wilayah-wilayahnya masih menggunakan Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD) yang menggunakan bahan bakar minyak sebagai sumber energi utama. Sejumlah PLTD di NTB dan NTT seperti PLTD Ampenan, PLTD Paokmotong, PLTD Labuhan, serta pembangkit di daerah terpencil masih sangat bergantung pada PLTD yang seringkali memiliki biaya operasional yang tinggi. Di sisi lain, kebutuhan listrik di Bali, NTB, serta NTB terus meningkat seiring berkembangnya sektor pariwisata dan pembangunan infrastruktur semakin tinggi dari tahun ke tahun. Namun kondisi geografis kepulauan serta keterbatasan interkoneksi jaringan listrik membuat sebagian besar sistem kelistrikan di Bali, NTB, dan NTT masih bersifat *isolated*, sehingga tidak dapat mengandalkan suplai dari sistem besar di pulau lain. Hal ini menyebabkan terjadinya ketimpangan antara penyediaan energi dan permintaan energi di kawasan tersebut.

Indonesia terdiri atas ribuan pulau yang dipisahkan oleh laut, sehingga pembangunan infrastruktur pipa yang berfungsi baik di daratan seperti di Jawa tidak serta-merta bisa diaplikasikan untuk menghubungkan pulau-pulau kecil di kawasan timur. Data Asia Gas Tracker dari Global Energi Monitor memperlihatkan bahwa jaringan pipa gas di Indonesia masih terfokus di daerah Jawa, Sumatera, dan sebagian Kalimantan. Meskipun pipa telah menjangkau provinsi Bali oleh pipa gas Jawa-Bali, namun jalur pipa ini tidak berlanjut hingga ke Nusa Tenggara Barat dan Nusa Tenggara Timur.



Gambar I.2 Pemetaan Pipa di Wilayah Jawa, Bali, NTB, dan NTT

Keterbatasan infrastruktur pipa ini membuka ruang bagi alternatif distribusi energi yang lebih fleksibel. Salah satu solusi yang mulai berkembang adalah pemanfaatan *Liquefied*

Natural Gas (LNG). Berbeda dengan gas pipa, LNG dapat dicairkan sehingga volumenya menyusut sekitar 1/600 kali lipat, membuatnya lebih efisien untuk disimpan dan diangkut menggunakan kapal atau truk ISO tank. Metode distribusi utama antar-pulau tidak menggunakan pipa transmisi karena kendala geografis dan efisiensi biaya, melainkan menggunakan transportasi laut. Dengan sistem ini, gas dapat dikirim dari wilayah yang memiliki surplus produksi, seperti Jawa atau Kalimantan, menuju daerah-daerah yang tidak terjangkau jaringan pipa, termasuk NTB dan NTT. Oleh karena itu, LNG dipandang sebagai solusi strategis untuk menjembatani kesenjangan distribusi energi di Indonesia yang berbasis kepulauan.

LNG merupakan bentuk gas alam yang didinginkan hingga mencapai suhu sekitar -162 °C hingga berubah menjadi cair (Kumar, et al., 2011). Namun, sistem LNG yang saat ini sering digunakan berupa fasilitas dengan skala konvensional (skala besar) dengan kapasitas jutaan ton per tahun. Pembangunan fasilitas dengan skala yang besar ini membutuhkan investasi yang sangat mahal dan umumnya difokuskan pada pasar ekspor sehingga kurang relevan apabila diterapkan untuk memenuhi kebutuhan energi domestik, seperti daerah Bali dan Nusa Tenggara. Daerah-daerah ini membutuhkan pasokan energi dengan jumlah yang kecil namun tersebar sehingga penggunaan konsep LNG konvensional kurang efisien untuk diimplementasikan. Oleh karena itu, dibutuhkan solusi alternatif lain yang memungkinkan pemenuhan kebutuhan energi regional dengan biaya yang lebih terjangkau, yaitu *Cluster LNG*.

Cluster LNG merupakan fasilitas skala kecil hingga menengah yang dirancang untuk memproses, menyimpan, dan mendistribusikan LNG secara efisien. Istilah *Cluster* dalam perancangan ini secara spesifik mengacu pada strategi *Cluster Distribusi Small-Scale LNG* yang diterapkan di wilayah Bali, NTB, dan NTT. Konsep ini dilakukan dengan cara mengelompokkan beberapa lokasi pembangkit listrik skala kecil, seperti PLTD Kutampi, PLTMG Bima, PLTMG Sumbawa, hingga PLTMG Kupang, ke dalam satu jaringan pelayanan distribusi yang terpusat dari satu terminal hub. Dengan sistem kluster ini, proses logistik dan pengiriman pasokan energi dapat dilakukan secara lebih terorganisir dan ekonomis dibandingkan dengan pengiriman individual ke setiap lokasi yang tersebar. Berbeda dengan terminal LNG konvensional yang besar dan membutuhkan infrastruktur kompleks, *Cluster LNG* modular dan fleksibel, sehingga dapat dibangun secara bertahap sesuai kebutuhan dan mudah disesuaikan dengan pola distribusi regional. Fleksibilitas ini memungkinkan gas lokal diolah secara optimal, mempercepat distribusi ke wilayah yang membutuhkan, serta mengurangi biaya dibandingkan membangun terminal besar. Salah satu komponen penting dari fasilitas ini adalah *Cluster LNG Storage Tank*, yang dikembangkan dan dipatenkan oleh DSME sebagai media penyimpanan LNG dengan tekanan operasional sekitar 20 bar, sehingga LNG tetap aman sebelum diproses lebih lanjut atau dikirim ke konsumen.

Dilihat dari ketersediaan sumber daya, Jawa Timur memiliki cadangan gas bumi yang cukup besar dan dapat mendukung ketersediaan bahan baku LNG dalam jangka panjang. Berdasarkan data yang didapatkan dari Peraturan Daerah Provinsi Jawa Timur Nomor 3 Tahun 2024 tentang Perubahan Atas Peraturan Daerah Nomor 6 Tahun 2019 Tentang Rencana Umum Energi Daerah Provinsi Jawa Timur Tahun 2019-2050, dapat diketahui nilai cadangan minyak dan gas alam di Provinsi Jawa Timur sebagai berikut.

Tabel I.1 Cadangan Minyak dan Gas Alam di Jawa Timur
Sumber: (Perda Jawa Timur, 2023)

Jenis	Cadangan Terbukti	Cadangan Terkira	Cadangan Mungkin	Cadangan Total
Minyak Bumi (juta barel)	135,6	65,6	62,9	264,1
Gas Alam	2.983,7	1.138,2	1.256	5.377,9

(Billion Cubic Feet)				
----------------------	--	--	--	--

Seperti yang tertera pada **Tabel I.1**, cadangan gas bumi yang besar menjadikan Jawa Timur, khususnya Gresik merupakan pilihan yang tepat dalam pendirian *Cluster LNG plant*. Pemilihan lokasi ini juga didasarkan pada sejumlah pertimbangan strategis. Pertama, wilayah ini dekat dengan sumber gas Jawa Timur, yang memiliki produksi cukup besar, yaitu 199.345 BOPD minyak bumi dan 598,60 MMSCFD gas alam, sehingga pasokan bahan baku untuk LNG dapat diperoleh secara efisien dengan rincian sebagai berikut.

Tabel I.2 Produksi Minyak Bumi di Jawa Timur

Sumber: (Perda Jawa Timur, 2023)

Satuan: MMSCFD

No	Sumber	Tahun			
		2019	2020	2021	2022
1	PT Prima Energi Bawean	2.161	1.773	1.925	1.792
2	PT Prima Energi Bawean	398	89	61	-
3	Exxonmobil Cepu Ltd.	217.641	218.193	202.894	165.891
4	Husky-Cnooc Madura Ltd.	6.076	6.104	6.593	6.424
5	Kangean Energi Indonesia Ltd.	74	68	64	55
6	PT Pertamina Hulu Energi Tuban East Jawa	1.066	1.096	1.065	922
7	PT Pertamina Hulu Energi West Madura Offshore	3.818	2.871	2.328	2.122
8	PT Pertamina EP – Sukowati	8.818	8.212	5.327	4.655
9	PT Pertamina EP Poleng	2.615	2.505	2.044	1.778
10	PT Pertamina EP Unitisasi JTB	-	-	-	17
11	KSO Tawun Gunung Energy	-	-	-	-
12	Kondensat Madura	20	25	32	68
13	Saka Indonesia Pangkah Ltd.	3.237	3.325	4.951	7.599
14	Medco Energi Sampang PTY. Ltd.	148	130	130	112
15	Minarak Brantas Gas Inc.	-	6	-	5
16	PC Ketapang II Ltd.	11.161	8.371	7.050	7.575
17	PT Pertamina Hulu Energi	-	4	8	-

	Randugunting				
18	PT Pertamina EP Cepu	-	-	-	196
19	PT Pertamina EP Cepu ADK	-	-	-	134
20	Tis Petroleum E&P Blora PTE. Ltd.	-	-	-	
TOTAL		257.234	252.773	234.473	199.345

Tabel I.3 Produksi Gas Bumi di Jawa Timur

Sumber: (Perda Jawa Timur, 2023)

Satuan: BOPD

No	Sumber	Tahun			
		2019	2020	2021	2022
1	PT Prima Energi Bawean	65,73	28,43	52,41	56,34
2	PT Prima Energi Bawean	2,08	0,96	0,67	-
3	Exxonmobil Cepu Ltd.	35,25	25,08	24,56	26,29
4	Husky-Cnooc Madura Ltd.	91,48	96,90	111,28	129,29
5	Kangean Energi Indonesia Ltd.	174,89	183,90	161,21	124,16
6	PT Pertamina Hulu Energi Tuban East Jawa	2,34	1,97	1,98	1,83
7	PT Pertamina Hulu Energi West Madura Offshore	122,66	94,27	59,85	44,31
8	PT Pertamina EP – Sukowati	12,69	11,78	8,53	8,25
9	PT Pertamina EP Poleng	4,19	5,42	6,10	6,39
10	PT Pertamina EP Unitisasi JTB	-	-	-	-
11	Saka Indonesia Pangkah	25,43	16,40	28,34	51,47
12	Medco Energi Madura Offshore PTY. Ltd.	47,89	47,02	45,17	34,09
13	Medco Energi Sampang PTY. Ltd.	35,33	35,27	33,80	29,38
14	Minarak Brantas Gas Inc.	14,66	7,18	2,56	1,42
15	PC Ketapang II Ltd.	31,75	22,69	33,62	37,79
16	PT Pertamina Hulu Energi	-	1,45	2,25	0,52

	Randugunting				
17	PT Pertamina EP Cepu	-	-	-	27,48
18	PT Pertamina EP Cepu ADK	-	-	-	3,03
19	Tis Petroleum E&P Blora PTE. Ltd.	-	-	-	-
20	Saka Energi Muriah Ltd.	21,39	0,33	18,61	16,55
TOTAL		687,76	579,06	590,91	598,60

Kedua, Gresik memiliki pelabuhan yang memungkinkan distribusi LNG ke wilayah lain, khususnya Bali dan Nusa Tenggara Timur, menjadikannya hub distribusi yang ideal. Dengan kombinasi potensi produksi gas lokal yang tinggi, akses pelabuhan yang memadai, serta konsep *Cluster* LNG yang modular dan fleksibel, pembangunan fasilitas ini tidak hanya meningkatkan efektivitas pemrosesan dan distribusi energi, tetapi juga mendukung program pemerataan energi di kawasan timur Indonesia, menjawab tantangan kebutuhan energi yang tidak merata di seluruh nusantara.

I.2 Teknologi Produksi dan Seleksi Proses

I.2.1 Teknologi Produksi

I.2.1.1 Dehydration Process

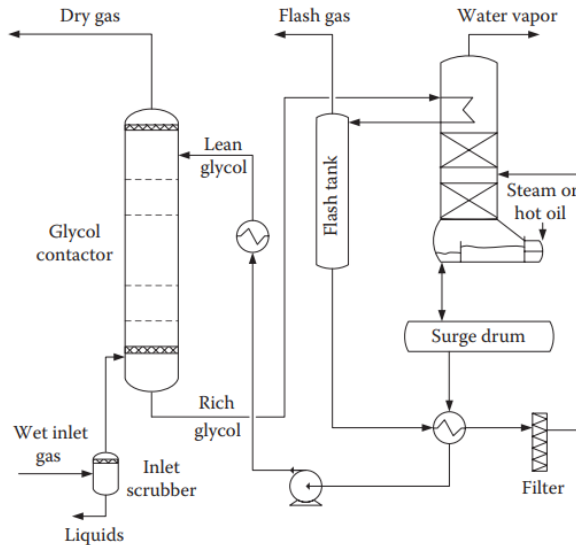
Gas alam yang masih mengandung uap air dapat menimbulkan berbagai masalah ketika melewati tahap pendinginan atau kontak dengan peralatan proses, seperti korosi, terbentuknya kondensat, hingga risiko penyumbatan akibat hidrasi. Karena itu, proses dehidrasi diperlukan untuk menurunkan kadar air sebelum gas diproses lebih lanjut. Dua metode yang umum digunakan dalam industri adalah absorpsi, yaitu pelarutan uap air ke dalam cairan penyerap seperti glikol, dan adsorpsi, yaitu penangkapan uap air oleh padatan berpori seperti silica gel atau molecular sieve.

I.2.1.1.1 Absorption

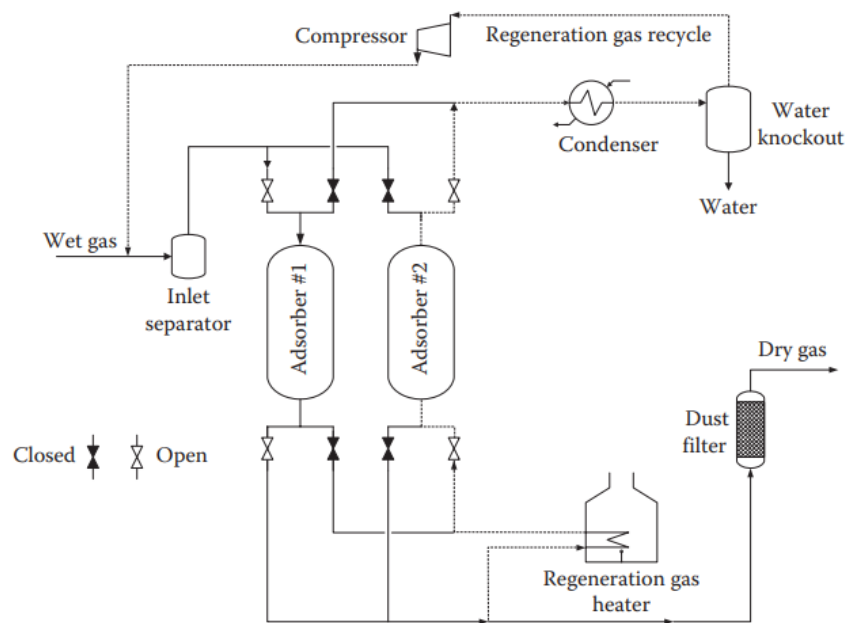
Dehidrasi adalah proses penghilangan air dari gas alam yang diproduksi dan dapat dilakukan dengan beberapa metode. Salah satunya adalah dengan menggunakan sistem etilen glikol (injeksi glikol) sebagai mekanisme absorpsi untuk menghilangkan air dan partikel padat lain dari aliran gas (Speight, 2019). Beberapa jenis glikol yang sering dipakai sebagai absorben antara lain etilen glikol (EG), dietilen glikol (DEG), dan trietilen glikol (TEG). Dari ketiga jenis tersebut, TEG menjadi pilihan utama karena dianggap paling seimbang dalam hal biaya investasi dan kerugian pelarut. Meski demikian, pada daerah dengan iklim dingin, DEG kadang lebih disukai karena memiliki viskositas lebih rendah ketika beroperasi pada suhu kontak yang rendah (Kidnay et al., 2020).

Tabel I.4 Glycol yang Digunakan pada Proses Dehidrasi

No	Nama	Struktur Kimia
1	Ethylene Glycol (EG)	$C_2H_6O_2$
2	Diethylene Glycol (DEG)	$C_4H_{10}O_3$
3	Triethylene Glycol (TEG)	$C_6H_{14}O_4$



Gambar I.3 Diagram Alir Proses Absorpsi H₂O menggunakan Glycol
I.2.1.1.2 Adsorption



Gambar I.4 Diagram Alir Proses Adsorpsi H₂O menggunakan
Two-bed Adsorption Unit

Metode dehidrasi lainnya dilakukan dengan proses adsorpsi, dimana molekul air dalam gas ditangkap oleh permukaan padatan berpori. Adsorpsi fisik menyerupai kesetimbangan uap-cair, yang mana pada kondisi suhu dan tekanan parsial tertentu akan tercapai konsentrasi maksimum molekul air yang dapat menempel pada permukaan adsorbennya.

Dalam praktik industri, terdapat tiga jenis adsorben utama yang umum digunakan, yaitu silika gel, alumina aktif (*activated alumina*), dan *molecular sieves*. *Silica gel* biasa digunakan untuk aliran gas dengan kadar air tinggi yang tidak memerlukan penghilangan air, karena sifatnya non-katalitik dan berpori besar. Alumina aktif memiliki sifat polar sehingga efektif mengikat molekul air maupun *acid gas*, maka akan cocok untuk aplikasi tertentu dalam pengolahan

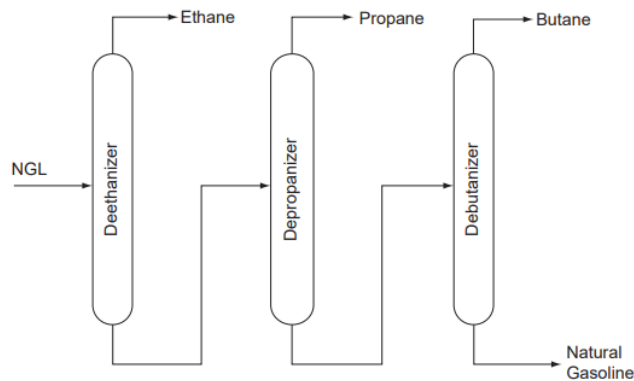
gas. Kemudian *molecular sieves* merupakan material alkali aluminosilikat (Al_2O_3) dengan struktur berpori seragam yang dapat dimodifikasi untuk menyesuaikan karakteristik adsorpsi. Keunggulan *molecular sieves* adalah kemampuannya mengurangi kadar air hingga level yang sangat rendah, bahkan sampai ke batas yang diperlukan dalam proses kriogenik seperti pencairan gas alam menjadi LNG.



Gambar 1.5 (a) Silica Gel, (b) Activated Alumina, (c) Molecular Sieves

I.2.1.2 Fractionation Unit

Ketika NGL dipisahkan dari aliran gas, fraksi ini perlu dibagi menjadi komponen dasarnya melalui proses fraksinasi sehingga masing-masing komponen dapat diperoleh dengan tingkat kemurnian yang tinggi. *Fractionation unit* merupakan unit operasi yang berfungsi untuk memisahkan komponen cairan dari gas alam berdasarkan perbedaan titik didih pada masing-masing hidrokarbon. Proses ini dilakukan secara bertahap dalam beberapa *distillation column*, yang mana aliran gas dipanaskan sehingga komponen-komponen tertentu akan menguap. Hasil pemisahan kemudian dikumpulkan di tangki penyimpanan khusus sesuai dengan jenis komponennya. (Speight, 2019)



Gambar I.6 Proses Fraksinasi

Sumber: (Mokhatab dan Poe, 2012)

Aliran NGL yang dihasilkan dapat dipisahkan melalui *fractionation train* yang tersusun dari tiga kolom distilasi berurutan, yaitu *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer* seperti pada **Gambar I.6**. (Speight, 2019)

I.2.1.2.1 Deethanizer

Deethanizer merupakan kolom fraksinasi pertama yang digunakan dalam unit fraksinasi. Tujuan dari kolom ini adalah memisahkan etana dari aliran NGL dengan memanfaatkan titik didih etana yang lebih rendah daripada komponen lainnya. Proses pemisahan dilakukan dengan pemanasan aliran NGL sehingga etana terkondensasi dan dapat dikumpulkan secara terpisah sebagai

produk *overhead*.
(Rouge, 2025)

1.2.1.2.2 Depropanizer

Depropanizer merupakan kolom fraksinasi yang berfungsi untuk memisahkan propana dari aliran NGL dengan memanfaatkan titik didihnya yang sedikit lebih tinggi dibanding etana. Proses pemisahan dilakukan dengan pemanasan aliran sehingga propana terkondensasi pada suhu tertentu dan dapat dikumpulkan secara terpisah sebagai produk *overhead*. (Rouge, 2025)

1.2.1.2.3 Debutanizer

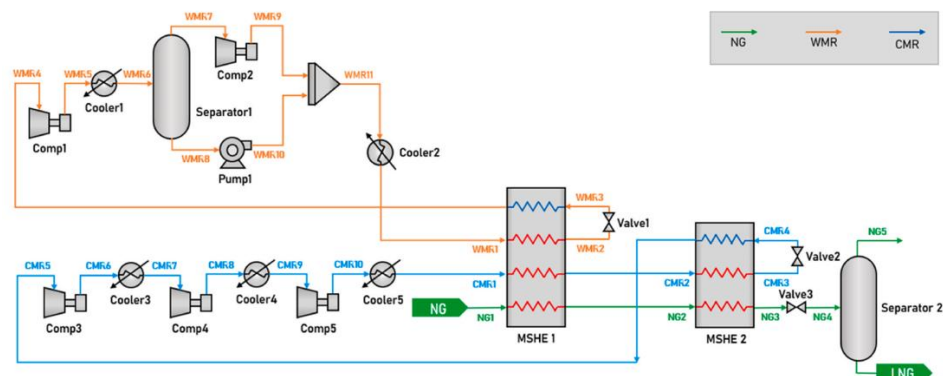
Debutanizer digunakan untuk memisahkan butana (n-butana dan i-butana) dari sisa aliran NGL. Kolom ini beroperasi pada suhu yang lebih tinggi untuk mengembunkan dan mengumpulkan butana karena butana memiliki titik didih lebih tinggi jika dibandingkan dengan etana dan propana. Fraksi pentana dan hidrokarbon lebih berat akan tetap berada dalam aliran bawah kolom. (Rouge, 2025)

1.2.1.3 Liquefaction Process

1.2.1.3.1 Single Mixed Refrigerant

Single Mixed Refrigerant (SMR) merupakan salah satu teknologi dalam proses pencairan gas alam yang memanfaatkan campuran beberapa jenis refrigeran seperti metana, etana, etilena, propena, butana, pentana, dan nitrogen (Kurz et al., 2021). Komposisi refrigeran ini disusun agar selarasan dengan sifat gas umpan dan kondisi operasi. Sehingga dapat menghasilkan proses pendinginan bertingkat yang efisien di seluruh rentang suhu pencairan. Proses ini dimulai dengan mengompresi campuran refrigeran. Kemudian sebagian akan terpisah menjadi fase cair untuk dipompa kembali ke tekanan tinggi, sementara sisanya akan digunakan sebagai aliran pendingin. Setelah didinginkan, refrigeran mengalami ekspansi melalui katup Joule-Thomson untuk menurunkan suhu lebih jauh, sebelum akhirnya digunakan dalam heat exchanger kriogenik utama untuk mendinginkan gas alam hingga mencapai kondisi cair pada suhu sekitar -160°C .

1.2.1.3.2 Dual Mixed Refrigerant

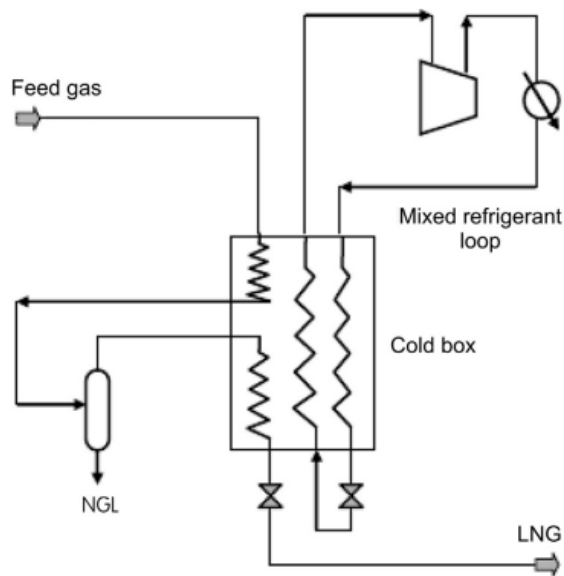


Gambar I.7 Diagram Alir dari Proses *Dual Mixed Refrigerant*

Dual Mixed Refrigerant (DMR) merupakan teknologi pencairan gas alam yang menggunakan dua siklus campuran refrigeran terpisah, yaitu *Warm Mixed Refrigerant (WMR)* dan *Cold Mixed Refrigerant (CMR)*. Siklus WMR berfungsi untuk melakukan pendinginan awal (*precooling*) gas alam melalui

dua tahap kompresi, di mana hasil campuran uap-cair yang terbentuk kemudian dipisahkan. Fase uap dipompakan kembali menggunakan kompresor sedangkan fase cair dipompakan dengan pompa hingga tekanannya tinggi. Energi dingin dari WMR kemudian dimanfaatkan dalam *heat exchanger multi-stream* pertama untuk menurunkan suhu gas alam sekaligus mendinginkan CMR. Selanjutnya, CMR yang dikompresi dalam tiga tahap digunakan dalam *heat exchanger multi-stream* kedua untuk melanjutkan proses pendinginan sampai gas alam menjadi cair. Setelah melalui kedua *heat exchanger*, gas alam diekspansi hingga tekanannya 1 bar melalui *valve*, kemudian dipisahkan kedua fase menggunakan separator, sehingga akan menghasilkan produk LNG dengan kapasitas sekitar 1 MTPA (Mun, et al., 2024).

I.2.1.3.3 PRICO Process



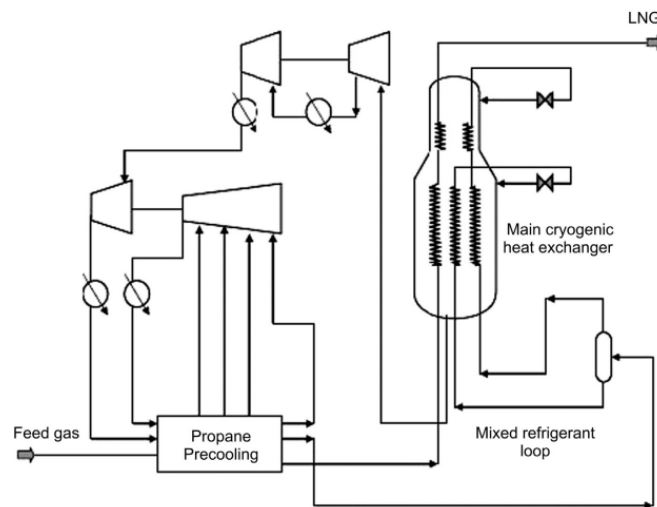
Gambar I.8 Proses *Black & Yeatch Pritchard* PRICO

PRICO process atau *Poly Refrigerant Integrated Cooling* merupakan salah satu metode pencairan gas alam berbasis *mixed refrigerant* yang dikenal sederhana dan praktis dalam penerapannya. Proses ini memanfaatkan campuran refrigeran tunggal yang disirkulasikan melalui sistem tertutup untuk mendinginkan gas alam hingga mencapai kondisi cair. Keunggulan utama dari PRICO adalah desainnya yang ringkas dan *pre-engineered*, sehingga mempercepat perencanaan proyek dan memudahkan implementasi sesuai kebutuhan lokal. Selain itu, proses ini relatif hemat energi, mudah dioperasikan. PRICO juga terbukti fleksibel dan dapat beradaptasi dengan berbagai kapasitas produksi LNG. Karena kesederhanaannya, proses ini sering digunakan sebagai pilihan utama untuk fasilitas pencairan gas alam berskala kecil hingga menengah, terutama di wilayah yang membutuhkan solusi cepat, efisien, dan ekonomis dalam mendukung distribusi energi (Zhang, et al., 2022).

I.2.1.3.4 APCI Process Precooled Mixed Refrigerant Process

Proses *Propane Precooled Mixed Refrigerant* (C3-MR) merupakan proses *liquefaction* yang paling banyak digunakan hingga saat ini. Proses ini

telah mendominasi dasar teknologi LNG sejak akhir 1970-an dan digunakan sekitar 75% proses *liquefaction* gas alam.



Gambar I.9 Proses APCI Propane Precooled Mixed Refrigerant

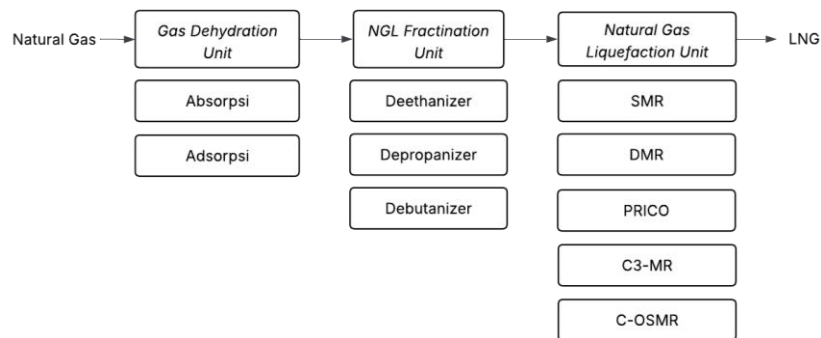
Proses C3-MR tersusun atas tahapan *precooling* menggunakan sistem propana bertingkat, kemudian dilanjutkan dengan pencairan gas melalui pendingin campuran yang terdiri dari nitrogen, metana, etana, dan propana. Pada tahap awal, gas alam didinginkan oleh unit *propane chiller* hingga suhu menengah sekitar $-35\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-31\text{ }^{\circ}\text{F}$). Selanjutnya, proses pencairan berlangsung di *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE) yang berisi banyak bundel pipa spiral berdiameter kecil. Sebelum memasuki penukar panas tersebut, campuran refrigeran sebagian dikondensasikan oleh *propane chiller* sehingga terbagi menjadi fase cair dan uap, lalu masing-masing dialirkan kembali untuk didinginkan lebih lanjut. Kedua aliran ini kemudian melewati katup Joule-Thomson untuk menurunkan temperatur hingga tercapai kondisi *liquefaction*. Komponen utama dari teknologi APCI C3-MR adalah *spiral-wound heat exchanger* (SWHE). Untuk pabrik LNG berkapasitas besar di atas 5 MTPA, konfigurasi umumnya memanfaatkan pengaturan kompresor dan driver refrigeran campuran secara terpisah, sehingga daya dari turbin gas utama maupun motor atau turbin pendukung dapat dimaksimalkan dengan jumlah casing kompresor refrigeran seminimal mungkin.

I.2.1.3.5 Optimized Single Mixed Refrigerant Process

Optimized Single Mixed Refrigerant (C-OSMR) Process adalah pengembangan dari proses *Single Mixed Refrigerant* (SMR) yang tujuannya untuk bikin pencairan gas alam lebih efisien dan hemat energi. Proses Optimized Single Mixed Refrigerant (C-OSMR) dirancang dengan mengatur komposisi refrigeran campuran, tekanan, dan temperatur secara optimal, sehingga mampu menekan konsumsi energi per ton LNG yang diproduksi (Zhang, et al., 2018). Pada SMR campuran yang digunakan biasanya metana, etana, propana, butana, dan nitrogen untuk mendinginkan gas alam sampai jadi cair, di C-OSMR komposisi refrigerannya diatur lebih optimal. Jadi, tekanan, suhu, dan laju alir refrigeran dioptimasi dengan perhitungan numerik supaya proses pendinginan di heat exchanger bisa lebih merata dan nggak boros energi. Intinya, panas dari gas alam bisa dipindahkan ke refrigeran dengan lebih efektif, sehingga energi yang dipakai buat tiap ton LNG jadi lebih kecil.

Selain itu, C-OSMR juga fleksibel karena bisa disesuaikan dengan kondisi lapangan gas maupun suhu lingkungan yang berbeda-beda. Dari penelitian yang ada, hasilnya menunjukkan bahwa proses ini dapat menurunkan konsumsi daya cukup signifikan dibandingkan SMR biasa, dan juga membuat efisiensi termodinamika sistemnya naik. Sehingga, teknologi ini dianggap cocok dipakai buat pabrik LNG skala menengah maupun besar, karena desainnya simpel seperti SMR tapi performanya jauh lebih baik berkat optimasi prosesnya.

I.2.2 Seleksi Proses



Gambar I.10 Opsi dari Proses Pembuatan LNG

I.2.2.1 Gas Dehydration Unit

Tujuan dari alat *gas dehydration unit* adalah untuk proses menghilangkan kandungan uap air yang masih terkandung di *natural gas*. Beberapa metode yang telah dibahas sebelumnya adalah metode absorpsi dan metode adsorpsi. Untuk menentukan opsi proses yang akan dipakai, kedua proses gas dehidrasi yang telah dibahas sebelumnya akan dibandingkan dengan parameter sebagai berikut.

Tabel I.5 Perbandingan Antara Metode Absorpsi dan Adsorpsi

Sumber: (Kinigoma, et al., 2016)

No	Parameter	Absorpsi	Adsorpsi
1	<i>Capital Cost</i>	<i>Lower</i>	<i>Higher</i>
2	<i>Space Requirement</i>	Membutuhkan <i>space</i> lebih kecil	Membutuhkan <i>space</i> lebih besar
3	Jenis Operasi	Kontinyu	<i>Cyclic or parallel in operation</i>
4	Kompleksitas Sistem	Desain lebih sederhana	Desain lebih kompleks
5	Kontaminan	Sensitif	Lebih tahan terhadap gas asam dan hidrokarbon berat
6	Emisi Lingkungan	Salah satu absorben ada yang menghasilkan emisi organik berbahaya	Tidak ada emisi organik berbahaya
7	Konsumsi Energi	Lebih rendah	Lebih tinggi
8	<i>Pressure Drop</i>	Relatif kecil	Lebih besar
9	Batas Maksimal Air	10 ppm	<10 ppm
10	<i>Dew Point</i>	-10 °C hingga -20 °C	<-50°C

Berdasarkan tabel perbandingan tersebut dapat dilihat bahwa adsorpsi lebih unggul dibandingkan dengan absorpsi. Pemilihan metode dehidrasi gas menjadi aspek penting dalam perancangan *gas dehydration unit*, khususnya apabila gas kering yang dihasilkan ditujukan

untuk proses kriogenik seperti produksi LNG. Metode absorpsi umum digunakan karena sederhana dan biayanya yang relatif murah. Namun, terdapat keterbatasan dalam mencapai kadar air yang rendah, salah satu jenis absorbennya yaitu trietilenglikol (TEG) hanya dapat menurunkan titik embun sekitar -10°C hingga -20°C , sehingga masih menyisakan risiko terbentuknya es ataupun hidrat ketika gas memasuki tahap pendinginan kriogenik. Sedangkan adsorpsi dengan *molecular sieve* mampu menghasilkan gas dengan kadar air yang jauh lebih rendah, bahkan mencapai *dew point* $<-50^{\circ}\text{C}$, sehingga lebih sesuai untuk kebutuhan LNG dan proses dengan suhu rendah (Kinigoma, et al., 2016).

Proses absorpsi TEG rentan terhadap kontaminan seperti hidrokarbon berat atau komponen belerang (H_2S). Kontaminan ini bisa menyebabkan *foaming* di *reboiler* atau menghasilkan lumpur (*black-mud*) yang menurunkan efektivitas TEG dan menambah kebutuhan pemeliharaan. Adsorpsi padat tidak menggunakan cairan organik sehingga tidak mengalami fenomena *foaming* — hasil gas kering menjadi lebih stabil dan konsisten. Hal ini menurunkan risiko operasional pada *plant* yang membutuhkan spesifikasi ketat (Kinigoma, et al., 2016).

Tabel I.6 Komparasi Sifat dari Silica Gel, Activated Alumina, dan 4A Molecular Sieve
Sumber: (Kidnay, et al., 2020)

No	Parameter	<i>Silica Gel</i> (SiO_2)	<i>Activated Alumina</i> (Al_2O_3)	<i>4A Molecular Sieve</i>
1	Bentuk adsorben	<i>Spherical beads</i> dan granular	<i>Spherical beads</i>	Pellets (<i>extruded cylinders</i>) and beads
2	<i>Bulk density</i> lbm/ft ³ (kg/m ³)	45 – 49 (720 – 780)	47 – 53 (750 – 850)	45 (720)
3	Ukuran partikel	4 – 8 mesh (2-5 mm)	7 – 14 mesh, 1/8 in, 3/16 in, 1/4 in (3,5 & 6 mm)	1/16 in, 1/8 in, 1/4 in. Diameter tabung (1,6; 3,2; 6 mm)
4	<i>Packed bed %voids</i>	40	40	35
5	<i>Specific heat</i> Btu/lbm °F (kJ/kg °C)	0,2 – 0,22 (0,84 – 0,92)	0,24 (1,00)	0,25 (1,05)
6	Luas permukaan (m ² /g)	650 – 830	210 – 360	600 – 800
7	Volume pori (cm ³ /g)	0,36 – 0,43	0,2 – 0,4	0,28
8	Suhu regenerasi, °F (°C)	480 – 540 (250–280)	320 – 430 (160–220)	400 – 600 (200–315)
9	Suhu <i>dew point of effluent</i> °F (°C)	-80 (-60)	-100 (-75)	-140 (-95)
10	Kadar air dari gas buangan (ppm v)	10 – 20	5 – 10	0,1

Setelah disajikan perbandingan sifat untuk *Silica Gel*, *Activated Alumina*, dan *4A Molecular Sieve* seperti pada **Tabel I.6**, diperlukan seleksi lanjutan untuk mengetahui proses *refrigerant* yang paling sesuai untuk digunakan.

Tabel I.7 Hasil Penilaian Tiap Parameter Adsorber

Parameter	Bobot	Sub Parameter	Bobot	Silica Gel	Activated Alumina	4A Molecular Sieve
Efektivitas	0,55	Dew Point	0,6	0,0858	0,1079	0,1363
		Kadar Air	0,4	0,0158	0,0251	0,1791
Kapasitas	0,3	Luas	0,6	0,0797	0,0304	0,0697
		Volume Pori	0,4	0,0124	0,0259	0,0818
Regenerasi	0,15	T regenerasi	0,7	0,0273	0,0434	0,0343
		Cp-padat	0,3	0,0150	0,0150	0,0150
Total				0,2360	0,2477	0,5162
Ranking				3	2	1

Jika gas harus dikeringkan untuk pemulihan cairan kriogenik, *molecular sieve* adalah satu-satunya teknologi jangka panjang yang sudah terbukti tersedia. Selain itu, teknologi ini memiliki keunggulan tambahan karena dapat sekaligus menghilangkan CO₂ (Kidnay, et al., 2020). *Molecular sieve* tipe 4A memang merupakan jenis *molecular sieve* yang paling banyak digunakan di industri gas alam karena harganya yang relatif lebih ekonomis dan ketersediannya yang luas. Namun, *molecular sieve* tipe 3A memiliki beberapa kelebihan yang membuatnya relevan untuk dipertimbangkan, terutama dalam aplikasi yang sensitif terhadap keberadaan senyawa pengotor tertentu. Salah satu keunggulannya adalah sifatnya yang lebih sedikit bertindak sebagai katalis dalam pembentukan karbonil sulfida (COS) apabila aliran gas mengandung H₂S dan CO₂. Hal ini disebabkan oleh fakta bahwa sebagian kation natrium (Na⁺) yang lebih reaktif pada 4A telah digantikan oleh kation kalium (K⁺) pada struktur 3A, sehingga kecenderungan terjadinya reaksi pembentukan COS dapat ditekan.

Selain itu, ketika aliran gas juga mengandung oksigen bersama dengan H₂S, *molecular sieve* 3A terbukti mampu mengurangi pembentukan sulfur, yang berpotensi menyumbat pori-pori adsorben dan menurunkan performa unit dehidrasi dalam jangka panjang. Dari sisi operasional, kondisi ini memberikan keuntungan nyata karena risiko *fouling* atau *blockage* pada kolom adsorpsi menjadi lebih kecil, sehingga masa operasi bisa lebih panjang sebelum memerlukan regenerasi atau penggantian material adsorben.

I.2.2.2 Natural Gas Liquefaction Unit

Tujuan dari *natural gas liquefaction unit* adalah untuk mendinginkan dan mencairkan *natural gas* sehingga volumenya berkurang signifikan dan dapat lebih efisien dalam penyimpanan maupun transportasi. Untuk menentukan opsi proses yang akan dipakai, beberapa proses pencairan gas alam yang telah ditinjau sebelumnya akan dibandingkan dengan parameter sebagai berikut.

Tabel I.8 Perbandingan Proses Refrigerant

Sumber: (Zhang et al., 2019)

Parameter	SMR	DMR	PRICO	APCI (C3MR)	C-OSMR
<i>Capacity Range (MTPA)</i>	0,01 – 2,5 (small)	1,5 – 5,0 (medium)	0,05 – 2,0 (small)	1,5 – 7,0 (large)	2,0 – 6,0 (medium)
<i>Specific Work (kJ/kg LNG)</i>	280 – 320	240 – 270	270 – 300	230 – 260	220 – 250
<i>Thermal Efficiency</i>	<i>Low</i>	<i>Medium</i>	<i>Medium</i>	<i>High</i>	<i>Highest</i>

<i>Hydrocarbon Refrigerant Storage</i>	Ya (<i>Mixed Refrigerant</i> : CH ₄ , C ₂ H ₆ , C ₃ H ₈ , N ₂)	Ya (WMR & CMR)	Ya (CH ₄ , C ₂ , N ₂)	Ya (propana + MR)	Ya (<i>optimized MR</i>)
<i>Cost</i>	<i>Low</i>	<i>Medium to High</i>	<i>Low to Medium</i>	<i>High</i>	<i>Medium</i>
Ketersediaan	Banyak	Terbatas	Terbatas	Banyak	Baru, masih berkembang
Media pendingin	CH ₄ , C ₂ H ₆ , C ₂ H ₄ , C ₃ H ₈ , C ₄ H ₁₀ , N ₂	WMR (Warm MR): propana, butana, etana (untuk precooling) CMR (Cold MR): metana, etana, etilena, nitrogen (untuk deep cooling)	CH ₄ , C ₂ H ₆ , N ₂	Precooling: Propana (C ₃ H ₈) Liquefaction (MR loop): campuran nitrogen (N ₂), metana (CH ₄), etana (C ₂ H ₆), propana (C ₃ H ₈)	Loop awal: C ₃ H ₈ /C ₄ H ₁₀ (precooling) Loop akhir lebih ringan (CH ₄ /N ₂)

Teknologi *Single Mixed Refrigerant* (SMR) dipilih karena dalam aplikasinya, SMR memiliki kombinasi terbaik antara kesederhanaan sistem, efisiensi energi, dan biaya investasi yang rendah. Berbeda dengan proses C3-MR yang menggunakan dua siklus pendingin terpisah, SMR hanya memerlukan satu aliran refrigerant campuran yang terdiri dari beberapa komponen seperti metana, etana, propana, butana, dan nitrogen. Hal ini membuat desain proses jauh lebih sederhana serta mengurangi jumlah peralatan utama seperti kompresor dan heat exchanger, sehingga biaya investasi dan operasional dapat ditekan secara signifikan. Selain itu, fleksibilitas tinggi dari sistem SMR memungkinkan penyesuaian komposisi refrigerant sesuai variasi komposisi gas alam dan kondisi lingkungan, yang menjaga performa termodinamika tetap optimal sepanjang waktu. Teknologi ini banyak digunakan untuk small to medium-scale LNG *plants*, di mana keseimbangan antara efisiensi dan kemudahan operasional menjadi faktor utama. Dengan konfigurasi satu loop refrigerant dan kemampuannya menyesuaikan kondisi operasi secara fleksibel, SMR menjadi pilihan ideal untuk proses pencairan LNG yang sederhana, ekonomis, namun tetap efisien (Zhang et al., 2020).

Setelah dijelaskan karakteristik masing-masing proses *refrigerant* pada **Tabel I.8**, diperlukan seleksi lanjutan untuk mengetahui proses *refrigerant* yang paling sesuai untuk digunakan.

Tabel I.9 Hasil Penilaian Tiap Parameter Proses *Refrigerant*

Parameter	Bobot	Sub Parameter	Bobot	SMR	DMR	PRICO	APCI	C-OSMR
Kapasitas	0,28	Kapasitas	1	0,1641	0,0118	0,0804	0,0104	0,0134
Biaya Instalasi	0,24	Investasi	1	0,0715	0,0379	0,0715	0,0214	0,0379
Operasi-Safety	0,2	Kontrol	0,6	0,0358	0,0190	0,0358	0,0107	0,0190
		Pemeliharaan	0,4	0,0238	0,0126	0,0238	0,0071	0,0126
Energi	0,14	Energi	0,45	0,0126	0,0126	0,0126	0,0126	0,0126

		Spesifik						
		Efisiensi	0,55	0,0064	0,0120	0,0120	0,0227	0,0239
Teknologi	0,14	Penggunaan di Industri	1	0,0365	0,0167	0,0300	0,0476	0,0091
Total				0,3507	0,1226	0,2661	0,1324	0,1286
Ranking				1	5	2	3	4

I.3 Tujuan

Tujuan dari desain pabrik ini adalah untuk menyusun kajian teknis dan keekonomian pabrik *cluster* LNG (*Liquefied Natural Gas*) di Gresik sebagai suplai pembangkit listrik wilayah Bali dan Nusa Tenggara dengan kapasitas 0,3486 MTPA.

BAB II DATA DASAR PERANCANGAN

II.1 Ketersediaan dan Kualitas dan Produk

II.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku untuk pembuatan LNG adalah gas alam yang diambil dari sumur dari Bukit Tua PT Petronas Jatim Utama (PJU) Gresik, dengan komposisinya sebagai berikut:

Tabel II.1 Komposisi Gas Alam Sumur Blok Bukit Tua

Sumber: (ARSynergy, 2014)

Komponen	% Mol	Fraksi Mol
CO ₂	0,7	0,0070
N ₂	0,7	0,0070
CH ₄	82,9	0,8290
C ₂ H ₆	7,7	0,0770
C ₃ H ₈	4,7	0,0470
i-C ₄ H ₆	1,0	0,0100
n-C ₄ H ₆	1,1	0,0110
i-C ₅ H ₁₂	0,5	0,0050
n-C ₅ H ₁₂	0,3	0,0030
C ₆ ⁺	0,2	0,0020
H ₂ O	0,2	0,0020
Total	100	1

II.1.2 Bahan Baku Penunjang

II.1.2.1 *Molecular Sieve Type 3A*

Molecular sieve merupakan material berpori yang memiliki ukuran pori sangat beragam dan mampu menyaring molekul berdasarkan ukuran dan bentuknya. Disebut *sieve* karena bekerja seperti saringan molekuler, hanya molekul dengan ukuran lebih kecil dari diameter pori yang bisa masuk sedangkan molekul lebih besar akan bertahan. Berikut merupakan tabel spesifikasi *molecular sieve* 3A.

Tabel II.2 Spesifikasi Molecular Sieve 3A

Sumber: (BASF, 2020)

Typical Properties		
<i>Beads Size Range, nominal, mm</i>	1,6-2,5	2,5-5,0
<i>Mesh Range, approx</i>	8 x 12	4 x 8
<i>Bulk Density, compacted, g/L</i>	725 – 795	725 – 795
<i>Attrition, % wt.</i>	Max 0,2	Max 0,2
<i>Crush Strength, N/bead</i>	Min 25	Min 50
<i>Moisture Content (as delivered, %wt)</i>	Max 1,0	Max 1,0
<i>Water Adsorption Capacity, 55% relative humidity, 20°C, %wt</i>	Min 21,0	Min 21,0

II.1.3 Produk Utama

Produk utama yang dihasilkan dari pabrik ini adalah **Liquefied Natural Gas (LNG)**, dengan spesifikasi produknya sebagai berikut:

Tabel II.3 Spesifikasi Produk

Sumber: (McCarney, 2003)

Komponen	Batas
Nitrogen	0.00 – 1.00 % mol
Methane	84.55 – 96.38 % mol
Ethane	2.00 – 11.41 % mol
Propane	0.35 – 3.21 % mol
Isobutane	0.00 – 0.70 % mol
n-Butane	0.00 – 1.30 % mol
Isopentane	0.00 – 0.02 % mol
n-Pentane	0.00 – 0.04 % mol
H ₂ S	4 ppmv
CO ₂	50 ppmv
HHV gas	1021 – 1157
Btu/scf (kJ/ m ³)	(38,000 – 43,090)
Wobbe Number	1353 – 1432
GPM, on C ₂ ⁺ basis	0.71 – 4.08
(m ³ /1000 m ³)	(0.094 – 0.543)

II.1.4 Produk Samping

Adapun produk samping dalam produksi LNG adalah LPG dan Kondensat. LPG merupakan hasil pemisahan komponen C₃ dan C₄ dari *Natural Gas Liquid* menggunakan unit fraksinasi. Komponen C₅⁺ juga dipisahkan dari LNG, kemudian dimurnikan dan dimanfaatkan sebagai produk samping kondensat. Umumnya LPG dan kondensat yang dapat dipasarkan memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Tabel II.4 Spesifikasi Produk LPG Mix

Sumber: (Supply & Distribution Management Pertamina)

Parameter	Unit	Batasan Min	Batasan Max	Metode Uji
Tekanan Uap pada 100 °F	psig	-	145	ASTM D1267 / D6897 / D2598 / IP 432
Korosi Bilah Tembaga pada 1 jam/100 °F	kelas	-	1	ASTM D1838
Kandungan Sulfur Total	grains/100 cuft	-	15	ASTM D6667 / D3246 / D5504 / D6228
Kandungan Air	-	Tidak ada air bebas		Visual
Komposisi:				
1) C ₂	% vol	-	0.8	-
2) C ₃ dan C ₄	% vol	97.0	-	-

3) C ₅ ⁺ (C ₅ dan kandungan hidrokarbon lain yang lebih berat)	% vol	-	2.0	-
4) Etil atau Butil Merkaptan	Lb/10000 AG	1.0	-	-

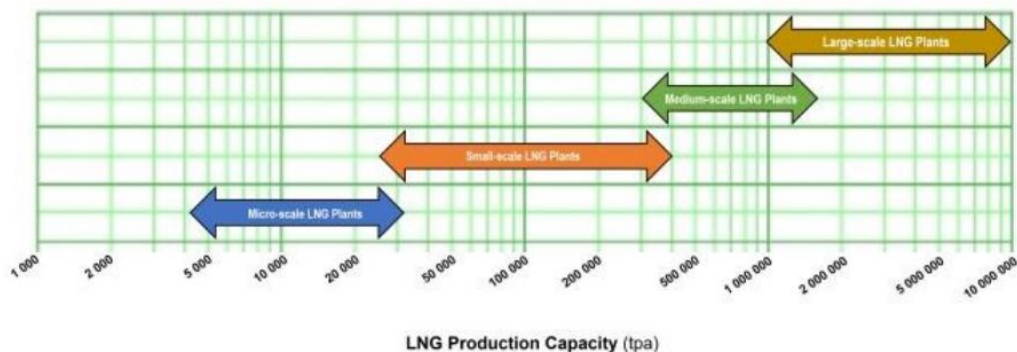
Tabel II.5 Spesifikasi Produk Kondensat Secara Umum

Sumber: (Handbook of Natural Gas Transmission and Processing)

Properti	Nilai
Reid Vapor Pressure	4-8 psia
Water Content	0,005 %volume
Butane	2 %volume
H ₂ S	10 ppmw
Sulfur Content	50 ppmw

II.2 Kapasitas

Pabrik LNG (*Liquefied Natural Gas*) merupakan fasilitas yang memungkinkan gas alam disimpan dan diangkut dengan lebih efisien dengan cara mendinginkan gas alam sehingga volumenya menyusut sekitar 1/600 kali. Pabrik LNG dapat dibangun dalam skala kapasitas yang berbeda-beda tergantung dengan kebutuhannya, mulai dari pabrik konvensional hingga ke skala kecil (*cluster* LNG). Pabrik konvensional LNG umumnya memiliki kapasitas produksi 4 hingga 8 MTPA. Secara umum, terminologi yang digunakan untuk mengklasifikasikan pabrik LNG didasarkan pada kapasitas produksinya seperti pada **Gambar II.1**. Pabrik *cluster* LNG memiliki kapasitas di bawah 0,5 MTPA yang mana pabrik ini merupakan pilihan yang tepat untuk memproduksi LNG yang akan didistribusikan ke wilayah lain, terutama wilayah Bali dan Nusa Tenggara.



Gambar II.1 Klasifikasi Pabrik LNG
(Sumber: Steyn, 2021)

Pada pra desain pabrik *cluster* LNG ini, penulis memilih beberapa pembangkit listrik penerima LNG di wilayah Bali dan Nusa Tenggara sebagai tujuan distribusi produk akhir. Kebutuhan gas ditentukan berdasarkan kapasitas dari masing-masing pembangkit listrik. PLTG dan PLTMG diketahui membutuhkan *supply* gas sebesar 0,1905 MMSCFD untuk setiap 1 MW kapasitas terpasang. Kemudian, untuk PLTD yang tersedia di wilayah Bali akan dikembangkan dengan mengganti bahan bakarnya menjadi gas alam agar PLTD ini dapat beroperasi dengan lebih bersih dan menghasilkan emisi karbon yang cukup kecil. Selain itu, PLTD yang akan

diubah bahan bakarnya menjadi gas alam menjadi PLTG atau PLTMG dianggap membutuhkan jumlah gas yang sama karena memiliki proses dan infrastruktur yang sama.

Tabel II.6 Tabel Distribusi Produk Akhir dari *Cluster LNG Plant* di Gresik

Wilayah	Jenis Pembangkit Listrik	Kapasitas Pembangkit (MW)	Kebutuhan Rata-Rata Bahan Bakar LNG (MMSCFD)
Bali	PLTD Kutampi	11,7	2,23
NTB	PLTMG Bima	50	9,53
NTB	PLTMG Sumbawa	50	9,53
NTT	PLTD Tenau Kupang	47	8,96
NTT	PLTMG Maumere	40	7,62
NTT	PLTMG Kupang Peaker	40	7,62
Total		238,7	45,5

Pada **Tabel II.6** ditunjukkan tabel distribusi pabrik *cluster* LNG yang akan didirikan di Gresik. Berdasarkan kebutuhan rata-rata total sebesar 45,5 MMSCFD, kapasitas produksi yang akan dirancang oleh penulis sebesar 50 MMSCFD yang setara dengan 0,3486 MTPA. Kapasitas desain fasilitas ditetapkan sebesar 50 MMSCFD, dibandingkan dengan kebutuhan operasi saat ini yang mencapai 45,5 MMSCFD setara gas. Margin kapasitas ini dipilih untuk memenuhi *plant reliability factor* sebesar 100%, yang diperlukan untuk menjaga kontinuitas operasi pada kondisi beban puncak maupun saat terjadi variasi konsumsi energi. Penyediaan kapasitas cadangan juga dimaksudkan untuk mengantisipasi pertumbuhan kebutuhan listrik di masa mendatang, sehingga sistem tetap mampu beroperasi secara stabil tanpa mengalami defisit suplai energi. Dengan mempertimbangkan jumlah cadangan gas alam di Jawa Timur yang tertera pada **Tabel I.1** sebesar 5377,9 BSCF, maka dengan kapasitas produksi pabrik *cluster* LNG 50 MMSCFD, pabrik ini dapat beroperasi lebih dari 20 tahun. Dengan demikian, pembangunan pabrik *cluster* LNG dengan kapasitas 50 MMSCFD di Gresik dinilai layak untuk dilakukan.

II.3 Lokasi dan Ketersediaan Utilitas

Pemilihan lokasi pabrik merupakan aspek yang penting dalam perancangan pabrik karena lokasi yang dipilih akan mempengaruhi kelancaran operasi, biaya produksi, dan distribusi produk. Faktor-faktor yang menjadi dasar pertimbangan meliputi lokasi yang dekat dengan bahan baku, karakteristik iklim dan topografi, serta ketersediaan utilitas dasar. Dukungan infrastruktur dan jaringan transportasi juga menentukan keberhasilan operasional pabrik *cluster* LNG.

II.3.1 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan gas alam sebagai bahan baku utama produksi *cluster* LNG menjadi pertimbangan utama dalam pemilihan lokasi pendirian pabrik. Ketersediaan cadangan gas alam yang besar sangat penting untuk memastikan keberlanjutan suplai bahan baku. Indonesia memiliki beberapa wilayah dengan cadangan gas alam yang cukup besar, seperti Sumatera Tengah, Jawa Barat, dan Jawa Timur. Berdasarkan data yang didapatkan melalui data Statistik Minyak dan Gas Bumi tahun 2024, diketahui cadangan gas alam di Sumatera Tengah sebesar 1.230,8 BSCF, cadangan gas alam di Jawa Barat sebesar 1.332,8 BSCF. Sementara itu, Jawa Timur khususnya Gresik memiliki cadangan gas alam sebanyak 5.377,9 BSCF (Perda Jawa Timur, 2023).

II.3.2 Lokasi Pemasaran

Lokasi pemasaran merupakan salah satu faktor dalam pemilihan lokasi untuk pendirian pabrik *cluster* LNG. Target pasar LNG dari pabrik ini akan bertujuan untuk memenuhi kebutuhan pembangkit listrik di wilayah Bali, Nusa Tenggara Barat (NTB), dan Nusa Tenggara Timur (NTT), khususnya Pembangkit Listrik Tenaga Gas (PLTG) dan Pembangkit Listrik Tenaga Diesel (PLTD). LNG dari pabrik yang didirikan akan dipasok ke unit-unit PLTG milik PT PLN dan PLTD yang direncanakan untuk dikonversi ke gas. Pasokan LNG yang terjamin diharapkan mampu meningkatkan sistem kelistrikan di Bali, NTB, dan NTT serta mendorong program transisi energi dengan mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar minyak.

Tabel II.7 Target Pasar *Cluster* LNG

Lokasi	Nama Perusahaan
Bali	PLTD Kutampi
NTB	PLTMG Bima
NTB	PLTMG Sumbawa
NTT	PLTD Tenau Kupang
NTT	PLTMG Maumere
NTT	PLTMG Kupang Peaker

II.3.3 Iklim dan Topografi

Dalam mendirikan sebuah pabrik, pemilihan lokasi merupakan aspek yang sangat krusial karena menyangkut keselamatan, keberlanjutan, dan efisiensi operasi. Lokasi yang dipilih harus aman dari potensi bencana alam seperti banjir, tanah longsor, dan gempa bumi, sehingga risiko kerusakan fasilitas dapat diminimalkan. Selain itu, kondisi iklim juga perlu diperhatikan karena faktor suhu, kelembaban, dan curah hujan dapat memengaruhi proses produksi maupun umur peralatan. Risiko eksternal lain seperti potensi kebakaran hutan, tsunami, atau bahkan kedekatan dengan kawasan rawan konflik juga menjadi pertimbangan penting. Dengan mempertimbangkan seluruh aspek tersebut secara menyeluruh, pabrik dapat beroperasi dengan lebih aman, stabil, serta mendukung keberlanjutan jangka panjang.

Kota Dumai memiliki topografi yang relatif datar dengan ketinggian wilayah rata-rata hanya sekitar 3–15 meter di atas permukaan laut. Hampir seluruh wilayahnya merupakan dataran rendah pesisir yang berbatasan langsung dengan Selat Rupat, sehingga lahan didominasi oleh rawa, gambut, dan area pesisir. Kondisi ini mendukung perkembangan Kota Dumai sebagai kawasan industri migas dan pelabuhan, karena aksesibilitas lahan datar memudahkan pembangunan infrastruktur. Namun, karakter dataran rendah sekaligus membuat Dumai memiliki kerentanan terhadap banjir pasang laut (*rob*) maupun genangan saat curah hujan tinggi, sehingga sistem drainase dan pengelolaan tata ruang menjadi faktor penting dalam pengembangan wilayah ini. Kota Dumai memiliki rata-rata curah hujan sebesar 152,72 mm dan jumlah hari hujan dengan rata-rata 14 hari.

Kabupaten Indramayu memiliki topografi yang umumnya berupa dataran rendah dengan ketinggian wilayah berkisar antara 0 hingga 18 meter di atas permukaan laut. Sebagian besar wilayahnya merupakan lahan datar yang dimanfaatkan sebagai sawah, tambak, rawa, dan pekarangan, terutama di kawasan pesisir pantai utara Jawa. Dataran rendah yang mendominasi menjadikan Indramayu cocok untuk kawasan industri. Namun, kondisi topografi yang rendah juga membuat sebagian wilayah Indramayu rawan terhadap genangan atau banjir, sehingga perencanaan tata ruang dan sistem drainase menjadi aspek penting dalam mendukung pengembangan wilayah ini. Kabupaten Indramayu memiliki rata-rata jumlah curah hujan sebesar 269 mm dengan jumlah hari hujannya 12,58 hari.

Kabupaten Gresik memiliki topografi dengan ketinggian wilayah yang bervariasi antara 0–500 meter di atas permukaan laut. Sebagian besar wilayahnya adalah dataran rendah dengan

kemiringan 0–2% yang mencakup sekitar 80% dari luas daerah. Sementara itu, wilayah dengan kemiringan lebih dari 40% hanya sekitar 0,9%, sehingga relatif kecil dibandingkan keseluruhan. Wilayah Kabupaten Gresik memiliki angka jumlah curah hujan dengan rata-rata 908,15 mm pada satu tahun dan rata-rata jumlah hari hujan pertahunnya adalah 12,58 hari dengan rincian sebagai berikut.

Tabel II.8 Rerata Curah Hujan dan Hari Hujan di Beberapa Wilayah

Wilayah	Rata-Rata Jumlah Curah Hujan (mm)	Rata-Rata Jumlah Hari Hujan (hari)
Dumai	152,72	14
Indramayu	269	15
Gresik	908,15	12,58

II.3.4 Ketersediaan Utilitas

Kemampuan daerah dalam mendukung operasional industri pabrik secara berkelanjutan juga menjadi pertimbangan dalam penentuan lokasi pendirian pabrik. Ketersediaan listrik dan air yang memadai menjadi syarat agar proses produksi dapat berjalan dengan baik. Infrastruktur pendukung, seperti jaringan distribusi listrik juga mempengaruhi efisiensi operasional pabrik. Oleh karena itu, dibutuhkan peninjauan terhadap kondisi utilitas di setiap calon lokasi pendirian pabrik. Beberapa lokasi yang ditinjau adalah Dumai, Indramayu, dan Gresik.

Di Kota Dumai, suplai listrik dipenuhi oleh PLTU Dumai yang terdiri dari 2 PLTU dengan kapasitas 150 MW. Selain itu, kepastian jaringan listrik didukung juga dengan SUTET 150 kV yang menghubungkan Dumai dengan sistem kelistrikan Sumatera. Untuk kebutuhan air, daerah Dumai memanfaatkan Sungai Dumai sebagai sumber utama air.

Di Kabupaten Indramayu, Jawa Barat, suplai listrik dipenuhi oleh PLTU Indramayu yang terdiri dari tiga unit pembangkit dengan total kapasitas terpasang 990 MW (PLN, 2020). Kepastian jaringan listrik juga didukung dengan Saluran Udara Tegangan Ekstra Tinggi (SUTET) 500 kV (kiloVolt) yang dimanfaatkan untuk menjamin pasokan listrik di Indramayu-Cibatu Baru (Jawa-Bali) melalui transmisi sepanjang 204,4 km (PLN, 2022). Selain itu, terdapat juga Gardu Induk Tegangan Ekstra Tinggi (GITET) 500 kV yang dimanfaatkan sebagai pusat distribusi listrik dari PLTU Indramayu ke berbagai wilayah (PLN, 2021). Untuk kebutuhan air, daerah Indramayu memanfaatkan Sungai Cimanuk sebagai sumber air utama dan Embung Sidodadi sebagai cadangan tambahan.

Di Kabupaten Gresik, Jawa Timur, suplai listrik dipenuhi oleh PLTU Gresik yang mengoperasikan 2 Pembangkit Listrik Tenaga Gas (PLTG), 4 Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU), dan 3 blok Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan Uap (PLTGU) dengan kapasitas total sebesar 2.218 MW. Ketersediaan listrik juga didukung dengan keberadaan SUTET 500 kV yang menyediakan pasokan listrik ke berbagai wilayah di Jawa Timur. Untuk kebutuhan air, daerah Gresik memanfaatkan Sungai Bengawan Solo yang dialirkan melalui Bendung Gerak Sembayat (BGS).

II.3.5 Kebutuhan Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan salah satu aspek penting untuk melakukan perancangan sebuah pabrik, karena ketersediaan dan kualitas sumber daya manusia akan memengaruhi kelancaran operasional industri. Undang-Undang Tenaga Kerja No.13 Tahun 2003 yang tergolong dalam usia kerja adalah mereka yang telah berusia antara 15 sampai dengan 64 tahun.

Tabel II.9 Data Tenaga Kerja di Berbagai Daerah

Sumber: (BPS, 2022)

Wilayah	Jumlah penduduk usia kerja	Jumlah pengangguran (jiwa)	Tingkat Pengangguran Terbuka (%)	Upah Minimum Kabupaten/Kota
Dumai, Riau	226.891	7.997	4,66	Rp. 3.867.295
Kabupaten Indramayu	892.360	62.000	6,46	Rp. 2.391.567
Kabupaten Gresik	1.053.894	50.368	6,82	Rp. 4.874.133

Berdasarkan data tersebut, dapat dilihat bahwa adanya angka pengangguran yang cukup tinggi pada masing-masing wilayah. Untuk mendirikan pabrik, kebutuhan tenaga kerja akan mudah terpenuhi dengan pembangunan pabrik pada lokasi tersebut dan dapat memberikan peluang lapangan kerja yang baru sebagai upaya meningkatkan perekonomian daerah.

II.3.6 Fasilitas Transportasi

Ketersediaan sarana transportasi menjadi aspek penting dalam menentukan lokasi pendirian pabrik *cluster* LNG karena berkaitan dengan kelancaran distribusi produk dan suplai bahan penunjang. Dukungan akses transportasi yang memadai, baik jalur darat, laut, maupun udara dapat memperlancar kegiatan operasional dan menekan biaya logistik. Perbandingan fasilitas mobilitas dan transportasi dari ketiga wilayah disajikan pada tabel berikut.

Tabel II.10 Fasilitas Penunjang Transportasi

Sumber: (BPS, 2023)

Daerah	Panjang Jalan (km)	Jumlah Bandara	Jumlah Pelabuhan
Dumai, Riau	1.379	1	2
Kabupaten Indramayu	1.089	0	2
Kabupaten Gresik	684,68	1	2

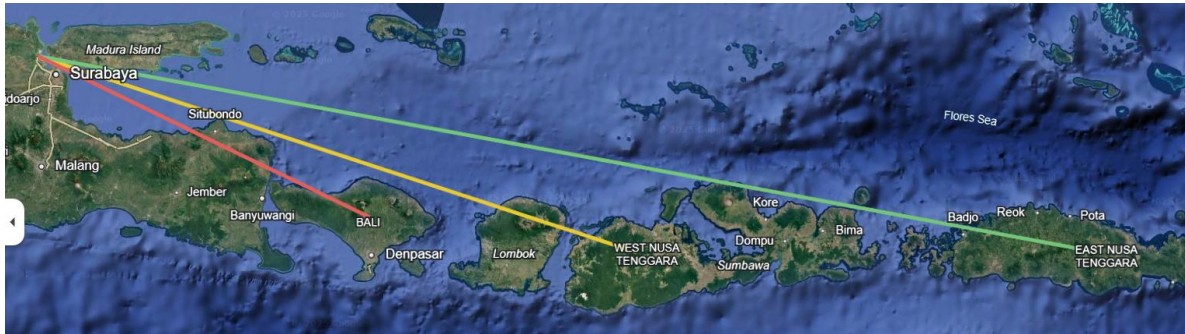
Selain jumlah infrastruktur transportasi, kemudahan akses bahan baku menuju lokasi pabrik dan akses distribusi LNG ke pasar perlu menjadi pertimbangan. Jarak antara sumur gas dengan lokasi pabrik dan akses pasar menjadi faktor penting dalam menentukan kemudahan dan biaya pembangunan jaringan pipa gas sebagai pasokan utama bahan baku. Berdasarkan data dari Petronas Gresik, gas alam untuk pabrik akan dialirkan dari sumur-sumur di Lapangan Bukit Tua melalui pipa bawah laut sepanjang 110 km menuju fasilitas penerimaan di kawasan industri Gresik (Sampurno, 2018). Berikut ini merupakan jarak lokasi sumber bahan baku menuju lokasi pabrik.

Tabel II.11 Jarak Sumber Bahan Baku Menuju Pabrik

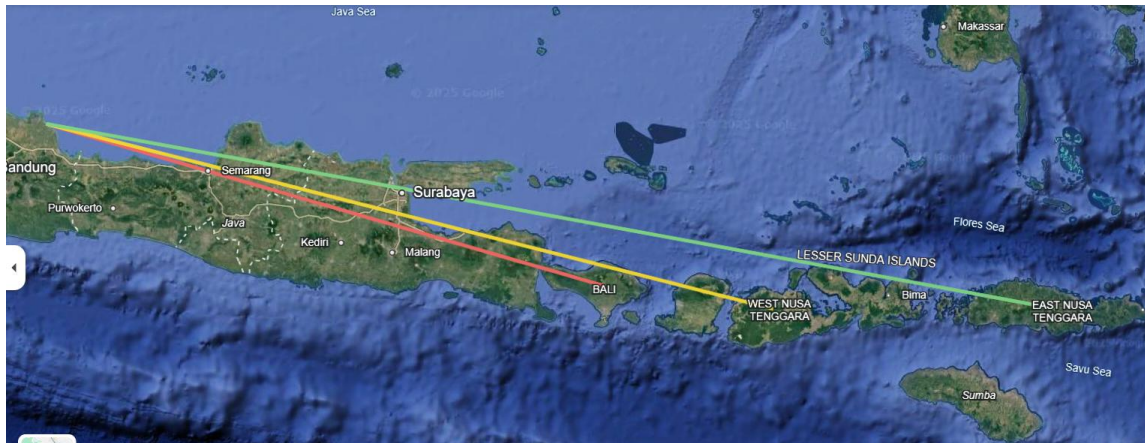
Sumber: (Google Earth)

Daerah	Jarak (km)
Kabupaten Gresik	1,027
Kabupaten Indramayu	473,01
Kota Dumai	1.573,02

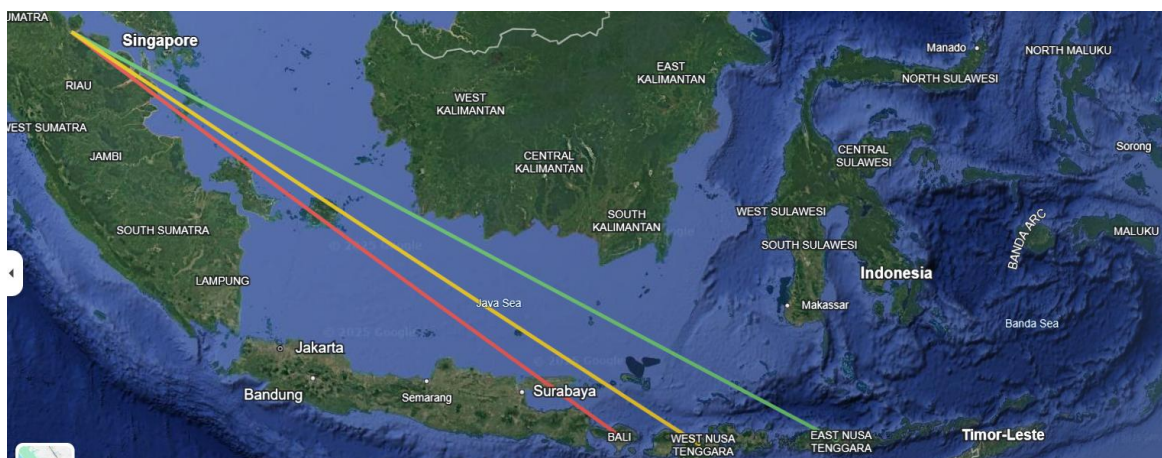
Karena pabrik yang didirikan ini ditujukan untuk memasok pembangkit listrik di wilayah Bali, NTB, dan NTT, ketersediaan jalur yang efisien menjadi faktor yang harus dipertimbangkan. Berikut ini merupakan perkiraan jarak pabrik ke pelabuhan serta rute distribusi *cluster* LNG.



Gambar II.2 Jarak Pabrik di Gresik Menuju Bali, NTB, dan NTT



Gambar II.3 Jarak Pabrik di Indramayu Menuju Bali, NTB, dan NTT



Gambar II.4 Jarak Pabrik di Dumai Menuju Bali, NTB, dan NTT

Setelah disajikan peta distribusi produk melalui **Gambar II.2**, **Gambar II.3**, dan **Gambar II.4**, dapat diketahui jarak pabrik menuju lokasi yang dituju pada **Tabel II.11**.

Tabel II.12 Jarak Pabrik Menuju Lokasi yang Dituju melalui Jalur Laut

Sumber: (Google Earth)

Lokasi	Akses ke Bali (km)	Akses ke NTB (km)	Akses ke NTT (km)
Kabupaten Gresik	±314,26	±537,7	±933,29
Kabupaten Indramayu	±781,98	±1010,46	±1409,16
Kota Dumai	±1884,21	±2090,4	±2443,75

II.3.7 Ketersediaan Lahan

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, daerah-daerah berikut memiliki luas wilayah sebagai berikut.

Tabel II.13 Luas Wilayah

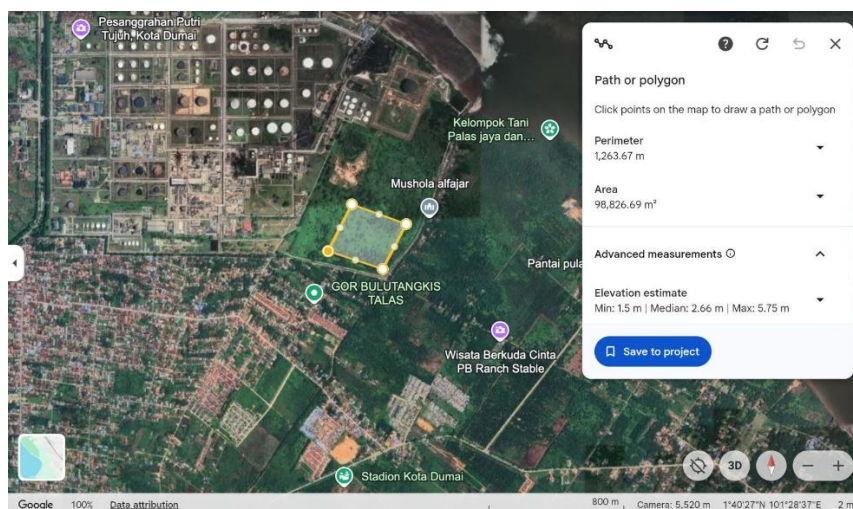
Sumber: (BPS, 2024)

Daerah	Luas Wilayah (km ²)
Dumai, Riau	2.059
Kabupaten Indramayu	2 099,42
Kabupaten Gresik	1.191

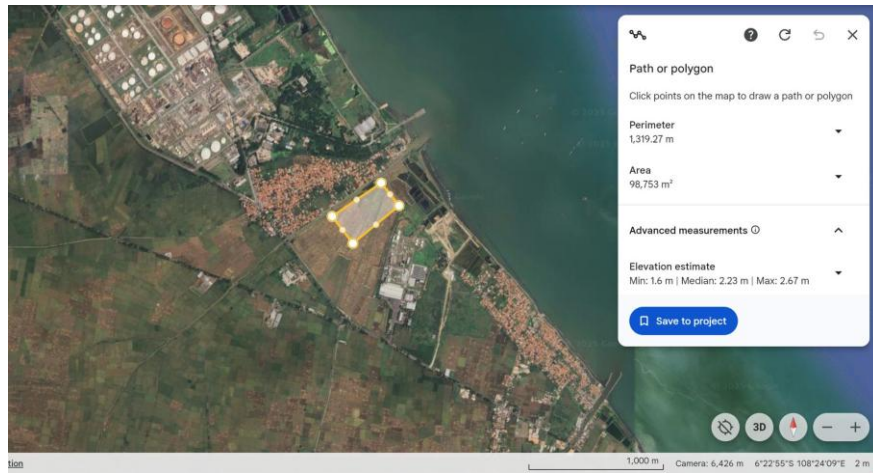
Tabel II.14 Harga Lahan

Daerah	Harga Lahan (m ²)
Dumai, Riau	±Rp. 1.350.000
Kabupaten Indramayu	±Rp. 1.300.000
Kabupaten Gresik	Rp. 4.500.000 – 10.500.000

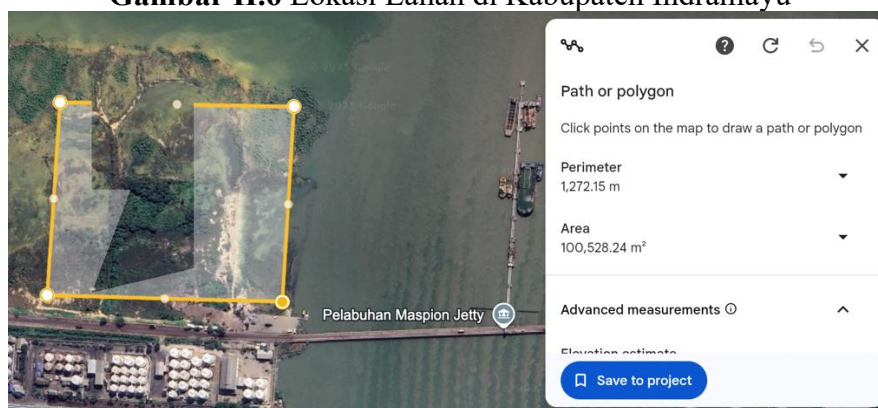
Berdasarkan **Tabel II.13**, dapat dilihat bahwa Kabupaten Indramayu memiliki lahan yang paling besar yaitu sebesar 2.099 km². Berdasarkan **Tabel II.14**, terlihat bahwa harga lahan di Kabupaten Gresik berada pada kisaran yang paling tinggi, yaitu antara Rp. 4.500.000 hingga Rp. 10.500.000 per meter persegi. Hal ini diwajibkan karena Gresik merupakan salah satu kawasan industri utama di Jawa Timur yang memiliki akses strategis terhadap pelabuhan internasional, infrastruktur pendukung, serta kedekatannya dengan pusat ekonomi Surabaya. Sementara itu, harga lahan di Kota Dumai dan Kabupaten Indramayu relatif lebih rendah, masing-masing sekitar Rp. 1.350.000 dan Rp. 1.300.000 per meter persegi. Perbedaan harga lahan ini menunjukkan bahwa meskipun Indramayu dan Dumai memiliki luas wilayah yang lebih besar, Gresik memiliki daya tarik investasi yang tinggi sehingga nilai lahannya lebih mahal. Hal ini menjadi pertimbangan penting dalam menentukan lokasi pendirian pabrik, di mana ketersediaan lahan yang luas perlu diseimbangkan dengan biaya investasi lahan dan faktor strategis lainnya.



Gambar II.5 Lokasi Lahan di Dumai, Riau



Gambar II.6 Lokasi Lahan di Kabupaten Indramayu



Gambar II.7 Lokasi Lahan di Kabupaten Gresik

Penentuan lokasi pabrik pendirian dilakukan dengan menggunakan *Analytical Hierarchy Process* (AHP). Setelah dilakukan pembobotan pada aspek penentuan lokasi pabrik, diperoleh nilai-nilai ptiap aspek parameter dalam **Tabel II.15**.

Tabel II.15 Hasil Penilaian Tiap Parameter pada Masing-Masing Kabupaten

Parameter	Bobot	Sub Parameter	Bobot	Wilayah		
				Gresik	Dumai	Indramayu
Iklim dan Topografi	0,15	Jumlah curah hujan	0,3	0,0045	0,027	0,0135
		Jumlah hari hujan	0,7	0,0525	0,02625	0,02625
Utilitas	0,3	Listrik	1	0,1818	0,0183	0,0999
Tenaga Kerja	0,1	Tingkat Pengangguran Terbuka	0,7	0,035	0,0175	0,0175
		UMR	0,3	0,0075	0,0075	0,015
Fasilitas Transportasi	0,2	Jarak Pabrik Menuju Lokasi	0,5	0,0779	0,00579	0,0143
Ketersediaan Lahan	0,25	Luas Wilayah	1	0,0667	0,0111	0,0222
Total				0,4759	0,21344	0,30865
Ranking				1	3	2

Setelah dilakukan perhitungan, didapatkan Kabupaten Gresik memiliki bobot tertinggi yaitu 0,4759, Kabupaten Indramayu sebesar 0,30865, dan Kota Dumai sebesar 0,21344. Oleh karena itu, pabrik *cluster* LNG akan didirikan di Kabupaten Gresik.

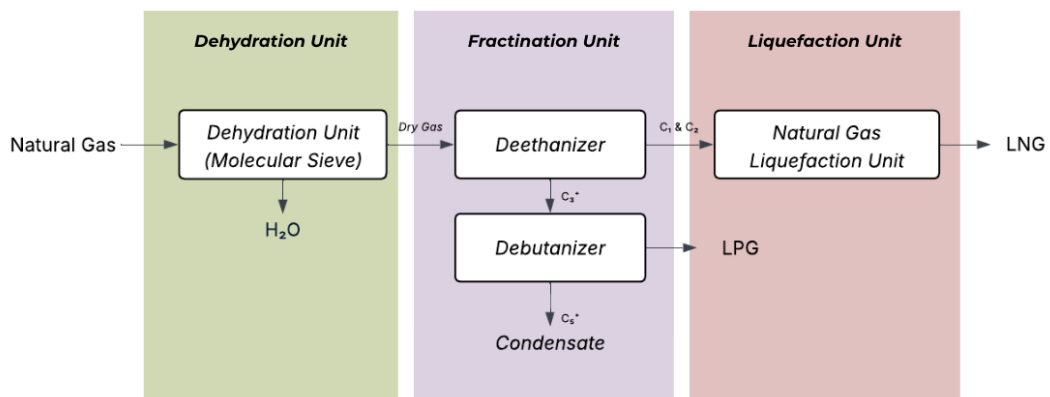
BAB III

URAIAN PROSES TERPILIH

Berdasarkan seleksi proses yang telah dilakukan sebelumnya, pabrik *cluster* LNG yang ingin didirikan akan menggunakan serangkaian proses yang terdiri dari

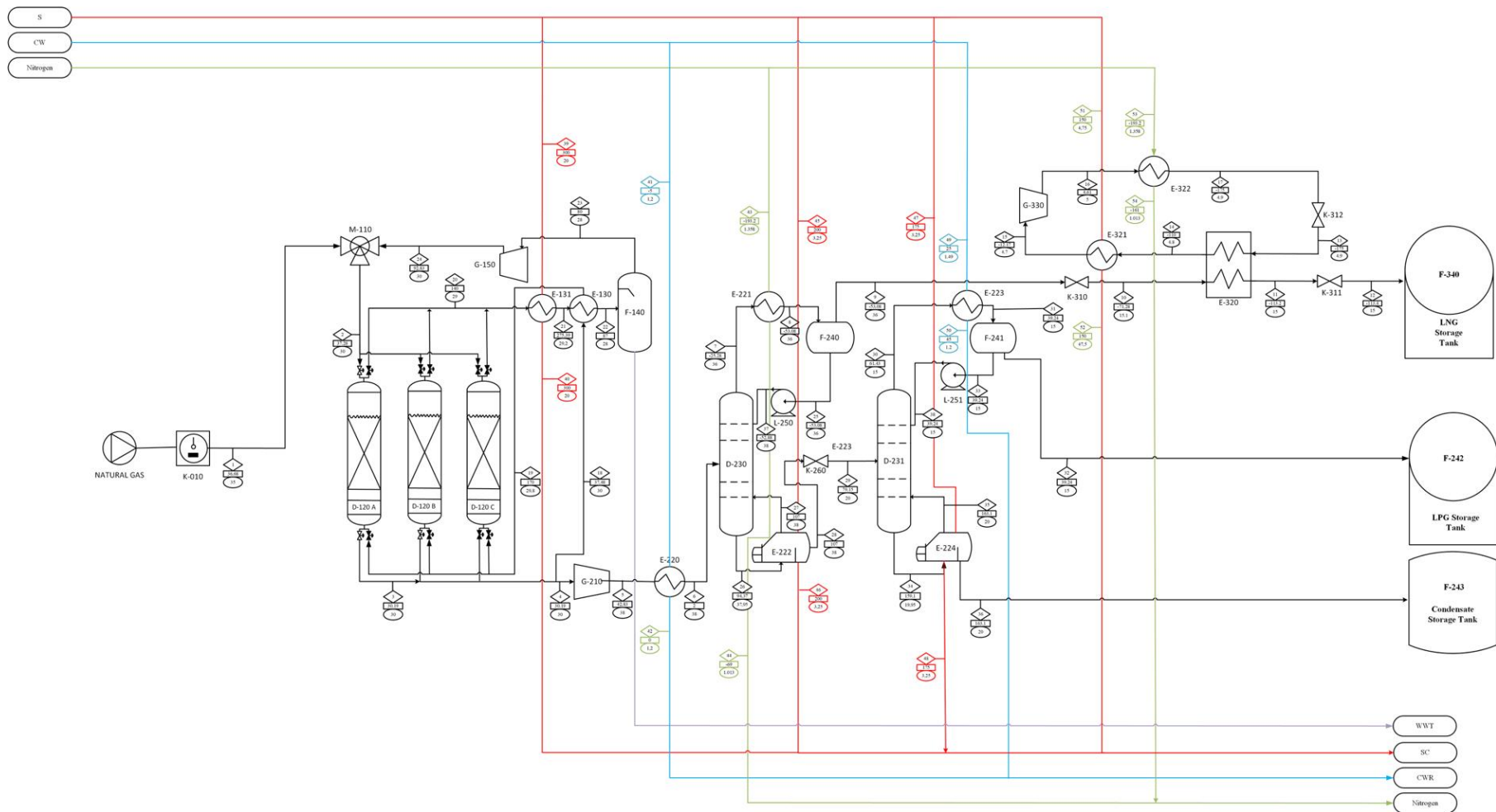
- Dehydration unit* : menggunakan adsorpsi dengan adsorben *molecular sieve* 3A.
- Fractionation unit* : menggunakan *deethanizer* dan *debutanizer*.
- Liquefaction unit* : menggunakan *single mixed refrigerant*.

III.1 Diagram Balok



Gambar III.1 Block Flow Diagram Proses Produksi LNG

III.2 Diagram Alir Proses



Gambar III.2 Block Flow Diagram Proses Produksi LNG

III.3 Uraian Proses

Proses produksi *cluster* LNG pada pabrik yang akan didirikan ini melibatkan beberapa tahapan pengolahan utama yang terdiri dari

1. *Dehydration Unit*
2. *Fractionation Unit*
3. *Liquefaction Unit*

III.3.1 Unit 1: *Dehydration Unit*

Unit dehidrasi memiliki fungsi untuk menghilangkan kandungan air dari aliran gas alam sebelum memasuki tahap fraksinasi. Keberadaan air dalam gas alam harus dihilangkan hingga mencapai kadar yang sangat rendah untuk mencegah pembekuan air pada suhu kriogenik. Proses pengeringan dilakukan secara adsorpsi menggunakan *molecular sieve* tipe 3A. *Molecular sieve* tipe 3A dipilih karena memiliki ukuran pori sekitar 3 Å yang selektif menyerap molekul air, namun tidak menyerap komponen gas alam seperti metana dan etana, sehingga kehilangan hidrokarbon dapat diminimalkan. Selain itu, *molecular sieve* 3A mampu menurunkan kandungan air hingga level sangat rendah (ppmv), yang diperlukan untuk operasi pada kondisi kriogenik. Mekanisme penyerapan air oleh *molecular sieve* 3A terjadi melalui adsorpsi fisik, di mana molekul H₂O terperangkap di dalam pori-pori kristal *molecular sieve* akibat gaya elektrostatis hingga seluruh situs aktif terisi dan adsorben mencapai kondisi jenuh.

Jumlah kolom adsorber untuk *molecular sieve* terdapat 3 kolom yang memiliki fungsinya masing-masing. Kolom pertama (D-120 A) merupakan kolom utama yang digunakan untuk mengeringkan gas alam, kemudian pada kolom kedua (D-120 B) merupakan kolom regenerasi, dan kolom ketiga (D-120 C) merupakan kolom stand-by. Aliran feed gas dialirkan menuju kolom dehidrasi (D-120 A) dengan tekanan 35 bar dan suhu 36,68 °C. Feed gas akan dialirkan dari atas kolom menuju bawah kolom untuk dikontakkan dengan *molecular sieve*. Ketika *molecular sieve* mencapai kondisi jenuh akibat penyerapan air, dilakukan proses regenerasi untuk mengembalikannya ke kondisi aktif. Perpindahan operasi antar kolom dilakukan secara periodik dengan cycle time selama 12 jam untuk setiap kolom adsorpsi.

Setelah kolom utama beroperasi selama satu siklus dan mendekati kondisi jenuh, aliran feed dialihkan ke kolom stand-by, sementara kolom sebelumnya memasuki tahap regenerasi, sehingga kontinuitas proses tetap terjaga. Proses regenerasi dilakukan secara bergantian antar kolom, di mana saat kolom A diregenerasi, kolom B tetap beroperasi untuk menjaga kontinuitas proses. Waktu proses untuk melakukan regenerasi adalah selama 6 jam, dengan 4 jam pemanasan (*heating*) dilanjutkan dengan pendinginan (*cooling*). Penggunaan ulang *molecular sieve* dilakukan menggunakan 1% gas alam hasil keluaran *Dehydration Column* (D-120) kemudian dipanaskan melalui *Regenerator Gas Exchanger* (E-130) hingga mencapai suhu 170 °C dengan tekanan 29,8 bar. Aliran gas regenerasi diarahkan berlawanan arah (*bottom to top*) agar uap air yang terlepas dari *molecular sieve* dapat terbawa keluar bersama gas regenerasi melalui bagian atas kolom. Selanjutnya, gas campuran antara gas alam dan uap air (H₂O) ini dipanaskan kembali menggunakan *Regenerator Gas Heater* (E-131) dengan *low pressure steam* untuk digunakan sebagai fluida panas pada *Regenerator Gas Exchanger* (E-130) hingga mencapai suhu 275,39 °C pada tekanan 29,2 bar. Hasil keluaran dari unit tersebut menyebabkan air di dalam gas mengembun dan kemudian dipisahkan di *Knock Out Water Drum* (F-140). Air hasil kondensasi dialirkan menuju unit pengolahan air limbah, sedangkan gas kering dari bagian atas *Knock Out Water Drum* (F-140) dinaikkan tekanannya melalui *Gas Dehydration Compressor* (G-150) hingga mencapai 30 bar dengan suhu 92,83 °C, sebelum akhirnya *direct cycle* kembali sebagai umpan ke *Dehydration Column* (D-120).

III.3.2 Unit 2: Fractionation Unit

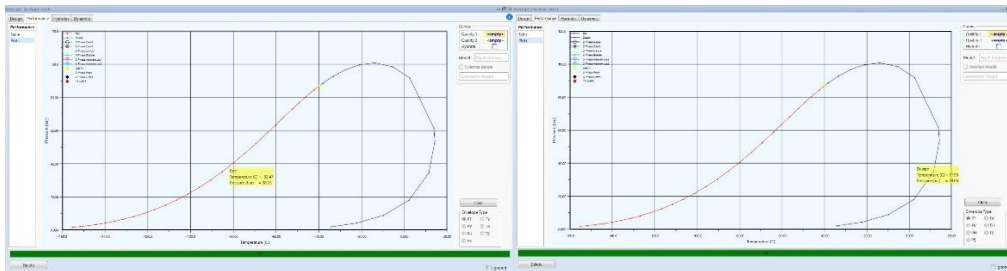
Unit *fractionation* merupakan unit penting dalam proses pengolahan LNG karena unit ini akan memisahkan komponen gas alam yang terbentuk menjadi LNG, LPG, dan *Condensate*. Setelah gas alam melalui unit dehidrasi, aliran gas kering yang dihasilkan akan dinaikkan tekanannya terlebih dahulu dari 30 bar menjadi 38 bar dengan menggunakan *Deethanizer Inlet Compressor* (G-210). Kompresi ini dilakukan agar mencapai kondisi kondensasi agar komponen *overhead product* yang diinginkan sesuai dengan spesifikasi. Pada tekanan 30 bar, nilai *dew point temperature* gas sebesar 8,83 °C dan nilai *bubble point temperature* gas sebesar -90,91 °C. Peningkatan tekanan dapat menyebabkan kenaikan nilai *dew point temperature* sehingga proses pengembunan dapat terjadi di suhu yang lebih tinggi. Oleh karena itu, aliran gas akan dikompresi hingga mencapai 38 bar.

Aliran gas dari unit dehidrasi 38 bar dan suhu 42,83°C akan didinginkan dengan menggunakan *Deethanizer Inlet Cooler* (E-220) hingga mencapai suhu 2°C dengan tekanan 38 bar. Pemilihan suhu 2 °C didasarkan pada nilai kesetimbangan uap cair (*K-value*) yang mana menggambarkan perbandingan antara fraksi mol di fase uap terhadap fase cair pada kondisi kesetimbangan. Nilai *K* menggambarkan kecenderungan komponen untuk berada di fase uap atau fase cair yang mana $K > 1$ menunjukkan komponen yang lebih dominan di fase uap, $K < 1$ menunjukkan komponen yang lebih dominan di fase cair. Melalui hasil simulasi dengan menggunakan Aspen HYSYS, diperoleh nilai *K-value* untuk masing-masing komponen pada kondisi operasi suhu 2 °C dan tekanan 38 bar sebagai berikut.

Tabel III.1 Nilai *K-Value* Untuk Masing-Masing Komponen

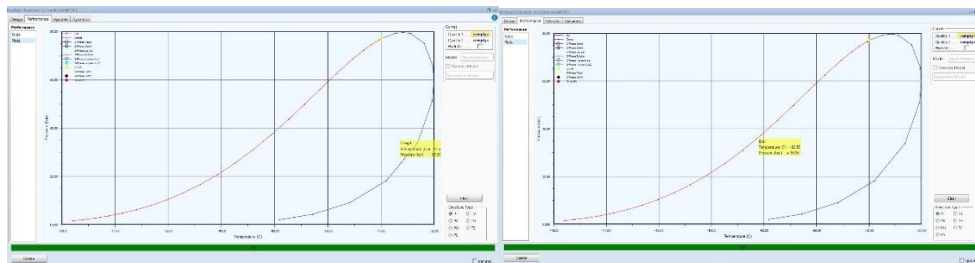
Komponen	<i>K-value</i>
CH ₄	4,007
C ₂ H ₆	0,7874
C ₃ H ₈	0,2388
i-C ₄ H ₆	0,1029
n-C ₄ H ₆	$7,361 \times 10^{-2}$
i-C ₅ H ₁₂	$3,205 \times 10^{-2}$
n-C ₅ H ₁₂	$2,412 \times 10^{-2}$
C ₆ ⁺	$8,279 \times 10^{-3}$
CO ₂	1,749
N ₂	12,23

Melalui **Tabel III.1**, dapat dilihat metana sangat volatil dan seluruhnya berada di fase uap sedangkan etana terdistribusi antara fase uap dan fase cair dengan dominan fase uap. Adanya nilai *K* ini menunjukkan pada kondisi operasi ini telah terjadi kondensasi untuk komponen berat. Untuk proses pemisahan, aliran gas dengan fase campuran antara *liquid* dan *vapor* akan difraksinasi dengan menggunakan *Deethanizer Column* (D-230) dengan fase *vapor* sebesar 0,9865 dan fase *liquid* sebesar 0,0135. Kondisi dua fase dapat diketahui melalui grafik kesetimbangan yang mana pada tekanan 38 bar, diketahui nilai *dew point temperature* sebesar 12 °C dan nilai *bubble point temperature* sebesar -82,5 °C. Oleh karena itu, pada tekanan 38 bar dengan suhu 2 °C, gas berada dalam kondisi dua fase seperti pada **Gambar III.3**.



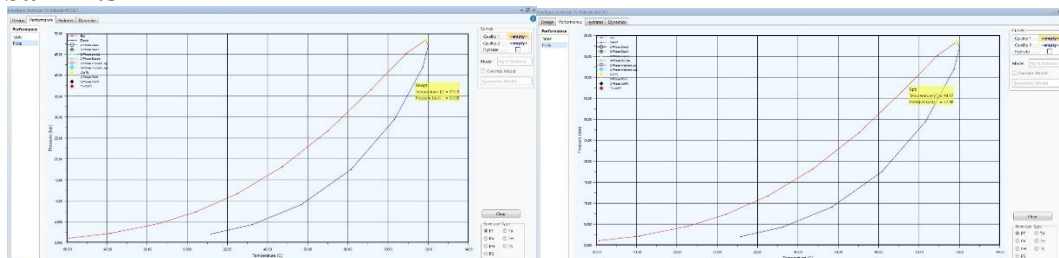
Gambar III.3 Data Dew Temperature dan Bubble Temperature pada Feed Deethanizer Column

Aliran gas ini akan difraksinasi dengan tujuan untuk memisahkan antara C_1 , C_2 , dan C_{3+} . Produk atas yang dihasilkan melalui *Deethanizer Column* (D-230) dengan suhu $-25,28\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 36 bar yang mengandung C_1 dan C_2 akan masuk ke *Deethanizer Condenser* (E-221) untuk diturunkan suhunya hingga mencapai $-53,08\text{ }^{\circ}\text{C}$. Pada tekanan 36 bar, diketahui nilai *dew point temperature* sebesar $-25,8\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan nilai *bubble point temperature* sebesar $-82,53\text{ }^{\circ}\text{C}$. Oleh karena itu, pada suhu $-53,08\text{ }^{\circ}\text{C}$, gas berada dalam kondisi dua fase dengan fase *vapor* sebesar 0,8070 dan fase *liquid* sebesar 0,193 seperti pada **Gambar III.4**.



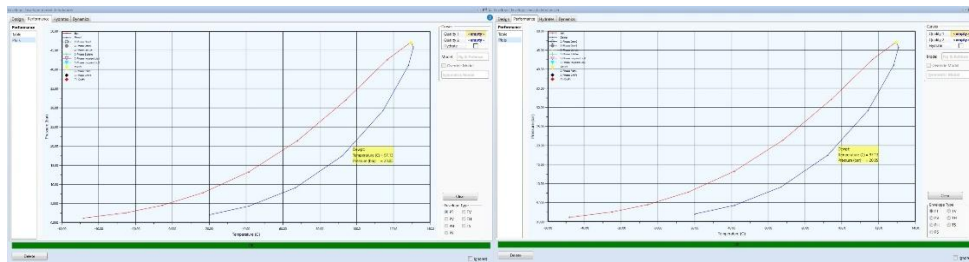
Gambar III.4 Data Dew Temperature dan Bubble Temperature pada Overhead Product Deethanizer Column

Selanjutnya, aliran gas akan masuk ke *Deethanizer Accumulator* (F-240) yang mana akan terjadi pemisahan antara fase *vapor* dan fase *liquid* dengan fase *vapor* yang akan diproses selanjutnya pada unit *liquefaction* dan fase *liquid* akan digunakan sebagai *reflux* yang masuk melalui *tray* pertama. Aliran cairan yang akan dikembalikan sebagai *reflux* ditentukan melalui nilai *reflux ratio* (rasio perbandingan reflux terhadap distilat) yang ditetapkan sebesar 0,224. Produk bawah yang dihasilkan melalui *Deethanizer Column* (D-230) dengan suhu $94,29\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 38 bar akan dipanaskan hingga mencapai suhu $107\text{ }^{\circ}\text{C}$. Pemanasan ini menyebabkan sebagian cairan menguap sehingga aliran keluaran reboiler berada dalam kondisi dua fase dengan fase *vapor* sebesar 0,6603 dan fase *liquid* sebesar 0,3397. Hal ini dapat diketahui melalui grafik kesetimbangan yang mana pada tekanan 38 bar, nilai *dew point temperature* sebesar $112,8\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan *bubble point temperature* sebesar $94,37\text{ }^{\circ}\text{C}$ seperti pada **Gambar III.5**.



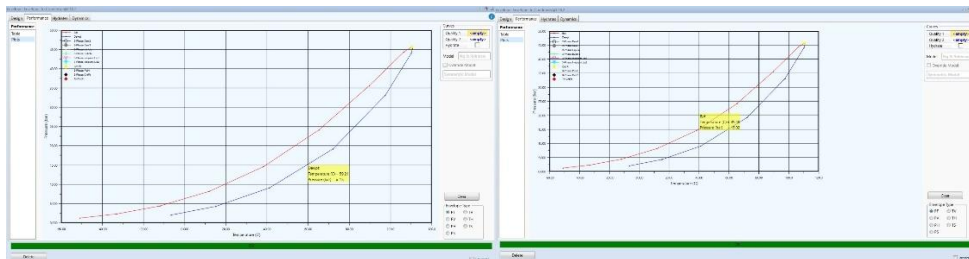
Gambar III.5 Data Dew Temperature dan Bubble Temperature pada Bottom Product Deethanizer Column

Oleh karena itu, hasil keluaran reboiler akan mengandung dua fase dengan fase *vapor* yang akan dikembalikan ke kolom yang akan dimanfaatkan kembali dan fase *liquid* akan diproses lagi. *Liquid* hasil keluaran *Deethanizer Reboiler* (E-224) akan diturunkan tekanannya menjadi 20 bar pada suhu 79,09 °C dengan menggunakan *Debutanizer Inlet Valve* (K-260). Dalam kondisi tekanan 20 bar, dapat diketahui nilai *dew point temperature* sebesar 97,13 °C dan nilai *bubble point temperature* sebesar 63,36 °C. Oleh karena itu, gas yang masuk pada tekanan 20 bar dengan suhu 79,09 °C berada dalam kondisi dua fase dengan fase *vapor* sebesar 0,4612 dan fase *liquid* sebesar 0,5388 seperti pada **Gambar III.6**.



Gambar III.6 Data Dew Temperature dan Bubble Temperature pada Feed Debutanizer Column

Selanjutnya, gas akan difraksinasi kembali dengan menggunakan *Debutanizer Column* (D-231) agar terjadi pemisahan C_3 , C_4 , dan C_{5+} . Produk atas yang dihasilkan melalui *Debutanizer Column* (D-231) dengan suhu 61,43 °C akan masuk ke *Debutanizer Condenser* (E-241) untuk diturunkan suhunya hingga mencapai 39,64 °C. Pada tekanan 15 bar, diketahui nilai *dew point temperature* sebesar 59,21 °C dan nilai *bubble point temperature* sebesar 39,47 °C. Oleh karena itu, pada suhu 39,64 °C, gas berada dalam kondisi fase *liquid* seperti pada **Gambar III.7**.



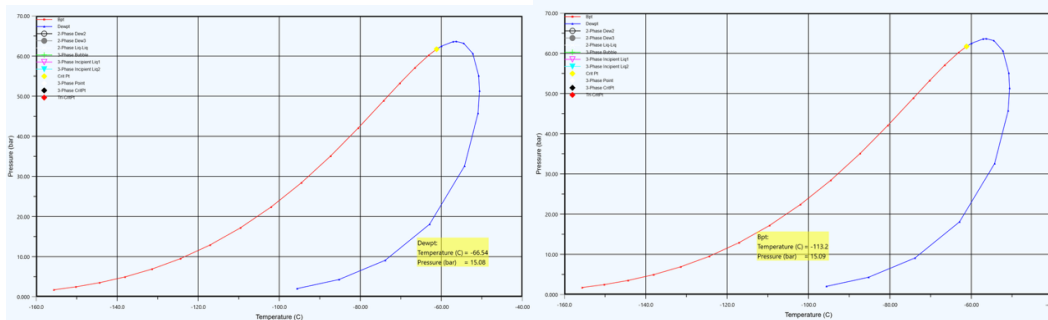
Gambar III.7 Data Dew Temperature dan Bubble Temperature pada Overhead Product Debutanizer Column

Selanjutnya, *liquid* akan masuk ke *Debutanizer Accumulator* (F-241) dengan produk *liquid* yang dihasilkan dengan tekanan 15 bar akan dimanfaatkan dan disimpan dalam *LPG Storage Tank* (F-242) dengan bentuk *spherical* yang mengandung C_3 dan C_4 . Produk bawah yang dihasilkan melalui *Debutanizer Column* (T-202) dengan suhu 162,8 °C dan tekanan 20 bar akan disimpan dalam *Condensate Storage Tank* (F-243) dengan bentuk tangki silinder dan tutup *torispherical* yang mengandung C_{5+} dalam bentuk *liquid*.

III.3.3 Unit 3: Liquefaction Unit

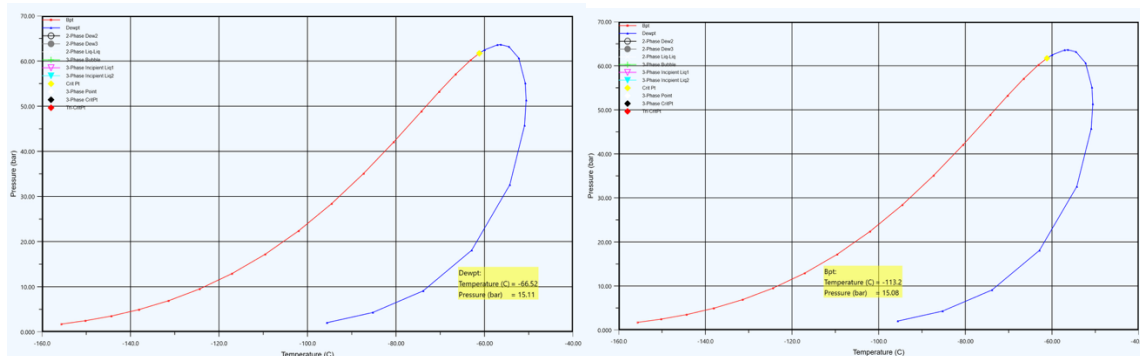
Unit *liquefaction* merupakan tahap akhir dalam rangkaian proses pengolahan gas alam yang bertujuan untuk mengubah fase gas menjadi cair (LNG) untuk mempermudah penyimpanan dan transportasi. Proses ini dimulai saat aliran gas yang didominasi oleh metana dan etana keluar dari bagian atas *Deethanizer Column* (D-230) pada suhu -53,08 °C dan tekanan 36 bar. Pada kondisi tersebut, berdasarkan grafik kesetimbangannya pada Gambar III.4 Data Dew Temperature dan Bubble Temperature pada Overhead Product Deethanizer Column, dapat diketahui bahwa fasenya merupakan *vapor*. Sebelum memasuki tahap pendinginan

utama, gas tersebut dilewatkan melalui *valve* (K-310). Di dalam *valve*, gas mengalami proses ekspansi akibat penurunan tekanan secara mendadak, yang secara mekanis mengakibatkan suhu gas turun secara signifikan sebelum memasuki *Mixed Refrigerant Coolbox* (E-320). Suhu keluar dari *valve* tersebut adalah $-71,28\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan tekanan 15,10 bar. Pada kondisi tersebut, dapat dilihat pada **Gambar III.7** dengan tekanan 15 bar, bahwa fasenya merupakan fase campuran berupa *liquid* dan *vapor*.



Gambar III.8 Data Dew Temperature dan Bubble Temperature pada Stream Inlet Coolbox

Selanjutnya pada *coolbox*, gas alam didinginkan melalui pertukaran panas dengan sistem refrigerant hingga mencapai suhu $-113,2^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 15 bar. Pada kondisi operasi tersebut, didapatkan bahwa fasenya merupakan fase liquid sepenuhnya yang dapat dibuktikan dengan data *dew temperature* dan *bubble temperature*-nya sebagai berikut.



Gambar III.9 Data Dew Temperature dan Bubble Temperature pada Stream Produk LNG

Produk LNG cair ini kemudian dialirkan melalui *valve* (K-311) untuk disimpan di dalam LNG Storage Tank (F-340).

Proses pendinginan utama pada gas alam terjadi di dalam *Mixed Refrigerant Coolbox* (E-320) dengan bantuan sistem refrigeran campuran atau *Mixed Refrigerant* (MR). Sistem ini menggunakan campuran lima komponen, yaitu metana (CH_4) sebesar 29%, etana (C_2H_6) 19%, propana (C_3H_8) 21%, i-butana ($\text{i-C}_4\text{H}_{10}$) 15%, dan nitrogen (N_2) 16%. Alasan penggunaan campuran dengan komposisi spesifik ini adalah karena setiap komponen memiliki titik didih yang berbeda-beda, sehingga proses penyerapan panas dari gas alam bisa terjadi secara bertahap dan jauh lebih efisien di sepanjang rentang suhu yang luas. Siklus ini dimulai ketika campuran refrigeran yang telah menyerap panas dari gas alam dengan suhu $-110\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 4,7 bar dialirkan menuju *Heater* (E-321). Tujuan utama pemanasan ini adalah untuk memastikan seluruh campuran tersebut benar-benar berubah menjadi fase uap kering (100% vapour) sebelum masuk ke tahap selanjutnya. Hal ini sangat krusial karena aliran tersebut akan dipompa oleh Kompresor (G-330), yang mana alat ini sangat sensitif terhadap cairan. Jika ada sedikit saja butiran cairan yang ikut masuk ke dalam kompresor, hal itu dapat menyebabkan

kerusakan. Suhu keluaran *heater* adalah sebesar $-12,17\text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan tekanan 4,7 bar dengan pemanas berupa *low pressure steam*. Sehingga tekanan yang dihasilkan adalah sebesar 5 bar dengan suhu $-8,59\text{ }^{\circ}\text{C}$. Selanjutnya, campuran refrigeran ditekan oleh kompresor agar memiliki tekanan yang tinggi. Proses penekanan ini secara otomatis membuat suhu campuran menjadi sangat panas, sehingga panas tersebut harus dibuang terlebih dahulu melalui *Cooler* (E-322) menggunakan media pendingin luar hingga mencapai $-175\text{ }^{\circ}\text{C}$. Meskipun suhunya sudah turun, campuran refrigeran ini masih berada dalam tekanan tinggi. Tahap akhirnya, campuran tersebut dilewatkan melalui *valve* (K-312). Campuran yang sudah menjadi sangat dingin ini kemudian dialirkan kembali ke dalam *Coolbox* (E-320) untuk terus menyerap panas dari gas alam, sehingga siklus pencairan dapat terus berjalan.

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa dan Energi

Basis	: 1 jam (proses kontinyu)
Satuan massa	: kilogram (kg)
Satuan energi	: kilojoule (kJ)
Satuan suhu	: Celcius (°C)
Satuan tekanan	: bar
T ref	: 25 °C atau 298,15 K
P ref	: 1 bar
Kapasitas produksi	: 0,3486 MTPA (Million Ton Per Annum)
Bahan baku	: 50 MMSCFD (Million Standard Cubic Feet Day)

Tabel IV.1 Spesifikasi Gas Alam PT Petronas Jatim

Spesifikasi	Nilai	Satuan
<i>Specific Gravity</i>	0.697	-
Massa Molekul Relatif	20.2	kg/kgmol
Tekanan	35.0	bar
Temperatur	98.0	F
Density	1.2	lb/ft ³

IV.1.1 Neraca Massa

(1) Feed gas Alam

Tabel IV.2 Komposisi dan Massa Komponen *Feed Gas Alam*

Komponen	Mol Frac.	Mol (kmol/jam)	BM (kg/kgmol)	Massa (kg/jam)
Metana (C ₁)	0.8290	2054.4702	16.0429	32959.6604
Etana (C ₂)	0.0770	190.8253	30.0699	5738.0990
Propana (C ₃)	0.0470	116.4778	44.0970	5136.3218
i-Butana (iC ₄)	0.0100	24.7825	58.1240	1440.4587
n-Butana (nC ₄)	0.0110	27.2608	58.1240	1584.5046
i-Pentana (iC ₅)	0.0050	12.3913	72.1510	894.0415
n-Pentana (nC ₅)	0.0030	7.4348	72.1510	536.4249
Hexana (C ₆₊)	0.0020	4.9565	86.1779	427.1410
Karbondioksida (CO ₂)	0.0070	17.3478	44.0097	763.4696
Nitrogen (N ₂)	0.0070	17.3478	28.0130	485.9628
H ₂ O	0.0020	4.9565	18.0151	89.2919
Total	1.0000	2478.2512		50055.3761

(2) Mixer to Dehydration

Tabel IV.3 Neraca Massa Mixer to Dehydration (M-110)

Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <1>	xi	Laju Alir (kg/jam)	1	Arus <2>	xi	Laju Alir (kg/jam)
	CH ₄	0.6585	32959.6604		CH ₄	0.6585	33291.5327
	C ₂ H ₆	0.1146	5738.0990		C ₂ H ₆	0.1146	5795.8762
	C ₃ H ₈	0.1026	5136.3218		C ₃ H ₈	0.1026	5188.0396
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1440.4587		i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1454.9628
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1584.5046		n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1600.4590
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	894.0415		i-C ₅ H ₁₂	0.0179	903.0437
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	536.4249		n-C ₅ H ₁₂	0.0107	541.8262
	C ₆ H ₁₄	0.0085	427.1410		C ₆ H ₁₄	0.0085	431.4419
	CO ₂	0.0153	763.4696		CO ₂	0.0153	771.1546
	N ₂	0.0097	485.9628		N ₂	0.0097	490.8559
	H ₂ O	0.0018	89.2919		H ₂ O	0.0018	89.8845
	Total	1.0000	50055.3761		Total	1.0000	50559.0769
2	Arus <24>	xi	Laju Alir (kg/jam)				
	CH ₄	0.6596	332.2595				
	C ₂ H ₆	0.1148	57.8446				
	C ₃ H ₈	0.1028	51.7782				
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	14.5210				
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	15.9731				
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	9.0126				
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	5.4076				
	C ₆ H ₁₄	0.0085	4.3059				
	CO ₂	0.0153	7.6964				
	N ₂	0.0097	4.8989				
	H ₂ O	0.0000	0.0030				
	Total	1.0000	503.7008				
Total			50559.0769	Total		50559.0769	

(3) Dehydration Column (D-120 A/B/C)

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

Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <2>	xi	Laju Alir (kg/jam)	1	Column	xi	Laju Alir (kg/jam)

	CH ₄	0.6585	33291.9199		CH ₄	0.0000	0.0000
	C ₂ H ₆	0.1146	5795.9436		C ₂ H ₆	0.0000	0.0000
	C ₃ H ₈	0.1026	5188.1000		C ₃ H ₈	0.0000	0.0000
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1454.9797		i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1600.4777		n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	903.0542		i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	541.8325		n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
	C ₆ H ₁₄	0.0085	431.4469		C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
	CO ₂	0.0153	771.1660		CO ₂	0.0000	0.0000
	N ₂	0.0097	490.8616		N ₂	0.0000	0.0000
	H ₂ O	0.0018	89.2949		H ₂ O	1.0000	89.2949
	Total	1.0000	50559.0769		Total	1.0000	89.2949
			2	Arus <3>	xi	Laju Alir (kg/jam)	
				CH ₄	0.6596	33291.9199	
				C ₂ H ₆	0.1148	5795.9436	
				C ₃ H ₈	0.1028	5188.1000	
				i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1454.9797	
				n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1600.4777	
				i-C ₅ H ₁₂	0.0179	903.0542	
				n-C ₅ H ₁₂	0.0107	541.8325	
				C ₆ H ₁₄	0.0085	431.4469	
				CO ₂	0.0153	771.1660	
				N ₂	0.0097	490.8616	
				H ₂ O	0.0000	0.0000	
	Total	1.0000	50469.7820				
Total		50559.0769	Total		50559.0769		

(4) Splitting Point to Regeneration

Tabel IV.5 Neraca Massa Splitting Point to Regeneration

Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <3>	xi	Laju Alir (kg/jam)	1	Arus <4>	xi	Laju Alir (kg/jam)
	CH ₄	0.6596	33291.9199		CH ₄	0.65964	32959.0007
	C ₂ H ₆	0.1148	5795.9436		C ₂ H ₆	0.11484	5737.9841
	C ₃ H ₈	0.1028	5188.1000		C ₃ H ₈	0.10280	5136.2190
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1454.9797		i-C ₄ H ₁₀	0.02883	1440.4299
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1600.4777		n-C ₄ H ₁₀	0.03171	1584.4729
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	903.0542		i-C ₅ H ₁₂	0.01789	894.0236

	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	541.8325		n-C ₅ H ₁₂	0.01074	536.4142
	C ₆ H ₁₄	0.0085	431.4469		C ₆ H ₁₄	0.00855	427.1324
	CO ₂	0.0153	771.1660		CO ₂	0.01528	763.4544
	N ₂	0.0097	490.8616		N ₂	0.00973	485.9530
	H ₂ O	0.0000	0.0000		H ₂ O	0.00000	0.0000
	Total	1.0000	50469.7820		Total	1.00000	49965.0842
				2	Arus <18>	xi	Laju Alir (kg/jam)
					CH ₄	0,6596	332,9192
					C ₂ H ₆	0,1148	57,9594
					C ₃ H ₈	0,1028	51,8810
					i-C ₄ H ₁₀	0,0288	14,5498
					n-C ₄ H ₁₀	0,0317	16,0048
					i-C ₅ H ₁₂	0,0179	9,0305
					n-C ₅ H ₁₂	0,0107	5,4183
					C ₆ H ₁₄	0,0085	4,3145
					CO ₂	0,0153	7,7117
					N ₂	0,0097	4,9086
					H ₂ O	0,0000	0,0000
	Total	1,0000	504,6978				
Total		50469.7820	Total		50469.7820		

(5) Molecular Sieve Regeneration

Tabel IV.6 Neraca Massa Molecular Sieve Regeneration

1	Arus <19>	xi	Laju Alir (kg/jam)	1	Arus <20>	xi	Laju Alir (kg/jam)
	CH ₄	0.6596	332.9192		CH ₄	0.5605	332.9192
	C ₂ H ₆	0.1148	57.9594		C ₂ H ₆	0.0976	57.9594
	C ₃ H ₈	0.1028	51.8810		C ₃ H ₈	0.0873	51.8810
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	14.5498		i-C ₄ H ₁₀	0.0245	14.5498
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	16.0048		n-C ₄ H ₁₀	0.0269	16.0048
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	9.0305		i-C ₅ H ₁₂	0.0152	9.0305
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	5.4183		n-C ₅ H ₁₂	0.0091	5.4183
	C ₆ H ₁₄	0.0085	4.3145		C ₆ H ₁₄	0.0073	4.3145
	CO ₂	0.0153	7.7117		CO ₂	0.0130	7.7117
	N ₂	0.0097	4.9086		N ₂	0.0083	4.9086
	H ₂ O	0.0000	0.0000		H ₂ O	0.1503	89.2949
	Total	1.0000	504.6978		Total	1.0000	593.9927

2	Mol. Sieve	xi	Laju Alir (kg/jam)		
	CH ₄	0.0000	0.0000		
	C ₂ H ₆	0.0000	0.0000		
	C ₃ H ₈	0.0000	0.0000		
	i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000		
	n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000		
	i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000		
	n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000		
	C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000		
	CO ₂	0.0000	0.0000		
	N ₂	0.0000	0.0000		
	H ₂ O	1.0000	89.2949		
	Total	1.0000	89.2949		
Total			593.9927	Total	593.9927

(6) Knock Out Drum (F-140)

Tabel IV.7 Neraca Massa Knock Out Water Drum (F-140)

Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <22>	xi	laju alir (kg/jam)	1	Arus <23>	xi	laju alir (kg/jam)
	CH ₄	0.5605	332.9192		CH ₄	0.65889	332.9192
	C ₂ H ₆	0.0976	57.9594		C ₂ H ₆	0.11471	57.9594
	C ₃ H ₈	0.0873	51.8810		C ₃ H ₈	0.10268	51.8810
	i-C ₄ H ₁₀	0.0245	14.5498		i-C ₄ H ₁₀	0.02880	14.5498
	n-C ₄ H ₁₀	0.0269	16.0048		n-C ₄ H ₁₀	0.03168	16.0048
	i-C ₅ H ₁₂	0.0152	9.0305		i-C ₅ H ₁₂	0.01787	9.0305
	n-C ₅ H ₁₂	0.0091	5.4183		n-C ₅ H ₁₂	0.01072	5.4183
	C ₆ H ₁₄	0.0073	4.3145		C ₆ H ₁₄	0.00854	4.3145
	CO ₂	0.0130	7.7117		CO ₂	0.01523	7.6940
	N ₂	0.0083	4.9086		N ₂	0.00971	4.9083
	H ₂ O	0.1503	89.2949		H ₂ O	0.00118	0.5948
	Total	1.00000	593.9927		Total	1.00000	505.2746
				2	to KO Drum	xi	laju alir (kg/jam)
					CH ₄	0.0000	0.0000
					C ₂ H ₆	0.0000	0.0000
					C ₃ H ₈	0.0000	0.0000

		i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
		n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
		i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
		n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
		C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
		CO ₂	0.0002	0.0177
		N ₂	0.0000	0.0003
		H ₂ O	0.9998	88.7001
		Total	1.0000	88.7182
Total	593.9927	Total	593.9927	

(7) Deethanizer Column (D-230)

Tabel IV.8 Neraca Massa Deethanizer Column (D-230)

Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <6>	xi	laju alir (kg/jam)	1	Arus <9>	xi	laju alir (kg/jam)
	CH ₄	0.6596	32959.0007		CH ₄	0.8251	32959.0007
	C ₂ H ₆	0.1148	5737.9841		C ₂ H ₆	0.1432	5720.7712
	C ₃ H ₈	0.1028	5136.2190		C ₃ H ₈	0.0004	15.4095
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1440.4299		i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0018
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1584.4729		n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0001
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	894.0236		i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	536.4142		n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
	C ₆ H ₁₄	0.0085	427.1324		C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
	CO ₂	0.0153	763.4544		CO ₂	0.0191	763.3014
	N ₂	0.0097	485.9530		N ₂	0.0122	485.9530
	H ₂ O	0.0000	0.0000		H ₂ O	0.0000	0.0000
Total		1.0000	49965.0842	Total		1.0000	39944.4378
				2	Arus <28>	xi	laju alir (kg/jam)
					CH ₄	0.0000	0.0000
					C ₂ H ₆	0.0017	17.2129
					C ₃ H ₈	0.5110	5120.8094
					i-C ₄ H ₁₀	0.1437	1440.4281
					n-C ₄ H ₁₀	0.1581	1584.4728
					i-C ₅ H ₁₂	0.0892	894.0236
					n-C ₅ H ₁₂	0.0535	536.4142
					C ₆ H ₁₄	0.0426	427.1324
					CO ₂	0.0000	0.1529

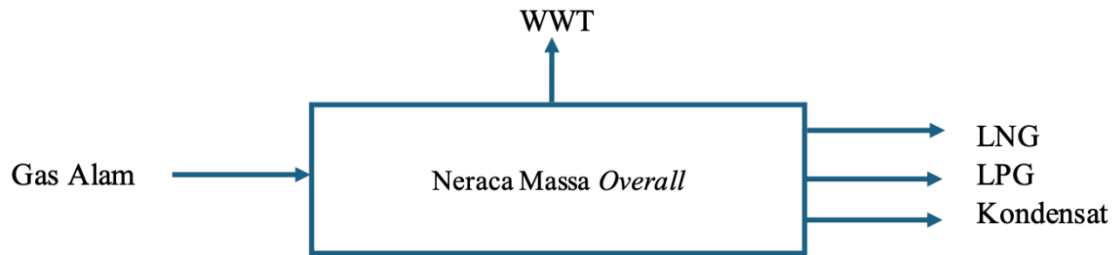
		N ₂	0.0000	0.0000
		H ₂ O	0.0000	0.0000
		Total	1.0000	10020.6464
Total	49965.08	Total	49965.0842	

(8) Debutanizer Column (D-231)

Tabel IV.9 Neraca Massa Molecular Debutanizer Column (D-231)

Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <29>	xi	laju alir (kg/jam)	1	Arus <31>	xi	laju alir (kg/jam)
	CH ₄	0.0000	0.0000		CH ₄	0.0000	0.0000
	C ₂ H ₆	0.0017	17.2129		C ₂ H ₆	0.0021	17.2129
	C ₃ H ₈	0.5110	5120.8094		C ₃ H ₈	0.6275	5120.8094
	i-C ₄ H ₁₀	0.1437	1440.4281		i-C ₄ H ₁₀	0.1765	1440.3791
	n-C ₄ H ₁₀	0.1581	1584.4728		n-C ₄ H ₁₀	0.1936	1579.7192
	i-C ₅ H ₁₂	0.0892	894.0236		i-C ₅ H ₁₂	0.0003	2.6809
	n-C ₅ H ₁₂	0.0535	536.4142		n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0653
	C ₆ H ₁₄	0.0426	427.1324		C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
	CO ₂	0.0000	0.1529		CO ₂	0.0000	0.1529
	N ₂	0.0000	0.0000		N ₂	0.0000	0.0000
	H ₂ O	0.0000	0.0000		H ₂ O	0.0000	0.0000
	Total	1.0000	10020.6464		Total	1.0000	8161.0197
				2	Arus <36>	xi	laju alir (kg/jam)
					CH ₄	0.0000	0.0000
					C ₂ H ₆	0.0000	0.0000
					C ₃ H ₈	0.0000	0.0000
					i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0490
					n-C ₄ H ₁₀	0.0026	4.7536
					i-C ₅ H ₁₂	0.4793	891.3427
					n-C ₅ H ₁₂	0.2884	536.3489
					C ₆ H ₁₄	0.2297	427.1324
					CO ₂	0.0000	0.0000
					N ₂	0.0000	0.0000
					H ₂ O	0.0000	0.0000
					Total	1.0000	1859.6266
Total		10020.6464		Total		10020.6464	

IV.1.2 Neraca Massa Overall dan Spesifikasi Produk



Tabel IV.10 Neraca Massa Overall

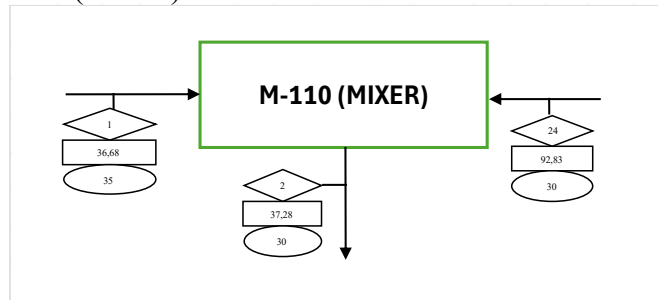
Inlet Stream		Outlet Stream	
Keterangan	Laju Alir (kg/jam)	Keterangan	Laju Alir (kg/jam)
Feed Gas Alam <1>	50559.0769	LNG	39944.4378
		LPG	8161.0197
		Kondensat	1859.6266
		WWT	593.9927
Total	50559.0769	Total	50559.0769

Tabel IV.11 Spesifikasi Produk

Parameter	Satuan	Hasil Produk
Produk LNG		
HHV	kJ/Sm ³	44196.77
LHV	kJ/Sm ³	40135.12
Wobbe Index	Btu/scf	1339
Produk LPG		
C2	%vol	0.2109
C3 & C4	%vol	99.7536
C5+	%vol	0.0337
Produk Kondensat		
Specific Gravity	-	2.59

IV.1.3 Neraca Energi

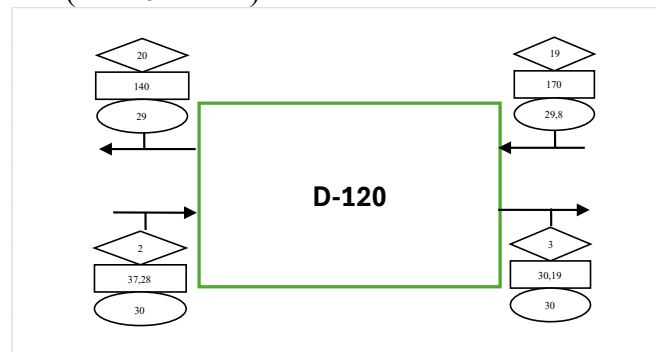
(1) Mixer to Dehydration (M-110)



Tabel IV.12 Neraca Energi Mixer to Dehydration (M-110)

Mixer to Dehydration (M-110)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₁	-	199,592,120.82	H₂	-	201,530,194.92
H₂₁	-	1,938,074.10			
TOTAL	-	201,530,194.92	TOTAL	-	201,530,194.92

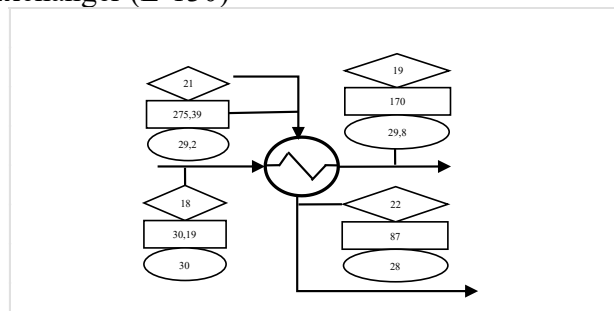
(2) Dehydration Column (D-120 A/B/C)



Tabel IV.13 Neraca Energi Dehydration Column (D-120 A/B/C)

Dehydration Column (D-120)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₂	-	201,530,194.92	H₃	-	201,084,318.08
H₁₉	-	1,828,561.01	H₂₀	-	2,274,437.86
TOTAL	-	203,358,755.94	TOTAL	-	203,358,755.94

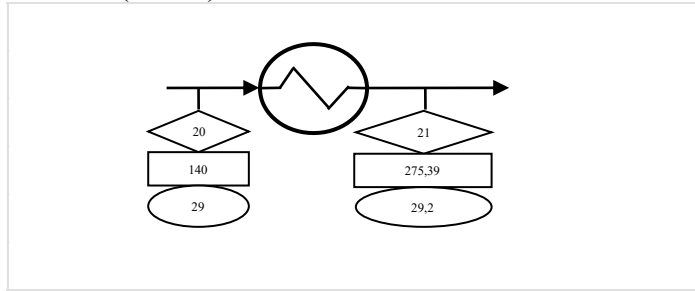
(3) Regenerator Gas Exchanger (E-130)



Tabel IV.14 Neraca Energi Regenerator Gas Exchanger (E-130)

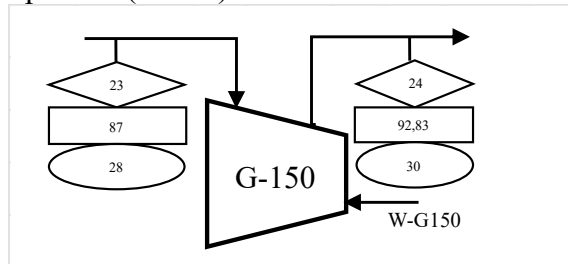
Regenerator Gas Exchanger (E-130)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₁₈	-	2,010,754.83	H₁₉	-	1,828,561.01
H₂₁	-	1,767,097.37	H₂₂	-	1,949,291.19
TOTAL	-	3,777,852.20	TOTAL	-	3,777,852.20

(4) Regenerator Gas Heater (E-131)

**Tabel IV.15** Neraca Energi Regenerator Gas Heater (E-131)

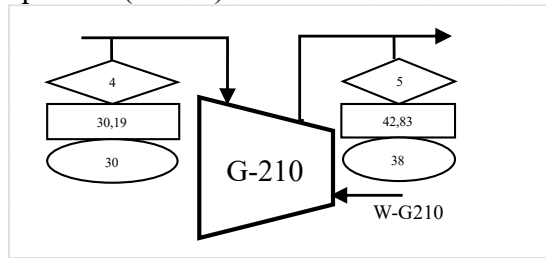
Regenerator Gas Heater (E-131)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₂₀	-	2,274,437.86	H₂₁	-	1,767,097.37
Q_{steam}		507,340.49			
TOTAL	-	1,767,097.37	TOTAL	-	1,767,097.37

(5) Regenerator Gas Compressor (G-110)

**Tabel IV.16** Neraca Energi Regenerator Gas Compressor (G-150)

Regenerator Gas Compressor (G-150)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₂₃	-	1,945,455.43	H₂₄	-	1,938,074.10
W-G₁₅₀		7,381.33			
TOTAL	-	1,938,074.10	TOTAL	-	1,938,074.10

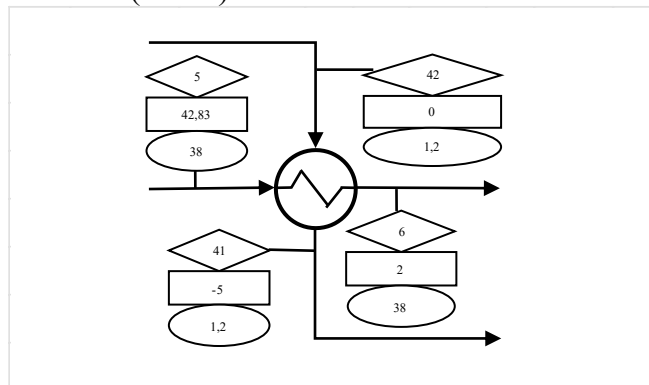
(6) Deethanizer Inlet Compressor (G-210)



Tabel IV.17 Neraca Energi Deethanizer Inlet (G-210)

Deethanizer Inlet Compressor (G-210)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₄	-	198,628,888.23	H₅	-	196,278,877.32
W-G₂₁₀		2,350,010.91			
TOTAL	-	196,278,877.32	TOTAL	-	196,278,877.32

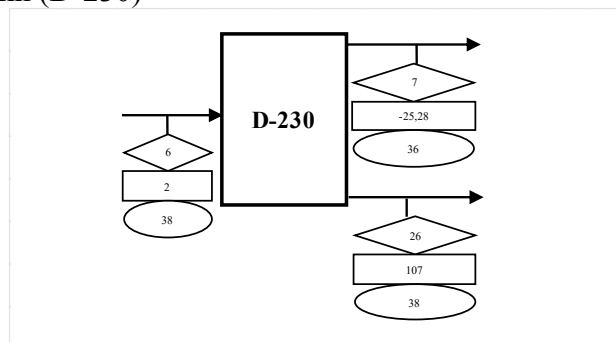
(7) Deethanizer Inlet Cooler (E-221)



Tabel IV.18 Neraca Energi Deethanizer Inlet Cooler (E-220)

Deethanizer Inlet Cooler (E-220)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₅	-	196,278,877.32	H₆	-	201,818,556.90
H₄₂	-	3,812,452,172.21	H₄₃	-	3,806,912,492.63
TOTAL	-	4,008,731,049.53	TOTAL	-	4,008,731,049.53

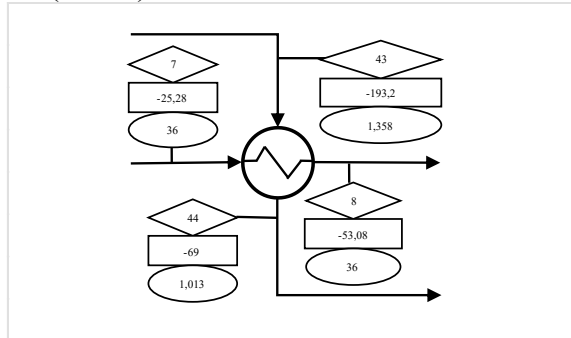
(8) Deethanizer Column (D-230)



Tabel IV.19 Neraca Energi Deethanizer Column (D-230)

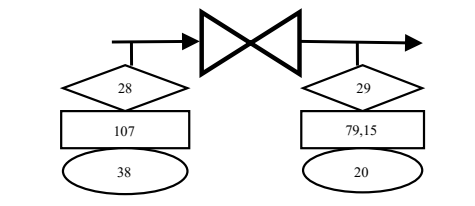
Deethanizer Column (D-230)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₆	-	201,818,556.90	H₇	-	180,745,689.93
Q_{E-222}		2,844,470.96	H₂₈	-	18,228,396.01
TOTAL	-	198,974,085.93	TOTAL	-	198,974,085.93

(9) Deethanizer Condenser (E-221)

**Tabel IV.20** Neraca Energi Deethanizer Condenser (E-221)

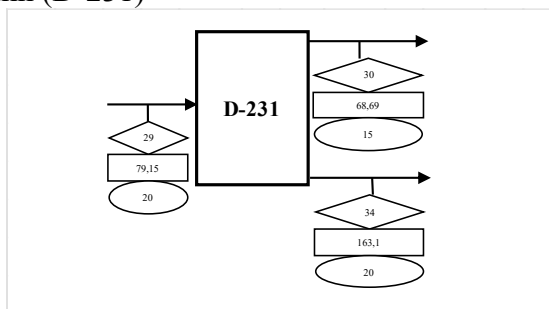
Deethanizer Condenser (E-221)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₇	-	180,745,689.93	H₈	-	182,577,836.19
H₄₄	-	1,832,563.32	H₄₅	-	417.06
TOTAL	-	182,578,253.25	TOTAL	-	182,578,253.25

(10) Debutanizer Inlet Valve (K-260)

**Tabel IV.21** Neraca Energi Debutanizer Inlet Valve (K-260)

Debutanizer Inlet Valve (K-260)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₂₈	-	18,228,396.01	H₂₉	-	18,228,396.01
TOTAL	-	18,228,396.01	TOTAL	-	18,228,396.01

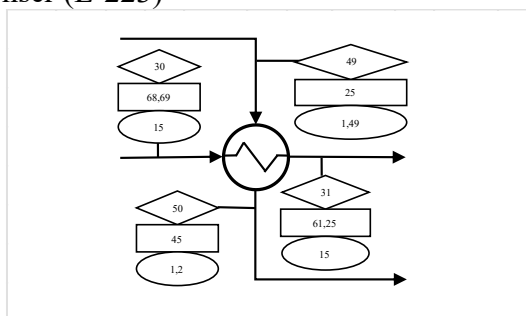
(11) Debutanizer Column (D-231)



Tabel IV.22 Neraca Energi Debutanizer Column (D-231)

Debutanizer Column (D-231)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₂₉	-	18,228,396.01	H₃₀	-	18,212,653.82
Q_{E-224}	-	3,301,798.14	H₃₄	-	3,317,540.33
TOTAL	-	21,530,194.14	TOTAL	-	21,530,194.14

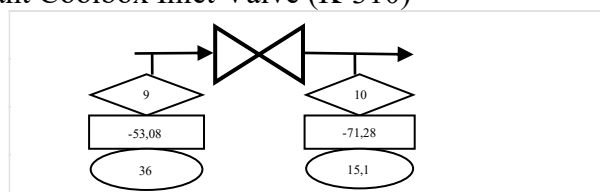
(12) Debutanizer Condenser (E-223)



Tabel IV.23 Neraca Energi Debutanizer Condenser (E-223)

Debutanizer Condenser (E-223)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₃₀	-	18,212,653.82	H₃₁	-	18,337,560.74
H₄₈	-	20,073,085.55	H₄₉	-	19,948,178.63
TOTAL	-	38,285,739.37	TOTAL	-	38,285,739.37

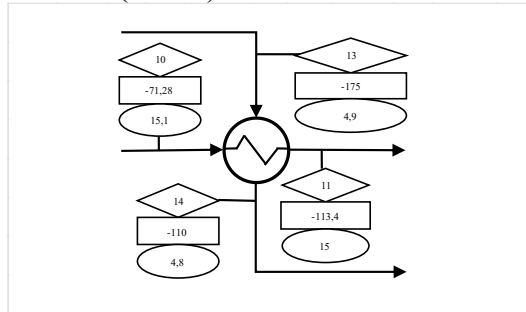
(13) Mixed Refrigerant Coolbox Inlet Valve (K-310)



Tabel IV.24 Neraca Energi Mixed Refrigerant Coolbox Inlet Valve (K-310)

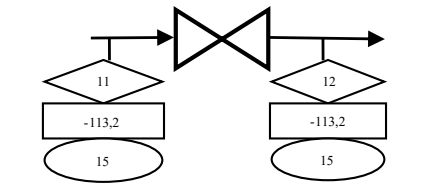
Mixed Refrigerant Coolbox Inlet Valve (K-310)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₉	-	182,577,836.19	H₁₀	-	182,577,836.19
TOTAL	-	182,577,836.19	TOTAL	-	182,577,836.19

(14) Mixed Refrigerant Coolbox (E-320)

**Tabel IV.25** Neraca Energi Mixed Refrigerant Coolbox (E-320)

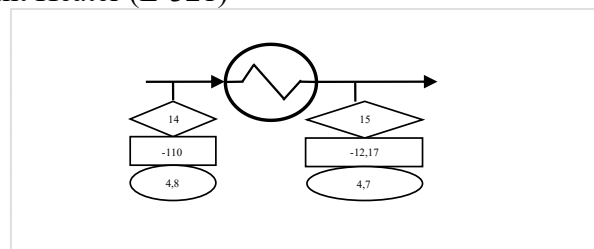
Mixed Refrigerant Coolbox (E-320)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₁₀	-	182,577,836.19	H₁₁	-	208,232,260.56
H₁₃	-	341,539,087.74	H₁₄	-	315,884,663.36
TOTAL	-	524,116,923.93	TOTAL	-	524,116,923.93

(15) LNG Product Valve (K-311)

**Tabel IV.26** Neraca Energi LNG Product Valve (K-311)

LNG Product Valve (K-311)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₁₁	-	208,232,260.56	H₁₂	-	208,232,260.56
TOTAL	-	208,232,260.56	TOTAL	-	208,232,260.56

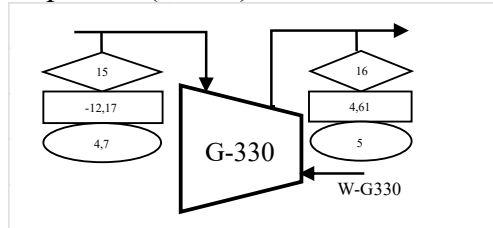
(16) Mixed Refrigerant Heater (E-321)



Tabel IV.27 Neraca Energi Mixed Refrigerant Heater (E-321)

Mixed Refrigerant Heater (E-321)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₁₄	-	315,884,663.36	H₁₅	-	268,652,094.35
Q_{steam}		47,232,569.02			
TOTAL	-	268,652,094.35	TOTAL	-	268,652,094.35

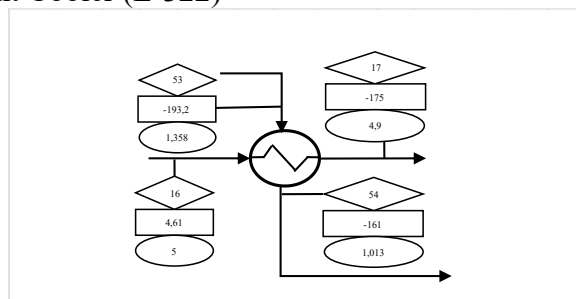
(17) Mixed Refrigerant Compressor (G-330)



Tabel IV.28 Neraca Energi Mixed Refrigerant Compressor (G-330)

Mixed Refrigerant Compressor (G-330)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₁₅	-	268,652,094.35	H₁₆	-	266,035,704.75
W-G₃₃₀		2,616,389.60			
TOTAL	-	266,035,704.75	TOTAL	-	266,035,704.75

(18) Mixed Refrigerant Cooler (E-322)



Tabel IV.29 Neraca Energi Mixed Refrigerant Cooler (E-322)

Mixed Refrigerant Cooler (E-322)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₁₆	-	266,035,704.75	H₁₇	-	341,539,087.74
H₅₂	-	75,538,687.33	H₅₃	-	35,304.33
TOTAL	-	341,574,392.08	TOTAL	-	341,574,392.08

IV.2 Kebutuhan Bahan Baku, Panas, dan Power

IV.2.1 Kebutuhan Bahan Baku

Kebutuhan bahan baku yang diperlukan pada pabrik *cluster* LNG dari gas alam adalah sebagai berikut.

Tabel IV.30 Daftar Kebutuhan Bahan Baku

Kebutuhan Bahan Baku			
No.	Nama Alat	Jumlah	Satuan
1	Gas Alam	14105520	MMBtu/th
2	Molecular Sieve	4918	kg/4th
3	Mixed Refrigerant	201560	kg/th
4	Nitrogen	48619	kg/th

Tabel IV.31 Komposisi Produk yang Dihasilkan

Produk Akhir LNG		
Komponen	%wt	laju alir (kg/jam)
CH ₄	0,8251	32958,6174
C ₂ H ₆	0,1432	5720,7047
C ₃ H ₈	0,0004	15,4094
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0018
CO ₂	0,0191	763,2901
N ₂	0,0122	485,9473
Total	1,0000	39943,9707
Produk Akhir LPG		
Komponen	%wt	laju alir (kg/jam)
C ₂ H ₆	0,0021	17,2127
C ₃ H ₈	0,6275	5120,7499
i-C ₄ H ₁₀	0,1765	1440,3624
n-C ₄ H ₁₀	0,1936	1579,7008
i-C ₅ H ₁₂	0,0003	2,6809
n-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0653
CO ₂	0,0000	0,1529
Total	1,0000	8160,9248
Produk Akhir Kondensat		
Komponen	%wt	laju alir (kg/jam)
n-C ₄ H ₁₀	0,0026	4,7536
i-C ₅ H ₁₂	0,0000	891,3323
n-C ₅ H ₁₂	0,0000	536,3427
C ₆ H ₁₄	0,4793	427,1275
CO ₂	0,2884	0,0000
N ₂	0,2297	0,0000
Total	0,0000	1859,6050

Tabel IV.32 Komposisi Limbah Cair yang Dihasilkan

To KO Drum <41>	xi	Laju Alir (kg/jam)
CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,0000	0,0000
i-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
n-C ₄ H ₁₀	0,0000	0,0000
i-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
n-C ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
C ₆ H ₁₄	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000
H ₂ O	1,0000	89,8845
Total	1,0000	89,8845

IV.2.2 Kebutuhan Panas

Kebutuhan panas pada pabrik *cluster* LNG dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel IV.33 Daftar Kebutuhan Panas Peralatan

Kebutuhan Panas				
No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)	Jumlah (kW)
1	Regenerator Gas Heater	E-131	167.716	0.0466
2	Deethanizer Reboiler	E-222	993.110	0.2759
3	Debutanizer Reboiler	E-224	1174.223	0.3262
4	Mixed Refrigerant Heater	E-321	17203.630	4.7788
Total (kg/jam)			19538.679	5.427

IV.2.3 Kebutuhan Power

Kebutuhan power peralatan pada pabrik *cluster* LNG dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel IV.34 Daftar Kebutuhan Power Peralatan

Kebutuhan Power				
No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kJ/jam)	Jumlah (kW)
1	Regenerator Dehydration Compressor	G-150	45,604.606	12.668
2	Dehydration Compressor	G-210	236,654,636.462	65,737.404
3	MR Compressor	G-330	4,872,152.827	1,353.376

Total (kg/jam)	241,572,393.895	67,103.448
-----------------------	------------------------	-------------------

IV.2.4 Kebutuhan Utilitas Air dan *Steam*

Tabel IV.35 Daftar Kebutuhan Utilitas Air

Kebutuhan Air			
No.	Nama Alat	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	Deethanizer Cooler	Chilled Water	2988666.983
2	Debutanizer Condenser	Cooling Water	1495.441
Total (kg/jam)			2990162.424

Tabel IV.36 Daftar Kebutuhan Utilitas *Steam*

Kebutuhan Steam			
No.	Nama Alat	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	Regenerator Gas Heater	HP Steam	167.716
2	Deethanizer Reboiler	LP Steam	993.110
3	Debutanizer Reboiler	LP Steam	1174.223
4	Mixed Refrigerant Heater	LP Steam	17203.630
Total (kg/jam)			19538.679

BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

V.1 Daftar Peralatan

Berdasarkan perancangan pabrik yang telah dilakukan, berikut merupakan daftar peralatan dan spesifikasi yang digunakan pada pabrik Cluster *Liquefied Natural Gas*.

(1) Dehydration Column (D-120)

Tabel V.1 Spesifikasi Alat *Dehydration Column* (D-120)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-120	
Fungsi	Untuk menyerap kandungan H ₂ O pada gas alam menggunakan metode adsorpsi dengan <i>molecular sieve</i>	
Tipe	Adsorption Column	
Laju Alir Massa H ₂ O (kg/jam)	89.2919	
Bahan	Stainless Steel Grade 316	
Jumlah	3	
Spesifikasi Packed		
Type Bulk	Molecular Sieve Zeolit Tipe 3A	
Bulk Density	650	kg/m3
Sorptive Capacity	0.22	kg/kg
Massa Adsorbent	8117.44	kg
Cycle Time	12	jam
Spesifikasi Column		
OD	2	m
ID	0.69	m
Tebal Shell (ts)	0.0508	m
Tebal Tutup Atas (t _{ha})	0.05	m
Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	0.05	m
Tinggi Tutup	0.3	m
Tinggi Bed/Silinder	3.7	m
Straight Flange	0.1	m
Tinggi Total	4.7	m

(2) Regenerator Gas Exchanger (E-130)

Tabel V.2 Spesifikasi Alat *Regenerator Gas Exchanger* (E-130)

Spesifikasi		Keterangan	
Kode	:	E-130	
Fungsi	:	Menaikkan suhu <i>dry gas</i> sebelum regenerasi molecular sieve	

Tipe	:	Double Pipe Heat Exchanger				
Konfigurasi	:	1 series cold stream dan parallel hot stream				
Laju Alir Massa	:	1019.34	kg/jam			
Jumlah parallel(n)	:	2	buah			
T ₁	:	275.39	°C			
T ₂	:	87	°C			
t ₁	:	37.48	°C			
t ₂	:	170	°C			
Dimensi Alat dan Pressure Drop						
Spesifikasi		Simbol	Ukuran		Ukuran	
Dimensi Pipa						
Panjang Pipa		L	30.0	ft	9.15	m
Luas Permukaan Pipa		A	52.02	ft ²	4.84	m ²
Clean Overall Coefficient		U _c	26.74	Btu/(hr)(ft ²)(°F)		
Design Overall Coefficient		U _d	23.1875382	Btu/(hr)(ft ²)(°F)		
Fouling Factor		R _d	0.005725734			
Jumlah hairpin		hairpin	2			
Dimensi Annulus						
Ukuran Pipa		IPS	2.5	in	0.07	m
Schedule Number		Sch	40			
Diameter luar		OD	2.88	in	0.08	m
Diameter dalam		ID	2.469	in	0.07	m
Pressure drop		ΔPa	0.02	psi		
Dimensi Inner Pipe						
Ukuran Pipa		IPS	1.25	in	0.04	m
Schedule Number		Sch	40			
Diameter luar		OD	1.66	in	0.05	m
Diameter dalam		ID	1.38	in	0.04	m
Pressure drop		ΔPa	0.003	psi		

(3) Regenerator Gas Heater (E-131)

Tabel V.3 Spesifikasi Alat *Regenerator Gas Heater* (E-131)

Spesifikasi		Keterangan
Kode	:	E-131
Fungsi	:	Sebagai sumber panas utama untuk menaikkan suhu dry gas regenerasi
Tipe	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>

Konfigurasi	:	1 series cold stream dan n parallel hot stream				
Laju Alir Massa	:	682.36	kg/jam			
Jumlah parallel(n)	:	2	buah			
T ₁	:	300	°C			
T ₂	:	300	°C			
t ₁	:	140	°C			
t ₂	:	275.39	°C			
Dimensi Alat dan Pressure Drop						
Spesifikasi	Simbol	Ukuran		Ukuran		
Dimensi Pipa						
Panjang Pipa	L	48.0	ft	14.64	m	
Luas Permukaan Pipa	A	160.224	ft ²	14.89	m ²	
Clean Overall Coefficient	Uc	66.70	Btu/(hr)(ft ²)(°F)			
Design Overall Coefficient	Ud	60.458416	Btu/(hr)(ft ²)(°F)			
Fouling Factor	Rd	0.001548				
Jumlah hairpin	hairpin	2.0				
Dimensi Annulus						
Ukuran Pipa	IPS	2	in	0.06	m	
Schedule Number	Sch	80				
Diameter luar	OD	2.38	in	0.07	m	
Diameter dalam	ID	1.939	in	0.05	m	
Pressure drop	ΔPa	0.039	psi			
Dimensi Inner Pipe						
Ukuran Pipa	IPS	1.25	in	0.04	m	
Schedule Number	Sch	40				
Diameter luar	OD	1.66	in	0.05	m	
Diameter dalam	ID	1.38	in	0.04	m	
Pressure drop	ΔPa	0.074	psi			

(4) Knock Out Water Drum (F-140)

Tabel V.4 Spesifikasi Alat *Knock Out Water Drum* (F-140)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-140
Fungsi	Untuk memisahkan air dari gas alam recovery hasil regeneration dehydration unit
Tipe	Flash Separator
Laju Alir Massa (kg/jam)	514.6454

Bahan	SA 283 Grade C		
Jumlah	1		
Spesifikasi Tower			
	OD	1.02	m
	ID	1.00	m
	Tebal Shell (ts)	0.01	m
	Tebal Tutup Atas (t _{ha})	0.01	m
	Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	0.01	m
	Tekanan operasi	28.00	bar
	Tinggi Tutup Atas	0.03	m
	Tinggi Tutup Bawah	0.03	m
	Tinggi Silinder	0.71	m
	Tinggi Kolom	0.87	m

(5) Regenerator Gas Compressor (G-150)

Tabel V.5 Spesifikasi Alat *Regenerator Gas Compressor* (G-150)

Spesifikasi		Keterangan	
Kode		G-150	
Fungsi		Untuk menaikkan tekanan hasil recovery	
Tipe		Diaphragm Compressor (Reciprocating)	
Laju Alir Massa (kg/jam)		504.69	
Jumlah		1	
Suction			
S	Temperature	80	°C
	Pressure	28	bar
Discharge			
D	Temperature	85.85	°C
	Pressure	30	bar
Spesifikasi Compressor			
	Jumlah Stage	1.29	
	Casing	Cast Steel	
	Shaft	Carbon Steel (AISI-C1405)	
	Piston	Cast Steel	
	Diphargm	Uncooled, Cast Iron	
	Efisiensi	70.00%	
	Power	0.33	kW
	Cylinder Selection	0.5	cfm

(6) Deethanizer Inlet Compressor (G-210)

Tabel V.6 Spesifikasi Alat *Deethanizer Inlet Compressor* (G-210)

Spesifikasi		Keterangan	
Kode		G-210	
Fungsi		Untuk menaikkan tekanan gas alam sebelum masuk ke deethanizer	
Tipe		Diaphragm Compressor (Reciprocating)	
Laju Alir Massa (kg/jam)		49966.06	
Jumlah		1	
Suction			
S	Temperature	37.78	°C
	Pressure	30	bar
Discharge			
D	Temperature	50.30	°C
	Pressure	38	bar
Spesifikasi Compressor			
	Jumlah Stage	1.36	
	Casing	Cast Steel	
	Shaft	Carbon Steel (AISI-C1405)	
	Piston	Cast Steel	
	Diphargm	Uncooled, Cast Iron	
	Efisiensi	70.00%	
	Power	55.46	kW
	Cylinder Selection	48.2	cfm

(7) Deethanizer Inlet Cooler (E-220)

Tabel V.7 Spesifikasi Alat *Deethanizer Inlet Cooler* (E-220)

Spesifikasi		Keterangan		
Kode		E-220		
Fungsi		Untuk menurunkan suhu <i>dry gas</i>		
Tipe		Cooler, 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger		
Suhu Masuk	Aliran (5)	=	42.83	°C
	Aliran (41)	=	-5	°C
Suhu Keluar	Aliran (6)	=	2	°C
	Aliran (42)	=	0	°C
Ketentuan		Rd	=	0.0030

	ΔP Liquid	=	10	psia		
	ΔP gas	=	2	psia		
Shell	ID	=	25	in	0.635	m
	Baffle	=	5	in	0.127	m
	Passes	=	2			
	ΔP	=	0.577	psia		
Tube	OD	=	0.75	in	0.019	m
	ID	=	0.652	in	0.017	m
	BWG	=	18			
	Pitch	=	0.9375	in	0.024	m
	Panjang	=	12	ft	3.658	m
	Jumlah	=	468			
	Passes	=	4			
	ΔP	=	1.66	psia		
Rd	Rd	=	0.0033			
Luas Area	A	=	2104.75	ft ²	195.53778	m ²
Jumlah		=	2	buah		

(8) Deethanizer Column (D-230)

Tabel V.8 Spesifikasi Alat *Deethanizer Column* (D-230)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode	D-230				
Fungsi	Untuk memisahkan metana dan etana				
Tipe	Sieve Tray Distillation				
Laju Alir Massa (kg/jam)	49964.50				
Bahan	SA 353 Low Alloy Steel				
Jumlah	1				
Spesifikasi Plate					
	Type of tray	Cross Flow Sieve Tray			
	Tray spacing	22	in	0.550	m
	Active area	4.0230	ft ²	0.374	m ²
	Hole area	0.5835	ft ²	0.054	m ²
	Downcomer area	0.4807	ft ²	0.045	m ²
	Hole/Tower area	0.083			
	Hole/Active area	0.145			
	Hole size	0.8619	ft	0.263	m
	Weir Length	1.9500	ft	0.594	m

	Weir Height	2	in	0.051	m
	Number of tray	23	(Hysys)		
Spesifikasi Kolom					
	OD	3.1667	ft	0.965	m
	ID	3.13	ft	0.953	m
	Tebal Shell (ts)	0.25	in	0.006	m
	Tebal Tutup Atas (t_{ha})	1.38	in	0.035	m
	Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	1.38	in	0.035	m
	Tinggi Total	85.6	ft	26.080	m

(9) Deethanizer Condenser (E-221)

Tabel V.9 Spesifikasi Alat *Deethanizer Condenser* (E-221)

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-221					
Fungsi	Untuk mengubah fasa gas menjadi liquid top product deethanizer (LNG)					
Tipe	Cooler, 1,2 Shell and Tube Heat Exchanger					
Suhu Masuk	Aliran (7)	=	-25.28	°C		
	Nitrogen	=	-193.2	°C		
Suhu Keluar	Aliran (8)	=	-53.08	°C		
	Nitrogen	=	-69	°C		
Ketentuan	Rd	=	0.002			
	ΔP Liquid	=	10	psi		
	ΔP gas	=	2	psi		
Shell	ID	=	17.25	in	0.438	m
	Baffle	=	3.45	in	0.088	m
	Passes	=	1			
	ΔP	=	0,015	psia		
Tube	OD	=	0.75	in	0.019	m
	ID	=	0.652	in	0.017	m
	BWG	=	18			
	Pitch	=	0.9375	in	0.024	m
	Panjang	=	8	ft	2,438	m
	Jumlah	=	224			
	Passes	=	2			
	ΔP	=	0.24	psi		
Rd	Rd	=	0.0025			

Luas Area	A	=	330.19	ft ²	30.676	m
Jumlah		=	1	buah		

(10) Deethanizer Accumulator (F-240)

Tabel V.10 Spesifikasi Alat *Deethanizer Accumulator* (F-240)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode	F-423				
Fungsi	Untuk menampung liquid hasil kondensasi E-221				
Tipe	Tangki Silinder, Horizontal				
Laju Alir Massa (kg/jam)	56363.17				
Bahan	Carbon Steel SA 283 Grade C				
Jumlah	1				
Spesifikasi Tower					
	Diameter	9.50	ft	2.896	m
	Tebal Shell (ts)	0.4375	in	0.011	m
	Tipe Tutup	Elliptical Dished Head			
	Tebal Tutup Atas (t _{ha})	1.61	ft	0.489	m
	Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	1.61	ft	0.489	m
	Tinggi Liquid	8.65	ft	2.636	m
	Tinggi Total	17.3	ft	5.271	m

(11) Deethanizer Pump (L-250)

Tabel V.11 Spesifikasi Alat *Deethanizer Pump* (L-250)

Spesifikasi	Keterangan				
Kode	L-250				
Fungsi	Untuk memompa fluida reflux hasil kondensasi				
Tipe	Centrifugal Pump				
Laju Alir Massa (kg/jam)	10314.83				
Material	Carbon Steel				
Jumlah	1				
Spesifikasi Motor					
	Suction Pressure	36.00	bar		
	Discharge Pressure	38.00	bar		
	OD Pipa	4.50	in	0.114	m
	ID Pipa	4.03	in	0.102	m
	Material Pipa	Carbon Steel Grade B			
	Daya Pompa	3.57	hP	2.665	kW

(12) Deethanizer Reboiler (E-222)

Tabel V.12 Spesifikasi Alat *Deethanizer Reboiler* (E-222)

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-221					
Fungsi	Untuk memanaskan kembali bottom product kolom deethanizer					
Tipe	Reboiler, 1,4 Shell and Tube Heat Exchanger					
Suhu Masuk	LP Steam	=	200	°C		
	Aliran (64)	=	94.37	°C		
Suhu Keluar	LP Steam	=	200	°C		
	Aliran (66)	=	107	°C		
Ketentuan	Rd	=	0.0025			
	ΔP Liquid	=	10	psi		
	ΔP gas	=	2	psi		
Shell	ID	=	10	in	0.254	m
	Baffle	=	2	in	0.051	m
	Passes	=	1			
	ΔP	=	0.015	psi		
Tube	OD	=	0.75	in	0.019	m
	ID	=	0.482	in	0.012	m
	BWG	=	10			
	Pitch	=	0.94	in	0.024	m
	Panjang	=	18	ft	5.486	m
	Jumlah	=	47			
	Passes	=	4			
	ΔP	=	7.005	psi		
Rd	Rd	=	0.0026			
Luas Area	A	=	151.01	ft²	14.030	m
Jumlah		=	1	buah		

(13) Debutanizer Column (D-231)

Tabel V.13 Spesifikasi Alat *Debutanizer Column* (D-231)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-231
Fungsi	Untuk memisahkan propane dan butane dari kondensat (C5+)
Tipe	Sieve Tray Distillation
Laju Alir Massa (kg/jam)	10020.51

Bahan		SA 353 Low Alloy Steel			
Jumlah		1			
Spesifikasi Plate					
	Type of tray	Cross Flow Sieve Tray			
	Tray spacing	24	in	0.610	m
	Active area	4.02	ft ²	0.374	m ²
	Hole area	0.58	ft ²	0.054	m ²
	Downcomer area	0.48	ft ²	0.045	m ²
	Hole/Tower area	0.083			
	Hole/Active area	0.145			
	Hole size	0.86	ft	0.263	m
	Weir Length	1.95	ft	0.594	m
	Weir Height	2	in	0.051	m
	Number of tray	28	(Hysys)		
Spesifikasi Tower					
	OD	3.17	ft	0.965	m
	ID	3.14	ft	0.956	m
	Tebal Shell (ts)	0.19	in	0.005	m
	Tebal Tutup Atas (t _{ha})	1.00	in	0.025	m
	Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	1.00	in	0.025	m
	Tinggi Total	96.3	ft	29.362	m

(14) Debutanizer Condenser (E-223)

Tabel V.14 Spesifikasi Alat *Debutanizer Condenser* (E-223)

Spesifikasi		Keterangan	
Kode	:	E-223	
Fungsi	:	Untuk mengubah fasa gas menjadi liquid top product debutanizer	
Tipe	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Konfigurasi	:	1 series cold stream dan n parallel hot stream	
Laju Alir Massa	:	9652.60	kg/jam
Jumlah parallel(n)	:	3	buah
T ₁	:	68.69	°C
T ₂	:	61.25	°C
t ₁	:	25.00	°C
t ₂	:	45.00	°C
Dimensi Alat dan Pressure Drop			

Spesifikasi	Simbol	Ukuran		Ukuran	
Dimensi Pipa					
Panjang Pipa	L	24.000	ft	7.320	m
Luas Permukaan Pipa	A	137.928	ft ²	12.820	m ²
<i>Clean Overall Coefficient</i>	Uc	32.923	Btu/(hr)(ft ²)(°F)		
<i>Design Overall Coefficient</i>	Ud	28.972	Btu/(hr)(ft ²)(°F)		
<i>Fouling Factor</i>	Rd	0.004			
Jumlah <i>hairpin</i>	<i>hairpin</i>	1			
Dimensi Annulus					
Ukuran Pipa	IPS	4	in	0.11	m
<i>Schedule Number</i>	Sch	40			
Diameter luar	OD	4.5	in	0.12	m
Diameter dalam	ID	4.026	in	0.11	m
<i>Pressure drop</i>	ΔPa	0.22	psi		
Dimensi <i>Inner Pipe</i>					
Ukuran Pipa	IPS	3	in	0.08	m
<i>Schedule Number</i>	Sch	40			
Diameter luar	OD	3.5	in	0.09	m
Diameter dalam	ID	3.068	in	0.08	m
<i>Pressure drop</i>	ΔPa	0.025	psi		

(15) Debutanizer Accumulator (F-241)

Tabel V.15 Spesifikasi Alat *Debutanizer Accumulator* (F-241)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode		F-433			
Fungsi		Untuk menampung liquid hasil kondensasi E-432			
Tipe		Tangki Silinder, Horizontal			
Laju Alir Massa (kg/jam)		16313.34			
Bahan		Carbon Steel SA 283 Grade C			
Jumlah		1			
Spesifikasi Tower					
	Diameter	6.5	ft	1.981	m
	Tebal Shell (ts)	0.25	in	0.006	m
	Tipe Tutup	Elliptical Dished Head			
	Tebal Tutup Atas (t _{ha})	1.10	ft	0.335	m
	Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	1.10	ft	0.335	m

Tinggi Liquid	5.79	ft	1.764	m
Tinggi Total	11.6	ft	3.527	m

(16) Debutanizer Pump (L-251)

Tabel V.16 Spesifikasi Alat *Debutanizer Pump* (L-251)

Spesifikasi	Keterangan				
Kode	L-251				
Fungsi	Untuk memompa fluida reflux hasil kondensasi				
Tipe	Centrifugal Pump				
Laju Alir Massa (kg/jam)	10314.83				
Material	Carbon Steel				
Jumlah	1				
Spesifikasi Motor					
	Suction Pressure	15.00	bar		
	Discharge Pressure	20.00	bar		
	OD Pipa	3.50	in	0.089	m
	ID Pipa	3.07	in	0.078	m
	Material Pipa	Carbon Steel Grade B			
	Daya Pompa	6.85	hP	5.109	kW

(17) Debutanizer Reboiler (E-225)

Tabel V.17 Spesifikasi Alat *Debutanizer Reboiler* (E-225)

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-225					
Fungsi	Untuk memanaskan kembali bottom product kolom debutanizer					
Tipe	Reboiler, 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger					
Suhu Masuk	LP Steam	=	175	°C		
	Aliran (34)	=	159.1	°C		
Suhu Keluar	LP Steam	=	175	°C		
	Aliran (36)	=	163.1	°C		
Ketentuan	Rd	=	0.003			
	Δ P Liquid	=	10	psi		
	Δ P gas	=	2	psi		
Shell	ID	=	19,25	in	0,489	m
	Baffle	=	2,8875	in	0,073	m
	Passes	=	2			

	ΔP	=	0.0003	psi		
Tube	OD	=	0,55	in	0,014	m
	ID	=	0,482	in	0,012	m
	BWG	=	10			
	Pitch	=	0.94	in	0.024	m
	Panjang	=	20	ft	6.096	m
	Jumlah	=	252			
	Passes	=	4			
	ΔP	=	0.03	psi		
Rd	Rd	=	0.01			
Luas Area	A	=	629,76	ft ²	58,507	m
Jumlah		=	1	buah		

(18) Mixed Refrigerant Coolbox (E-320)

Tabel V.18 Spesifikasi Alat *Mixed Refrigerant Coolbox* (E-320)

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-320					
Fungsi	Untuk menurunkan suhu LNG					
Tipe	Coolbox, 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger					
Suhu Masuk	Aliran (10)	=	-71.28	°C		
	Aliran (13)	=	-175	°C		
Suhu Keluar	Aliran (11)	=	-113.2	°C		
	Aliran (14)	=	-110	°C		
Ketentuan	Rd	=	0.002			
	ΔP Gas	=	2	psi		
	ΔP gas	=	2	psi		
Shell	ID	=	39	in	0.991	m
	Baffle	=	7.8			
	Passes	=	1			
	ΔP	=	0.01	psi		
Tube	OD	=	0.75	in	0.019	m
	ID	=	0.652	in	0.017	m
	BWG	=	18			
	Pitch	=	0.94	in	0.024	m
	Panjang	=	12	ft	3.658	m
	Jumlah	=	1330			
	Passes	=	2			

	ΔP	=	0.01	psi	
Rd	Rd	=	0.00		
Luas Area	A	=	6233.17	ft ²	579.081 m ²
Jumlah		=	2	buah	

(19) Mixed Refrigerant Heater (E-321)

Tabel V.19 Spesifikasi Alat *Mixed Refrigerant Heater* (E-321)

Spesifikasi	Keterangan				
Kode	E-321				
Fungsi	Untuk menukar suhu gas alam regenerasi				
Tipe	Heat Exchanger, 1,2 Shell and Tube Heat Exchanger				
Suhu Masuk	Aliran (51)	=	150	°C	
	Aliran (14)	=	-110	°C	
Suhu Keluar	Aliran (52)	=	150	°C	
	Aliran (15)	=	-12.17	°C	
Ketentuan	Rd	=	0.0015		
	ΔP Liquid	=	10	psi	
	ΔP gas	=	2	psi	
Shell	ID	=	21.25	in	0.540 m
	Baffle	=	4.25	in	0.108 m
	Passes	=	1		
	ΔP	=	0.12	psi	
Tube	OD	=	0.75	in	0.019 m
	ID	=	0.584	in	0.015 m
	BWG	=	14		
	Pitch	=	0.94	in	0.024 m
	Panjang	=	22	ft	6.706 m
	Jumlah	=	342		
	Passes	=	2		
	ΔP	=	0.55	psi	
Rd	Rd	=	0.0017		
Luas Area	A	=	1200.02	ft ²	111.486 m
Jumlah		=	1	buah	

(20) Mixed Refrigerant Compressor (G-330)

Tabel V.20 Spesifikasi Alat *Mixed Refrigerant Compressor* (G-330)

Spesifikasi		Keterangan	
Kode		G-330	
Fungsi		Untuk menaikkan tekanan MR Refrigerant dari 4.7 bar menjadi 5 bar	
Tipe		Centrifugal Compressor	
Laju Alir Massa (kg/jam)		107953.12	
Jumlah		1	
Suction			
S	Temperature	-7	°C
	Pressure	4.7	bar
Discharge			
D	Temperature	8.422163281	°C
	Pressure	5	bar
Spesifikasi Compressor			
	Jumlah Stage	1	
	Casing	Cast Steel	
	Shaft	Carbon Steel (AISI-C1405)	
	Piston	Cast Steel	
	Diphargm	Uncooled, Cast Iron	
	Efisiensi	70%	
	Power	184.87	kW
	Cylinder Selection	1570.6	cfm

(21) Mixed Refrigerant Cooler (E-322)

Tabel V.21 Spesifikasi Alat *Mixed Refrigerant Cooler* (E-322)

Spesifikasi		Keterangan		
Kode		E-322		
Fungsi		Untuk menurunkan suhu MR		
Tipe		Cooler, 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger		
Suhu Masuk	Aliran (22)	=	4.61	°C
	Nitrogen	=	-193.2	°C
Suhu Keluar	Aliran (18)	=	-175	°C
	Nitrogen	=	-161	°C
Ketentuan	Rd	=	1.40	
	ΔP Liquid	=	10	psi

	ΔP gas	=	10	psi		
Shell	ID	=	35	in	0.889	m
	Baffle	=	21	in	0.533	m
	Passes	=	2			
	ΔP	=	0.52	psi		
Tube	OD	=	1.50	in	0.038	m
	ID	=	1.40	in	0.036	m
	BWG	=	18			
	Pitch	=	1.875	in	0.048	m
	Panjang	=	30	ft	9.144	m
	Jumlah	=	230			
	Passes	=	4			
	ΔP	=	2.14	psi		
Rd	Rd	=	0.00			
Luas Area	A	=	10161.91	ft ²	944.072	m ²
Jumlah		=	4	buah		

(22) LNG Storage Tank (F-340)

Tabel V.22 Spesifikasi Alat LNG Storage Tank (F-340)

Spesifikasi		Keterangan	
Nama Alat	=	LNG Storage Tank	
Kode	=	F-340	
Fungsi	=	Menyimpan produk LNG	
Bahan	=	SA-353	
Tipe	=	Storage tank berbentuk spherical	
Jumlah	=	4	
Temperatur operasi	=	-113.4	°C
Tekanan operasi	=	15	bar
Kapasitas	=	18065	m ³
Diameter dalam (ID)	=	20	m
Diameter luar (OD)	=	21	m
Tinggi Tangki	=	29	m

(23) LPG Storage Tank (F-242)

Tabel V.23 Spesifikasi Alat LPG Storage Tank (F-242)

Spesifikasi		Keterangan	
Nama Alat	=	LPG Storage Tank	

Kode	=	F-242	
Fungsi	=	Menyimpan produk LPG	
Bahan	=	SA-204 Grade B	
Tipe	=	Storage tank berbentuk spherical	
Jumlah	=	3	
Temperatur operasi	=	61.25	°C
Tekanan operasi	=	15	bar
Kapasitas	=	41798	m ³
Diameter dalam (ID)	=	23	m
Diameter luar (OD)	=	24	m
Tinggi Tangki	=	34	m

(24) Condensate Storage Tank (F-243)

Tabel V.24 Spesifikasi Alat *Condensate Storage Tank* (F-243)

Spesifikasi		Keterangan	
Nama Alat	=	<i>Condensate Storage Tank</i>	
Kode	=	F-243	
Fungsi	=	Menyimpan produk kondensat	
Bahan	=	SA-283 (Carbon Steel)	
Tipe	=	Storage tank	
Jumlah	=	1	
Temperatur operasi	=	163.1	°C
Tekanan operasi	=	20	bar
Kapasitas	=	734	m ³
Diameter dalam (ID)	=	9	m
Diameter luar (OD)	=	9	m
Tinggi Tangki	=	13	m
Tutup atas			
Tipe	=	<i>torispherical heads</i>	
Tebal	=	0.3	m

V.2 Daftar dan Harga Peralatan

Berikut ini merupakan daftar dan harga peralatan yang akan digunakan pada pabrik Cluster *Liquefied Natural Gas*.

Tabel V.25 Daftar dan Harga Alat

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan (USD)		Total Harga (USD)
				Tahun Acuan	2027	
1	D-120 A/B/C	Dehydration Column	3	765,500.00	998,765.27	2,996,295.82

2	E-130	Regenerator Gas Exchanger	1	5,700.00	7,436.92	7,436.92
3	E-131	Regenerator Gas Heater	1	4,500.00	5,871.25	5,871.25
4	F-140	Knock Out Water Drum	1	12,200.00	15,917.62	15,917.62
5	G-150	Regenerator Gas Compressor	1	1,300.00	1,696.14	1,696.14
6	G-210	Deethanizer Inlet Compressor	1	33,000.00	43,055.85	43,055.85
7	E-220	Deethanizer Inlet Cooler	2	100,800.00	131,516.05	263,032.11
8	D-230	Deethanizer Column	1	341,400.00	445,432.35	445,432.35
9	E-221	Deethanizer Condenser	1	16,050.00	20,940.80	20,940.80
10	F-240	Deethanizer Reflux Drum	1	18,900.00	24,659.26	24,659.26
11	L-250	Deethanizer Pump	1	8,500.00	11,090.14	11,090.14
12	E-222	Deethanizer Reboiler	1	12,100.00	15,787.15	15,787.15
13	D-231	Debutanizer Column	1	91,300.00	119,121.19	119,121.19
14	E-224	Debutanizer Condenser	1	3,100.00	4,044.64	4,044.64
15	F-241	Debutanizer Reflux Drum	1	15,900.00	20,745.09	20,745.09
16	L-251	Debutanizer Pump	1	7,300.00	9,524.48	9,524.48
17	E-225	Debutanizer Reboiler	1	29,000.00	37,836.96	37,836.96
18	E-320	Mixed Refrigerant Coolbox	2	1,220,000.00	1,591,761.77	3,183,523.54
19	E-321	Mixed Refrigerant Heater	1	65,000.00	84,806.98	84,806.98
20	G-330	Mixed Refrigerant Compressor	1	29,000.00	37,836.96	37,836.96
21	E-322	Mixed Refrigerant Cooler	4	1,220,000.00	1,591,761.77	6,367,047.07
22	F-340	LNG Storage Tank	2	937,700.00	1,223,438.53	2,446,877.07
23	F-242	LPG Storage Tank	3	547,200.00	713,944.29	2,141,832.88
24	F-243	Condensate Storage Tank	1	74,200.00	96,810.43	96,810.43
Total						\$18,401,223
Total (Dalam Rupiah)					Rp	308,245,137,793.37

V.3 Tata Letak Pabrik

Berikut merupakan tata letak pabrik Cluster *Liquefied Natural Gas* yang berlokasi di Kabupaten Gresik, Jawa Timur.



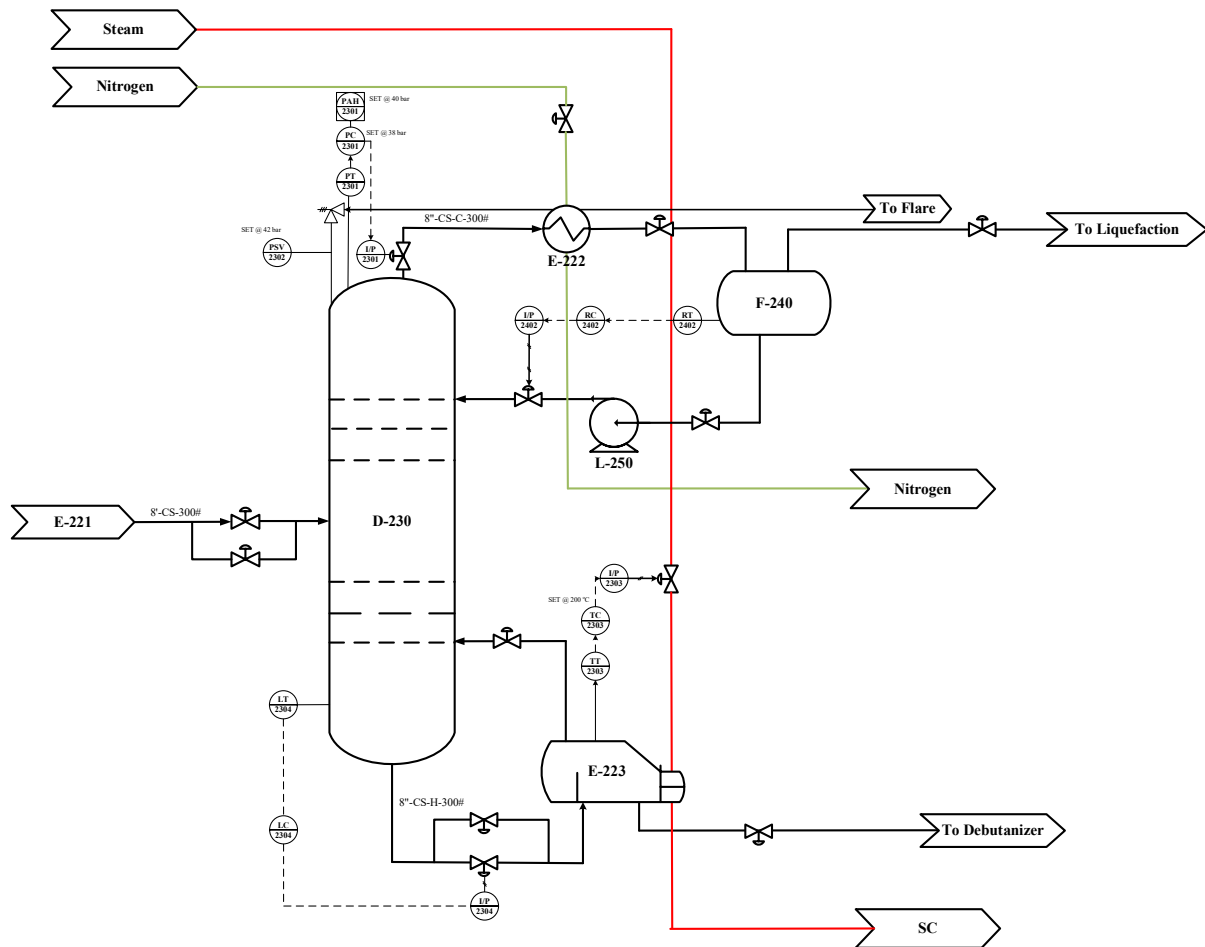
Gambar V.1 *Plant Layout* Pabrik Cluster *Liquefied Natural Gas* di Kabupaten Gresik

V.4 P&ID Alat Utama dan *Preliminary* HAZOP

Salah satu peralatan utama pada pabrik Cluster *Liquefied Natural Gas* (LNG) yang dipilih untuk dilakukan analisis P&ID dan HAZOP adalah Deethanizer Column (D-230). Pemilihan peralatan ini didasarkan pada kondisi operasinya yang berada pada tekanan tinggi sehingga memerlukan sistem pengendalian yang ketat dan analisis HAZOP yang baik untuk mengantisipasi dan menangani potensi permasalahan yang dapat terjadi. Dalam pelaksanaan analisis HAZOP ini, digunakan matriks risk ranking untuk mengevaluasi tingkat keparahan dan risiko dari dampak yang ditimbulkan oleh setiap deviasi proses.

Hazard Effect (Severity)				Level	Probability (Likelihood)				
					Never heard in the Oil & Gas Industry	Heard in the Oil & Gas Industry	Likely to occur once in 5 year within the Company	Likely to occur once in a year in the Company	Likely to occur several times a year in the Company
People	Environment	Asset (Cost)	Reputation		1 Almost Impossible	2 Very Low	3 Low	4 Medium	5 High
Multiple Fatality	Major impact to the environment, total Loss of containment (≥ 500 bbls)	Major Loss ≥ US\$ 100 M	Sanction from regulator, rational media headline	5 Catastrophic	5	10	15	20	25
Single Fatality	Significant impact to the environment, significant Loss (≥ 100 - 500 bbls)	Significant Loss ≥ US\$ 10 M - 100 M	Rebuke from regulator, rational media exposure	4 Major	4	8	12	16	20
Permanent Disability, Lost Time Injury	Moderate impact to the environment, significant Loss (≥ 15 - 100 bbls)	Moderate Loss ≥ US\$ 1 M - 10 M	Community action, local media exposure	3 Moderate	3	6	9	12	15
Restricted Work, Medical Treatment	Slight impact to the environment, minor Loss (≥ 1 - 15 bbls)	Minor Loss ≥ US\$ 100K - 1 M	Comment from community, minor media exposure	2 Minor	2	4	6	8	10
First Aid Injury	Minimum impact to the environment, not significant Loss (< 1 bbls)	Not significant Loss < US\$ 100 K	Not significant reaction from stakeholder	1 Slight	1	2	3	4	5

Gambar V.2 Risk Ranking Matrix



Gambar V.3 P&ID Deethanizer Column (D-230)

Tabel V. 26 Analisis HAZOP Deethanizer Column (D-230)

Parameter	Deviation	Ref#	Causes	Consequences	Safe Guard	Current Risk			Recommendation	Residual Risk		
						L	C	RR		L'	C'	RR'
Pressure	High	1	1. Valve kontrol tekanan gagal menutup	1. <i>Overpressure</i> pada kolom sehingga dapat menyebabkan kebocoran, kerusakan peralatan, serta potensi ledakan	1. Pressure Transmitter untuk memantau tekanan kolom.	3	5	15	Penambahan Pressure Safety Valve untuk penanganan darurat	2	5	10
					2. Pressure Controller untuk mengatur valve kontrol tekanan.							
					3. Pressure Alarm High sebagai peringatan akan tekanan tinggi.							
	Low	2	1. Valve kontrol tekanan terbuka berlebihan	1. Operasi kolom menjadi tidak stabil	1. Pressure Transmitter untuk memantau tekanan kolom.	3	3	9	Melakukan kalibrasi secara berkala untuk transmitter	2	3	6
			2. Kesalahan pembacaan pressure transmitter	2. Efisiensi pemisahan menurun	2. Pressure Controller untuk menjaga tekanan operasi kolom.							
Level	High	1	1. Valve produk bawah gagal terbuka	Cairan banyak di bagian bawah kolom dan dapat menyebabkan <i>flooding</i> yang mengganggu	1. Level Transmitter untuk memantau level cairan di bagian <i>bottom</i> kolom.	3	4	12	Melakukan pemeriksaan secara berkala	2	4	8

Parameter	Deviation	Ref#	Causes	Consequences	Safe Guard	Current Risk			Recommendation	Residual Risk		
						L	C	RR		L'	C'	RR'
			2. Kesalahan pengaturan level controller	Level cairan di <i>bottom</i> kolom meningkat dan operasi menjadi tidak stabil.	2. Level Controller untuk mengatur bukaan valve produk bawah.				Menyediakan valve manual atau prosedur operasi darurat apabila control valve mengalami kegagalan.			
	Low	2	1. Valve produk bawah terbuka berlebihan.	Cairan di <i>bottom</i> kolom cepat berkurang sehingga berpotensi menyebabkan sirkulasi ke reboiler tidak mencukupi.	1. Level Transmitter untuk memantau level cairan di bagian <i>bottom</i> kolom.	3	4	12	Menambahkan interlock proteksi	2	4	8
			2. Kebocoran pada sistem <i>bottom</i> kolom.	Kehilangan cairan di <i>inventory</i> secara bertahap sehingga cairan ke reboiler berkurang dan berpotensi menyebabkan <i>overheating</i> .	2. Level Controller untuk mengatur bukaan valve produk bawah agar level tetap di set point.				Melakukan inspeksi dan perawatan secara rutin.			

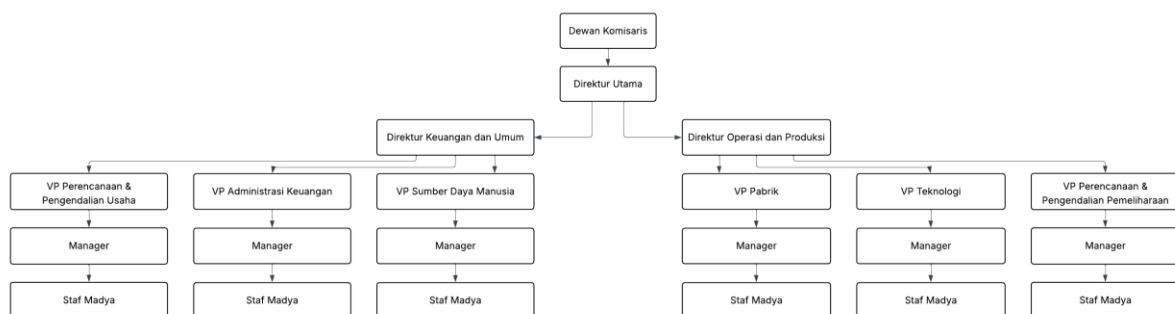
BAB VI

ANALISIS EKONOMI DAN DAMPAK TERHADAP LINGKUNGAN

VI.1 Asumsi yang Digunakan

Analisis ekonomi dihitung dengan menerapkan metode *discounted cash flow*, di mana seluruh nilai arus kas diproyeksikan ke nilai saat ini. Dalam proses perhitungannya, digunakan beberapa asumsi dasar yang menjadi acuan dalam pelaksanaan analisis tersebut. Berikut merupakan asumsi yang digunakan:

1. Kapasitas produksi pabrik : 0,3486 MTPA = 348.600.000 ton/tahun
2. Modal investasi
 - a. Modal pinjaman (loan) : 60%
 - b. Modal sendiri (equity) : 40%
 - c. Bunga bank : 7% (PT. Bank Central Asia)
 - d. Laju inflasi : 2,60%
3. Masa umur pabrik : 20 tahun
4. Basis perhitungan ekonomi : 1 tahun
5. Pajak Pajak pendapatan menurut Pasal 17 Ayat 2a UU PPh No.17, Tahun 2010 sebesar 30% untuk pendapatan lebih dari Rp 500.000.000,00
6. Nilai tukar rupiah dalam 1 USD : Rp. 16.751,00 (Sumber: Bank Indonesia)
7. Tahun pengadaan alat : 2027
8. Tahun mulai konstruksi : 2028
9. Lama konstruksi : 2 tahun
10. Tahun mulai operasi : 2030
11. Kapasitas produksi pada tahun pertama sebesar 60%, kemudian tahun kedua sebesar 80%, dan tahun ketiga sebesar 100%
12. Metode pembayaran :
 - a. Pada masa awal konstruksi (tahun pertama (-2)) dilakukan pembayaran sebesar 50% dari pinjaman bank untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
 - b. Pada akhir tahun kedua konstruksi (tahun kedua (-1)) dibayarkan dengan sisa modal pinjaman bank
13. Bentuk perusahaan merupakan Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur seperti **Gambar VI.1.**



Gambar VI.1. Struktur Organisasi Pabrik Cluster *Liquefied Natural Gas*

Biaya pembelian bahan baku pada pabrik Cluster *Liquefied Natural Gas* dibedakan menjadi dua periode, yaitu pada tahun pertama operasi dan pada tahun-tahun selanjutnya. Perbedaan ini disebabkan oleh penerapan sistem *close loop* pada beberapa unit proses di dalam pabrik. Rincian harga bahan baku tersebut disajikan pada tabel berikut.

Tabel VI.1 Harga Beli Bahan Baku

Bahan Baku	Kebutuhan		Harga		Total Harga (USD)
Bahan Baku Awal					
Gas Alam	14105520	mmbtu/th	\$ 5,50	/mmbtu	\$ 77.580.360
Molecular Sieve 3A	8117.4	kg	\$ 1,50	/kg	\$ 12.176
Mixed Refrigerant	201560	kg	\$ 1,60	/kg	\$ 322.496
Nitrogen	48619	kg	\$ 1,00		\$ 48.619
Total dalam USD					\$ 77.963.651
Bahan Baku per Tahun					
Gas Alam	14105520	mmbtu/th	\$ 5,50	/mmbtu	\$ 77.580.360
Molecular Sieve 3A	8117.4	kg/4 th	\$ 1,50	/kg	\$ 12.176
Mixed Refrigerant	201560	kg/th	\$ 1,60	/kg	\$ 322.496
Nitrogen	48619	kg/th	\$ 1,00		\$ 48.619
Total dalam USD					\$ 77.963.651

Kemudian penentuan harga produk yang dihasilkan didasarkan pada nilai rata-rata harga pasar yang berlaku.

Tabel VI.2 Harga Jual Produk

Produk	Produksi/tahun		Harga (\$)		Total Harga
LNG	16.156.800	mmbtu	\$ 13,00	/mmbtu	\$ 210.038.400
LPG	64.635	ton	\$ 500,00	/ton	\$ 32.317.262
Condensate	212.421	barrel	\$ 68,00	/barrel	\$ 14.444.628
Total dalam USD					\$ 256.800.290

VI.2 CAPEX dan OPEX

Perhitungan biaya yang tercantum pada Apendiks C menunjukkan bahwa besarnya investasi awal yang diperlukan untuk pembangunan pabrik LNG berbahan baku gas alam berada pada nilai USD 182.354.435, yang merepresentasikan Total Capital Investment (TCI). Di sisi lain, total biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan kegiatan operasional pabrik setiap tahunnya, yang dinyatakan sebagai Total Production Cost (TPC), diperoleh sebesar USD 190.810.194,323.

VI.3 NPV, IRR, POT, Cash Flow, Sensitivitas terhadap IRR

VI.3.1 Net Present Value (NPV)

Net Present Value (NPV) adalah parameter analisis ekonomi yang digunakan untuk menilai kelayakan suatu proyek dengan cara membandingkan nilai sekarang (present value) dari seluruh arus kas masuk dan arus kas keluar selama umur proyek, yang telah dikoreksi terhadap tingkat diskonto tertentu. Secara matematis, NPV dirumuskan sebagai berikut.

$$NPV = \sum_i^n \frac{C_i}{(a + r)^i} - C_0$$

Berdasarkan perhitungan analisis ekonomi yang terdapat pada Apendiks C, didapatkan nilai NPV nya sebesar USD 355.750.520,26. Karena nilai dari NPV positif, atau lebih dari 0 maka proyek dapat dinyatakan layak.

VI.3.2 Analisis Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*)

Tingkat suku bunga perbankan yang digunakan sebagai dasar pembandingan dalam analisis ini adalah sebesar 7% per tahun. Sementara itu, berdasarkan hasil perhitungan yang disajikan pada Apendiks C, proyek pembangunan pabrik menunjukkan nilai Internal Rate of Return (IRR) sebesar 26,91%. Perbedaan yang cukup signifikan antara kedua nilai tersebut menunjukkan bahwa pengembalian investasi yang diperoleh melampaui biaya pinjaman. Oleh karena itu, ditinjau dari kriteria IRR, proyek ini dinilai memenuhi persyaratan kelayakan ekonomi untuk direalisasikan.

VI.3.3 Analisis Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*)

Analisis dari perhitungan ekonomi terdapat pada Apendiks C menunjukkan bahwa modal investasi awal dapat kembali dalam jangka waktu 5 tahun. Nilai tersebut berada di bawah umur operasional pabrik yang direncanakan, sehingga dari sudut pandang periode pengembalian modal (*Pay Out Time*), proyek ini dapat dinyatakan memenuhi kriteria kelayakan untuk dilaksanakan.

VI.3.4 Aliran Keuangan (*Cashflow*)

Penilaian aspek keuangan pada pabrik ini dilakukan dengan menerapkan pendekatan *discounted cash flow*, yang mempertimbangkan nilai waktu dari uang. Evaluasi tersebut mencakup perhitungan biaya produksi serta analisis arus kas untuk menilai kinerja finansial pabrik secara keseluruhan. Rincian perhitungan lengkap dapat dilihat pada Apendiks C.

VI.3.5 Break Even Point (BEP)

Tingkat kapasitas operasi terendah yang masih memungkinkan pabrik beroperasi tanpa mengalami kerugian, atau yang dikenal sebagai Break Even Point (BEP), diperkirakan tercapai pada kapasitas 56,88%.

VI.3.6 Sensitivitas Terhadap IRR

Analisis sensitivitas terhadap nilai *Internal Rate of Return* (IRR) dilakukan untuk mengetahui pengaruh perubahan parameter ekonomi utama terhadap tingkat kelayakan pabrik. Analisis ini dilakukan dengan memvariasikan beberapa variabel, yaitu *Operating Expenditure* (OPEX), harga produk, serta *Capital Expenditure* (CAPEX), masing-masing sebesar -10%, -5%, 0%, +5%, dan +10%. Hasil analisis sensitivitas tersebut ditampilkan pada Tabel VI.3 hingga VI.5 serta Gambar VI.2.

Tabel VI.3 Sensitivitas terhadap *Operating Expenditure* (OPEX)

Variation	OPEX	Project IRR
90%	\$ 170.460.447	33,41%
95%	\$ 179.930.472	30,16%
100%	\$ 189.400.497	26,91%
105%	\$ 198.870.522	23,63%

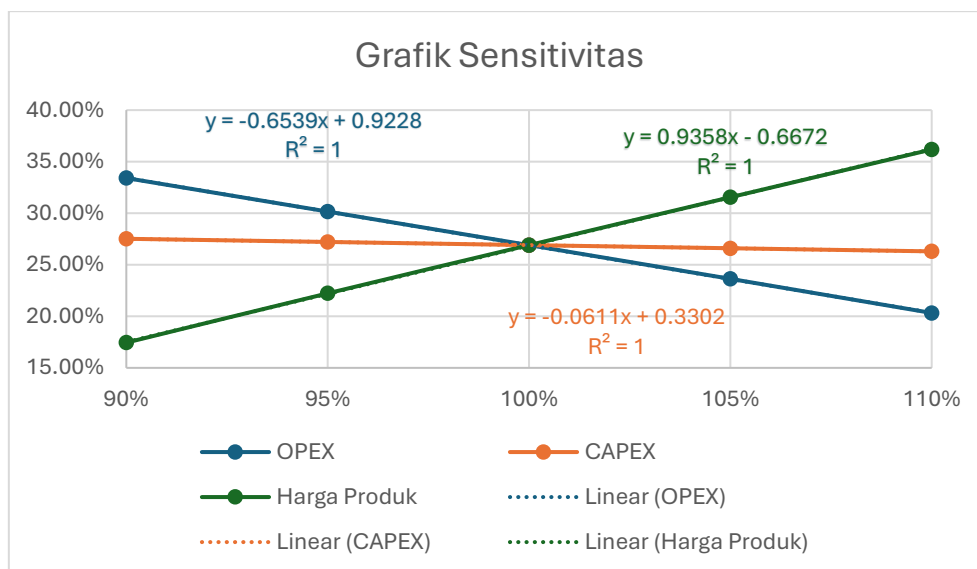
110%	\$ 208.340.547	20,32%
------	----------------	--------

Tabel VI.4 Sensitivitas terhadap *Capital Expenditure* (CAPEX)

Variation	TCI	Project IRR
90%	\$ 131.560.962	27,52%
95%	\$ 138.869.905	27,21%
100%	\$ 146.178.847	26,91%
105%	\$ 153.487.789	26,60%
110%	\$ 160.796.732	26,30%

Tabel VI.5 Sensitivitas terhadap Harga Produk

Variation	Harga Produk	Project IRR
90%	\$ 231.120.261	17,45%
95%	\$ 243.960.276	22,23%
100%	\$ 256.800.290	26,91%
105%	\$ 269.640.305	31,55%
110%	\$ 282.480.319	36,18%



Gambar VI.2 Sensitivitas terhadap IRR

Berdasarkan hasil yang didapatkan, nilai *slope* yang semakin besar menunjukkan tingkat sensitivitas yang semakin tinggi, sehingga variabel yang paling sensitif terhadap perubahan harga ada harga jual produk.

VI.4 Aspek Sosial dan Lingkungan

Aspek sosial dan lingkungan merupakan dua aspek yang penting terkait pembangunan suatu pabrik di suatu daerah. Hal ini dikarenakan kedua aspek ini menyangkut dengan kondisi penduduk yang tinggal di sekitar kawasan pabrik yang akan dibangun.

VI.4.1 Aspek Sosial

Pembangunan pabrik Cluster LNG di wilayah Kabupaten Gresik, Jawa Timur, diperkirakan akan memberikan berbagai dampak sosial dan ekonomi bagi masyarakat sekitar. Dampak-dampak tersebut antara lain sebagai berikut.

1. Peningkatan kesejahteraan masyarakat
 - a. Kenaikan pendapatan rumah tangga
Keberadaan pabrik berpotensi meningkatkan taraf ekonomi keluarga, khususnya bagi penduduk lokal yang memperoleh kesempatan bekerja sebagai tenaga operasional maupun pendukung di pabrik.
 - b. Tersedianya lapangan kerja baru
Aktivitas industri dapat mendorong pergeseran profesi masyarakat, misalnya dari sektor pertanian atau pekerjaan informal ke sektor industri sebagai karyawan pabrik.
 - c. Peningkatan fasilitas pendukung wilayah
Operasional pabrik memerlukan tenaga kerja dalam jumlah signifikan, sehingga membuka peluang kerja bagi masyarakat sekitar dan berkontribusi dalam menekan tingkat pengangguran.
2. Optimalisasi dan pengelolaan potensi sumber daya alam
 - a. Pemanfaatan lahan yang sebelumnya tidak produktif menjadi area bernilai guna tinggi dan memberikan keuntungan bagi berbagai pemangku kepentingan.
 - b. Peningkatan nilai ekonomi sumber daya alam, khususnya LNG, LPG, dan kondensat, yang merupakan komoditas strategis Indonesia di pasar nasional maupun internasional.
 - c. Dorongan terhadap pengembangan potensi sumber daya alam lain yang sebelumnya belum dimanfaatkan, terutama di wilayah yang masih terbatas akses dan infrastrukturnya.
3. Penguatan perekonomian daerah dan wilayah sekitarnya
 - a. Penambahan kesempatan kerja baik secara langsung maupun tidak langsung.
 - b. Kontribusi terhadap peningkatan Produk Domestik Regional Bruto (PDRB)
 - c. Peningkatan Pendapatan Asli Daerah (PAD) melalui aktivitas industri dan perpajakan.
 - d. Peningkatan kualitas fasilitas umum, seperti akses transportasi darat yang mendukung mobilitas masyarakat dan distribusi barang.

VI.4.2 Aspek Lingkungan

Jika ditinjau dari aspek lingkungan, pembangunan pabrik cluster LNG berbasis gas alam sebagai penyedia energi bagi pembangkit listrik di wilayah Bali, Nusa Tenggara Barat, dan Nusa Tenggara Timur memiliki beberapa potensi dampak yang perlu diperhatikan. Salah satu dampak yang mungkin timbul adalah alih fungsi lahan, terutama dari lahan terbuka atau area hijau menjadi kawasan industri, yang dapat mengurangi ruang terbuka hijau di sekitar lokasi pendirian pabrik.

Selain itu, kegiatan operasional pabrik LNG berpotensi menimbulkan limbah cair dan limbah padat yang berasal dari proses pendinginan, pencucian peralatan, serta aktivitas penunjang lainnya. Apabila tidak dikelola dengan baik, limbah tersebut dapat berpotensi mencemari lingkungan sekitar, khususnya kualitas tanah dan perairan.

Untuk meminimalkan dampak tersebut, perlu diterapkan sistem pengelolaan lingkungan yang terintegrasi, meliputi pengolahan limbah cair dan padat sesuai dengan baku mutu lingkungan yang berlaku, serta penerapan teknologi dan peralatan proses yang dirancang untuk meminimalkan timbulan limbah. Selain itu, pengendalian operasional dan pemantauan

lingkungan secara berkala perlu dilakukan agar aktivitas pabrik tetap berjalan sesuai dengan ketentuan lingkungan yang berlaku.

Dengan penerapan pengelolaan lingkungan yang tepat, keberadaan pabrik cluster LNG diharapkan dapat mendukung ketersediaan energi listrik yang andal di wilayah Bali, NTB, dan NTT tanpa menimbulkan dampak negatif yang signifikan terhadap lingkungan sekitar.

BAB VII KESIMPULAN

VII.1 Diskusi

Berdasarkan pembahasan yang telah dilakukan, dapat disimpulkan bahwa perancangan pabrik Cluster LNG berbasis gas alam telah memenuhi kriteria kelayakan dari sisi teknis, ekonomi, maupun lingkungan. Namun demikian, hasil perhitungan serta desain yang dihasilkan masih memerlukan kajian lanjutan agar dapat diperoleh rancangan yang lebih rinci, optimal, dan akurat di tahap pengembangan berikutnya.

VII.1.1 Tinjauan Secara Teknis

Berdasarkan hasil desain serta evaluasi terhadap sistem proses yang dirancang, dapat dinyatakan bahwa pabrik LNG berbasis gas alam memenuhi persyaratan teknis yang ditetapkan. Rangkaian proses produksi yang diterapkan mampu menghasilkan LNG dengan kualitas sesuai standar, baik untuk produk utama maupun produk sampingan. Hasil perhitungan neraca massa menunjukkan besaran produksi LNG, LPG, dan kondensat yang diperoleh dari pabrik tersebut.

Tabel VII.1 Produk yang Dihasilkan

Keterangan		Jumlah (kg/jam)
Feed	Gas alam	50559,077
Produk	LNG	39944,4378
	LPG	8161,0197
	Kondensat	1859,6266

Hasil dari produk ini juga telah memenuhi target spesifikasi LNG, LPG, dan kondensat yang diinginkan.

VII.1.2 Tinjauan Secara Ekonomis

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan, dapat disimpulkan bahwa pabrik Cluster LNG yang bertujuan untuk suplai listrik di Bali, NTB, dan NTT ini akan dibangun dengan kriteria seperti berikut.

1. Perencanaan Operasi : kontinyu, 330 hari x 24 jam
2. Kapasitas Produksi : 0,3486 MTPA atau 50 MMSCFD
3. Umur Pabrik : 20 tahun
4. Analisa Ekonomi
 - a. Pembiayaan
 - Modal tetap (FCI) : USD 160.471.903,00
 - Modal kerja (WCI) : USD 27.353.165,00
 - Investasi total (TCI) : USD 182.354.435,00
 - b. Penerimaan
 - Hasil penjualan : USD 256.800.290
 - c. Rehabilitas Perusahaan
 - Laju pengembalian modal (IRR) : 26,91%
 - Waktu pengembalian modal (POT) : 5 tahun
 - Break Even Point (BEP) : 56,88%

Penilaian kelayakan proyek berdasarkan aspek teknik dan finansial menunjukkan hasil yang positif. Perhitungan ekonomi menghasilkan nilai NPV sebesar \$ 355.750.520,26, nilai IRR sebesar 26,91%, yang melampaui tingkat bunga pinjaman bank sebesar 7%, sehingga proyek ini dinilai mampu memberikan keuntungan yang kompetitif. Dari sisi pengembalian investasi,

waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal adalah 5 tahun, lebih singkat dibandingkan batas maksimum masa pinjaman yang ditetapkan, yaitu 10 tahun. Berdasarkan pertimbangan tersebut, pembangunan pabrik Cluster LNG dinyatakan layak untuk dilaksanakan.

VII.1.3 Tinjauan Secara Lingkungan

Berdasarkan hasil desain dan evaluasi fasilitas yang direncanakan, dari aspek lingkungan pembangunan pabrik cluster LNG sebagai penyuplai energi listrik dinilai memiliki dampak yang dapat dikendalikan dengan penerapan pengelolaan operasional yang tepat. Potensi dampak lingkungan terutama berasal dari aktivitas operasional dan pemanfaatan lahan, sehingga diperlukan pengaturan dan pemantauan yang sesuai agar tidak menimbulkan gangguan terhadap lingkungan sekitar.

Dari sisi keselamatan, pabrik cluster LNG termasuk dalam kategori instalasi yang relatif aman apabila dirancang dan dioperasikan sesuai dengan standar keselamatan yang berlaku.

DAFTAR PUSTAKA

- Cavazzoni, L., & Taddei, S. (2024, July 30–August 2). *Gas sweetening*. Paper presented at the Gas Sweetening conference, Yamoussoukro.
- EnergyRogue. (n.d.). *Difference between natural gas processing and fractionation for NGLs(natural gas liquids)*. <https://energyrogue.com/difference-between-natural-gas-processing-and-fractionation-for-ngls-natural-gas-liquids>
- Hassan, T. N., Shariff, A. M., Pauzi, M. M., Khidzir, M. S., & Surmi, A. (2022). Insights on Cryogenic Distillation Technology for Simultaneous CO₂ and H₂S Removal for Sour Gas Fields. *Molecules*, 27 (4)(1424), 1-25.
- Kinigoma, B. S., & Ani, G. O. (2016). Comparison of gas dehydration methods based on energy consumption. *International Journal of Engineering Research & Technology (IJERT)*, 5(11), 427–435. Retrieved from https://www.researchgate.net/publication/340264763_Comparison_of_Gas_Dehydrati_on_Methods_based_on_Energy_Consumption
- Kurz, R., Ji, M., Beck, G., & Allison, T. C. (2021). *On small scale LNG concepts*. In ASME Turbo Expo 2021: Turbomachinery Technical Conference and Exposition. American Society of Mechanical Engineers Digital Collection. <https://doi.org/10.1115/GT2021-58989>
- Mokhatab, S., & Poe, W. A. (2012). *Handbook of natural gas transmission and processing*. Gulf Professional Publishing.
- Mun, H., Kim, D., Park, J., & Lee, I. (2024). Advanced dual mixed refrigerant (DMR) natural gas liquefaction plant with liquid air: Focus on configuration and optimization. *School of Chemical Engineering, Pusan National University; Department of Chemical and Biochemical Engineering, Dongguk University; Institute for Environment and Energy, Pusan National University*.
- NewPoint Gas. (n.d.). *LNG pre-treatment*. <https://www.newpointgas.com/services/lng-pre-treatment/>
- PT PLN (Persero). (2020, January). *Mengenal PLTU Indramayu, pembangkit di sisi timur Jawa Barat*. PLN. https://web.pln.co.id/cms/media/siaran-pers/2020/01/mengenal-pltu-indramayu-pembangkit-di-sisi-timur-jawa-barat/?utm_source=chatgpt.com
- Speight, J. G. (2019). *Natural gas: A basic handbook* (2nd ed.). Gulf Professional Publishing.
- SuaraBanyuurip. (2018, May 8). *Mengenal lapangan migas Bukit Tua wilayah kerja Ketapang*. Kumparan. <https://kumparan.com/suarabanyuurip/mengenal-lapangan-migas-bukit-tua-wilayah-kerja-ketapang-1525781140850>
- Watson, H. A. J. (2018). Optimization of single mixed-refrigerant natural gas liquefaction processes described by nondifferentiable models. *Journal of Global Optimization*, 72(2), 387–408. <https://doi.org/10.1007/s10898-018-0649-7>
- Wishnuwardana, R. J., Omar, M. B., Zabiri, H. B., Faqih, M., Ibrahim, R., & Bingi, K. (2025).

Absorption-based optimization technologies for acid gas removal units: A review of recent trends and challenges. *Processes*, 13(6), 1909. <https://doi.org/10.3390/pr13061909>

- Zamre, G. S., Nemade, S. N., & Semwal, D. S. (2025). Simulation of acid gas removal unit using different amines. *International Journal of Chemical Engineering Research*, 17(1), 1–10.
- Zhang, J., Meerman, H., Benders, R., & Faaij, A. (2020). Comprehensive review of current natural gas liquefaction processes on technical and economic performance. *Applied Thermal Engineering*, 166, 114736.
- Zhang, Q., Zhang, N., Zhu, S., & Heydarian, D. (2022). Thermodynamic simulation and optimization of natural gas liquefaction cycle based on the common structure of organic Rankine cycle.

BIODATA PENULIS



Lifthya Asyfi Inova, lahir di Virginia pada tanggal 20 Juli 2004. Penulis merupakan mahasiswi S1 Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Sebelum memulai pendidikan S1 di Teknik Kimia ITS, penulis bersekolah di SMAN 13 Bekasi. Selain aktif dalam kegiatan akademik, penulis juga aktif dalam kegiatan non-akademik seperti kepanitiaan dan organisasi. Penulis mendapatkan pengalaman kerja praktik di PT Pertamina Hulu Energi Offshore North West Java (PHE ONWJ) untuk mendapatkan pengalaman taktis engineering. Pada tahun terakhir studinya, penulis menjadi anggota Laboratorium Termodinamika untuk Tugas Akhir Desain Pabrik dengan judul “Desain Pabrik Cluster LNG (Liquefied Natural Gas) di Gresik dengan Kapasitas 0,3486 MTPA sebagai Suplai Pembangkit Listrik Wilayah Bali dan Nusa Tenggara” di bawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng., IPU dan Dr. Eng. Wahyudiono, S.T. Untuk kepentingan korespondensi penulis dapat dihubungi pada alamat email lifthya.inova@gmail.com.



Callista Aninda Nathania, lahir di Bekasi pada tanggal 23 Mei 2004. Penulis merupakan mahasiswi S1 Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Pendidikan penulis ditempuh di SMAK IPEKA Grand Wisata sebelum melanjutkan studi di ITS. Selama masa perkuliahan, penulis tidak hanya aktif dalam kegiatan akademik, tetapi juga terlibat dalam berbagai kegiatan non-akademik, seperti kepanitiaan dan organisasi kemahasiswaan. Penulis memperoleh pengalaman kerja praktik di PT Pertamina Hulu Energi Offshore North West Java (PHE ONWJ) sebagai upaya pengembangan pengalaman teknis di bidang engineering. Pada tahun terakhir masa studinya, penulis tergabung sebagai anggota Laboratorium Termodinamika dalam pelaksanaan Tugas Akhir Desain Pabrik dengan judul “Desain Pabrik Cluster LNG (Liquefied Natural Gas) di Gresik dengan Kapasitas 0,3486 MTPA sebagai Suplai Pembangkit Listrik Wilayah Bali dan Nusa Tenggara” di bawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng., IPU dan Dr. Eng. Wahyudiono, S.T. Untuk keperluan korespondensi, penulis dapat dihubungi melalui alamat surel callistanindaa23@gmail.com.

APPENDIX A NERACA MASSA

Asumsi: 1. Operasi secara *steady state*

1. Spesifikasi dan Komposisi Feed

Waktu Operasi = 330 hari/tahun
 Kapasitas Produksi = 0.3486 MTPA (Million Ton Per Annum)
 Bahan baku = 50 MMSCFD (Million Standard Cubic Feet Day)
 Basis operasi = 1 jam

Tabel A.1 Spesifikasi Gas Alam PT Petronas Jatim

Spesifikasi	Nilai	Satuan
<i>Specific Gravity</i>	0.697	-
Massa Molekul Relatif	20.2	kg/kgmol
Tekanan	35.0	bar
Temperatur	98.0	F
Density	1.2	lb/ft ³

Tabel A.2 Data MW

Komponen	MR (g/mol)	Mol Frac.	MW (kg/kmol)
Metana (C ₁)	16.0429	0.83	13.30
Etana (C ₂)	30.0699	0.08	2.32
Propana (C ₃)	44.0970	0.05	2.07
i-Butana (iC ₄)	58.1240	0.01	0.58
n-Butana (nC ₄)	58.1240	0.01	0.64
i-Pentana (iC ₅)	72.1510	0.01	0.36
n-Pentana (nC ₅)	72.1510	0.00	0.22
Hexana (C ₆₊)	86.1779	0.002	0.17
Karbondiodoksida (CO ₂)	44.0097	0.007	0.31
Nitrogen (N ₂)	28.1300	0.007	0.20
H ₂ O	18.0151	0.002	0.04
Total		1.0000	20.1987

Densitas = 32 g/m³

Konversi MMSCFD menjadi Sm³/h
 $1 \text{ MMSCFD} = 1435.9 \text{ Sm}^3/\text{h}$
 Standar
 $P = 14.7 \text{ psi} = 1 \text{ atm}$
 $T = 60 \text{ F} = 288.7 \text{ K}$

Konversi 50 MMSCFD ke dalam Sm³/h
 $50 \text{ MMSCFD} = 71794.9 \text{ Sm}^3/\text{h}$

Massa gas alam dengan bahan baku
 sejumlah 50 MMSCFD

APPENDIX A NERACA MASSA

$$\text{Massa Gas Alam (kg)} = \text{Volume} \times \text{Sg}$$

$$\text{Massa Gas Alam} = 71794.9 \text{ Sm}^3/\text{h} \times 0.7$$

$$\text{Massa Gas Alam} = 50057.41 \text{ kg}$$

Maka, mol gas alam dengan sejumlah 50 MMSCFD sebagai berikut :

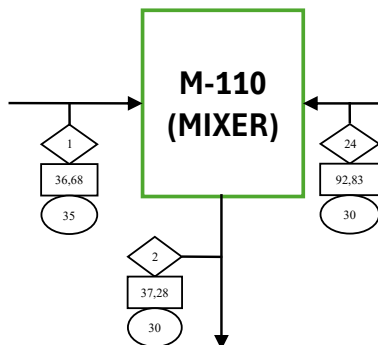
$$\text{mol} = \frac{\text{Massa}}{\text{Mr}} = \frac{50057.41 \text{ kg}}{20.20 \text{ kg/kmol}} = 2478.3 \text{ kmol}$$

Tabel A.3 Data Massa Tiap Komponen

Komponen	Mol Frac.	Mol (kmol/jam)	BM (kg/kgmol)	Massa (kg/jam)
Metana (C ₁)	0.8290	2054.4702	16.0429	32959.6604
Etana (C ₂)	0.0770	190.8253	30.0699	5738.0990
Propana (C ₃)	0.0470	116.4778	44.0970	5136.3218
i-Butana (iC ₄)	0.0100	24.7825	58.1240	1440.4587
n-Butana (nC ₄)	0.0110	27.2608	58.1240	1584.5046
i-Pentana (iC ₅)	0.0050	12.3913	72.1510	894.0415
n-Pentana (nC ₅)	0.0030	7.4348	72.1510	536.4249
Hexana (C ₆₊)	0.0020	4.9565	86.1779	427.1410
Karbondiodoksida (CO ₂)	0.0070	17.3478	44.0097	763.4696
Nitrogen (N ₂)	0.0070	17.3478	28.0130	485.9628
H ₂ O	0.0020	4.9565	18.0151	89.2919
Total	1.0000	2478.2512		50055.3761

(1) Mixer to Dehydration (M-110)

Fungsi : Untuk mencampurkan feed gas dengan sisa recovery dari regenerasi pada Knock Out Water



Tabel A.4 Neraca Massa Mixer to Dehydration (M-110)

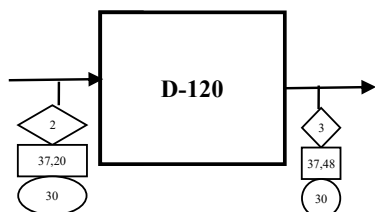
Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <1>	xi	Laju Alir (kg/jam)	1	Arus <2>	xi	Laju Alir (kg/jam)
	CH ₄	0.6585	32959.6604		CH ₄	0.6585	33291.5327

APPENDIX A
NERACA MASSA

	C ₂ H ₆	0.1146	5738.0990		C ₂ H ₆	0.1146	5795.8762
	C ₃ H ₈	0.1026	5136.3218		C ₃ H ₈	0.1026	5188.0396
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1440.4587		i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1454.9628
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1584.5046		n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1600.4590
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	894.0415		i-C ₅ H ₁₂	0.0179	903.0437
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	536.4249		n-C ₅ H ₁₂	0.0107	541.8262
	C ₆ H ₁₄	0.0085	427.1410		C ₆ H ₁₄	0.0085	431.4419
	CO ₂	0.0153	763.4696		CO ₂	0.0153	771.1546
	N ₂	0.0097	485.9628		N ₂	0.0097	490.8559
	H ₂ O	0.0018	89.2919		H ₂ O	0.0018	89.8845
	Total	1.0000	50055.3761		Total	1.0000	50559.0769
2 Arus <24>	xi	Laju Alir (kg/jam)					
	CH ₄	0.6596	332.2595				
	C ₂ H ₆	0.1148	57.8446				
	C ₃ H ₈	0.1028	51.7782				
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	14.5210				
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	15.9731				
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	9.0126				
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	5.4076				
	C ₆ H ₁₄	0.0085	4.3059				
	CO ₂	0.0153	7.6964				
	N ₂	0.0097	4.8989				
	H ₂ O	0.0000	0.0030				
	Total	1.0000	503.7008				
Total			50559.0769	Total			50559.0769

(2) Dehydration Column (D-120 A/B/C)

Fungsi : Untuk menyerap kandungan H₂O pada gas alam menggunakan metode adsorpsi dengan molecular sieve



APPENDIX A
NERACA MASSA

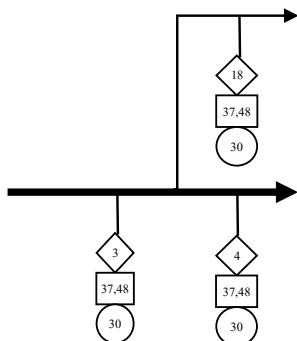
Tabel A.5 Neraca Massa Dehydration Column (D-120)

Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <2>	xi	Laju Alir (kg/jam)	1	KO Drum	xi	Laju Alir (kg/jam)
	CH ₄	0.6585	33291.5327		CH ₄	0.0000	0.0000
	C ₂ H ₆	0.1146	5795.8762		C ₂ H ₆	0.0000	0.0000
	C ₃ H ₈	0.1026	5188.0396		C ₃ H ₈	0.0000	0.0000
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1454.9628		i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1600.4590		n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	903.0437		i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	541.8262		n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
	C ₆ H ₁₄	0.0085	431.4419		C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
	CO ₂	0.0153	771.1546		CO ₂	0.0000	0.0000
	N ₂	0.0097	490.8559		N ₂	0.0000	0.0000
	H ₂ O	0.0018	89.8845		H ₂ O	1.0000	89.8845
	Total	1.0000	50559.0769		Total	1.0000	89.8845
				2	Arus <3>	xi	Laju Alir (kg/jam)
					CH ₄	0.6596	33291.5327
					C ₂ H ₆	0.1148	5795.8762
					C ₃ H ₈	0.1028	5188.0396
					i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1454.9628
					n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1600.4590
					i-C ₅ H ₁₂	0.0179	903.0437
					n-C ₅ H ₁₂	0.0107	541.8262
					C ₆ H ₁₄	0.0085	431.4419
					CO ₂	0.0153	771.1546
					N ₂	0.0097	490.8559
					H ₂ O	0.0000	0.0000
					Total	1.0000	50469.1924
Total			50559.0769	Total			50559.0769

APPENDIX A NERACA MASSA

(3) Splitting Point to Regeneration

Fungsi : Untuk memisahkan 1% gas alam untuk digunakan pada regenerasi molecular sieve



Tabel A.6 Neraca Massa Splitting Point to Regeneration

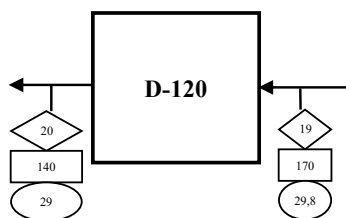
Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <3>	xi	Laju Alir (kg/jam)	1	Arus <4>	xi	Laju Alir (kg/jam)
	CH ₄	0.6596	33291.5327		CH ₄	0.65964	32958.6174
	C ₂ H ₆	0.1148	5795.8762		C ₂ H ₆	0.11484	5737.9174
	C ₃ H ₈	0.1028	5188.0396		C ₃ H ₈	0.10280	5136.1592
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1454.9628		i-C ₄ H ₁₀	0.02883	1440.4131
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1600.4590		n-C ₄ H ₁₀	0.03171	1584.4545
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	903.0437		i-C ₅ H ₁₂	0.01789	894.0132
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	541.8262		n-C ₅ H ₁₂	0.01074	536.4079
	C ₆ H ₁₄	0.0085	431.4419		C ₆ H ₁₄	0.00855	427.1275
	CO ₂	0.0153	771.1546		CO ₂	0.01528	763.4430
	N ₂	0.0097	490.8559		N ₂	0.00973	485.9473
	H ₂ O	0.0000	0.0000		H ₂ O	0.00000	0.0000
	Total	1.0000	0.0000		Total	1.00000	49964.5005
				2	Arus <18>	xi	Laju Alir (kg/jam)
					CH ₄	0.6596	332.9153
					C ₂ H ₆	0.1148	57.9588
					C ₃ H ₈	0.1028	51.8804
					i-C ₄ H ₁₀	0.0288	14.5496
					n-C ₄ H ₁₀	0.0317	16.0046
					i-C ₅ H ₁₂	0.0179	9.0304
					n-C ₅ H ₁₂	0.0107	5.4183
					C ₆ H ₁₄	0.0085	4.3144

APPENDIX A
NERACA MASSA

		CO ₂	0.0153	7.7115
		N ₂	0.0097	4.9086
		H ₂ O	0.0000	0.0000
		Total	1.0000	504.6919
Total	0.0000	Total		50469.1924

(4) Molecular Sieve Regeneration

Fungsi : Untuk meregenerasi Molecular Sieve yang sudah jenuh dengan mengalirkan kembali 1% gas alam



Tabel A.7 Neraca Massa Regenerasi Molecular Sieve

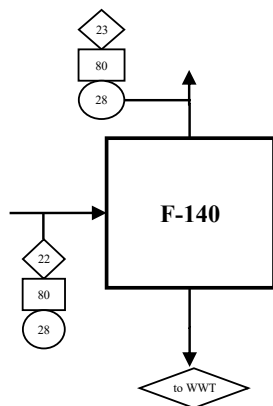
Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <19>	xi	Laju Alir (kg/jam)	1	Arus <20>	xi	Laju Alir (kg/jam)
	CH ₄	0.6596	332.9153		CH ₄	0.6469	332.9153
	C ₂ H ₆	0.1148	57.9588		C ₂ H ₆	0.1126	57.9588
	C ₃ H ₈	0.1028	51.8804		C ₃ H ₈	0.1008	51.8804
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	14.5496		i-C ₄ H ₁₀	0.0283	14.5496
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	16.0046		n-C ₄ H ₁₀	0.0311	16.0046
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	9.0304		i-C ₅ H ₁₂	0.0175	9.0304
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	5.4183		n-C ₅ H ₁₂	0.0105	5.4183
	C ₆ H ₁₄	0.0085	4.3144		C ₆ H ₁₄	0.0084	4.3144
	CO ₂	0.0153	7.7115		CO ₂	0.0150	7.7115
	N ₂	0.0097	4.9086		N ₂	0.0095	4.9086
	H ₂ O	0.0000	0.0000		H ₂ O	0.0193	9.9535
	Total	1.0000	504.6919		Total	1.0000	514.6454
2	Mol. Sieve	xi	Laju Alir (kg/jam)				
	CH ₄	0.0000	0.0000				
	C ₂ H ₆	0.0000	0.0000				
	C ₃ H ₈	0.0000	0.0000				
	i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000				
	n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000				
	i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000				

APPENDIX A NERACA MASSA

n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000	
C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000	
CO ₂	0.0000	0.0000	
N ₂	0.0000	0.0000	
H ₂ O	1.0000	9.9535	
Total	1.0000	9.9535	
Total		514.6454	Total 514.6454

(5) Knock Out Drum (F-140)

Fungsi : Untuk memisahkan air dari gas alam recovery hasil regeneration dehydration unit



Kondisi Operasi : T = 298.2 K 85 F
P = 25 bar

1) Menghitung fraksi mol komponen mol yang masuk ke dalam Knock Out Water

Tabel A.8 Fraksi Mol Komponen Masuk ke Dalam Kolom Knock Out Water

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	zi
CH ₄	332.9153	20.7516	0.8127
C ₂ H ₆	57.9588	1.9275	0.0755
C ₃ H ₈	51.8804	1.1765	0.0461
i-C ₄ H ₁₀	14.5496	0.2503	0.0098
n-C ₄ H ₁₀	16.0046	0.2754	0.0108
i-C ₅ H ₁₂	9.0304	0.1252	0.0049
n-C ₅ H ₁₂	5.4183	0.0751	0.0029
C ₆ H ₁₄	4.3144	0.0501	0.0020
CO ₂	7.7115	0.1752	0.0069
N ₂	4.9086	0.1752	0.0069
H ₂ O	9.9535	0.5525	0.0216
Total	514.6454	25.5345	1.0000

APPENDIX A NERACA MASSA

2) Data Ki dari simulasi Hysys :

Tabel A.9 Nilai Psat dan Ki Masing Masing Komponen

Komponen	Psat	Ki	Ki pada HYSYS
CH ₄	59743.94	2389.758	6171000
C ₂ H ₆	1153.266	46.131	351300000
C ₃ H ₈	352.815	14.113	57680000000
i-C ₄ H ₁₀	142.650	5.706	2.862E+13
n-C ₄ H ₁₀	87.332	3.493	1.728E+13
i-C ₅ H ₁₂	40.361	1.614	1.196E+16
n-C ₅ H ₁₂	34.157	1.366	1.047E+16
C ₆ H ₁₄	10.781	0.431	9.779E+18
CO ₂	0.032	0.001	85.67
N ₂	1930.416	77.217	2778
H ₂ O	2.215	0.089	0.001321

3) Menghitung yi masing-masing komponen

Tabel A.10 Perhitungan Flash Calculation pada Knock Out Water Drum

Komponen	z_i	K_i	$\frac{z_i \cdot K_i}{1 + V(K_i - 1)}$
CH ₄	0.81	2389.8	0.83
C ₂ H ₆	0.08	46.1	0.08
C ₃ H ₈	0.05	14.1	0.05
i-C ₄ H ₁₀	0.01	5.7	0.01
n-C ₄ H ₁₀	0.01	3.5	0.01
i-C ₅ H ₁₂	0.00	1.6	0.01
n-C ₅ H ₁₂	0.00	1.4	0.00
C ₆ H ₁₄	0.00	0.4	0.00
CO ₂	0.01	0.0	0.01
N ₂	0.01	77.2	0.01
H ₂ O	0.02	0.1	0.00
Total	1.00		1.00

Digunakan nilai Ki dari simulasi Aspen HYSYS, hal ini karena pada perhitungan manual digunakan asumsi yang berbeda. Pada perhitungan manual digunakan asumsi kondisi gas dan larutannya ideal sehingga fugasitas dan koefisien aktivitas dianggap 1, sedangkan pada HYSYS nilai keduanya tidak dianggap 1 atau dihitung dalam keadaan sebenarnya.

APPENDIX A NERACA MASSA

4) Melakukan trial nilai V dengan menggunakan *features Solver*, didapatkan

$$\begin{aligned} \text{Fraksi V} &= 0.980 & \text{Fraksi L} &= 0.020 \\ \text{V} &= 25.02 \text{ kmol} & \text{L} &= 0.51718 \text{ kmol} \\ \text{Error} &= 0.00 & \text{Total Fraksi} &= 1 \end{aligned}$$

5) Menghitung x_i masing-masing komponen dengan persamaan :

$$x_i = \frac{y_i}{K_i}$$

Maka, diperoleh :

Tabel A.11 Data y_i dan x_i Masing-Masing Komponen pada Knock Out Water Drum

Komponen	y_i	x_i
CH ₄	0.8295	0.0000
C ₂ H ₆	0.0770	0.0000
C ₃ H ₈	0.0470	0.0000
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.0000
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.0000
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.0000
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.0000
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.0000
CO ₂	0.0070	0.0001
N ₂	0.0070	0.0000
H ₂ O	0.0013	1.0041
Total	1.0000	1.0

6) Menghitung komposisi *top* dan *bottom product* masing-masing komponen :

Tabel A.12 Data *Top* dan *Bottom Product* pada Knock Out Water Drum

Komponen	<i>Top Product</i>		<i>Bottom Product</i>	
	kmol	kg	kmol	kg
CH ₄	20.7516	332.9153	0.0000	0.0000
C ₂ H ₆	1.9275	57.9588	0.0000	0.0000
C ₃ H ₈	1.1765	51.8804	0.0000	0.0000
i-C ₄ H ₁₀	0.2503	14.5496	0.0000	0.0000
n-C ₄ H ₁₀	0.2754	16.0046	0.0000	0.0000
i-C ₅ H ₁₂	0.1252	9.0304	0.0000	0.0000
n-C ₅ H ₁₂	0.0751	5.4183	0.0000	0.0000
C ₆ H ₁₄	0.0501	4.3144	0.0000	0.0000
CO ₂	0.1752	7.7097	0.0000	0.0019
N ₂	0.1752	4.9085	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0332	0.5978	0.5193	9.3556
Total	25.0173	505.2879	0.5194	9.3575

APPENDIX A
NERACA MASSA

Tabel A.13 Neraca Massa Knock Out Water Drum (F-140)

Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <22>	xi	laju alir (kg/jam)	1	Arus <23>	xi	laju alir (kg/jam)
	CH ₄	0.6469	332.9153		CH ₄	0.65886	332.9153
	C ₂ H ₆	0.1126	57.9588		C ₂ H ₆	0.11470	57.9588
	C ₃ H ₈	0.1008	51.8804		C ₃ H ₈	0.10267	51.8804
	i-C ₄ H ₁₀	0.0283	14.5496		i-C ₄ H ₁₀	0.02879	14.5496
	n-C ₄ H ₁₀	0.0311	16.0046		n-C ₄ H ₁₀	0.03167	16.0046
	i-C ₅ H ₁₂	0.0175	9.0304		i-C ₅ H ₁₂	0.01787	9.0304
	n-C ₅ H ₁₂	0.0105	5.4183		n-C ₅ H ₁₂	0.01072	5.4183
	C ₆ H ₁₄	0.0084	4.3144		C ₆ H ₁₄	0.00854	4.3144
	CO ₂	0.0150	7.7115		CO ₂	0.01526	7.7097
	N ₂	0.0095	4.9086		N ₂	0.00971	4.9085
	H ₂ O	0.0193	9.9535		H ₂ O	0.00118	0.5978
	Total	1.00000	514.6454		Total	1.00000	505.2879
				2	to WWT	xi	laju alir (kg/jam)
					CH ₄	0.0000	0.0000
					C ₂ H ₆	0.0000	0.0000
					C ₃ H ₈	0.0000	0.0000
					i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
					n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0000
					i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
					n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
					C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
					CO ₂	0.0000	0.0019
					N ₂	0.0000	0.0000
					H ₂ O	0.0185	9.3556
					Total	0.0185	9.3575
Total			514.6454	Total			514.6454

Tabel A.14 Nilai Parameter Antoine Equation Setiap Komponen

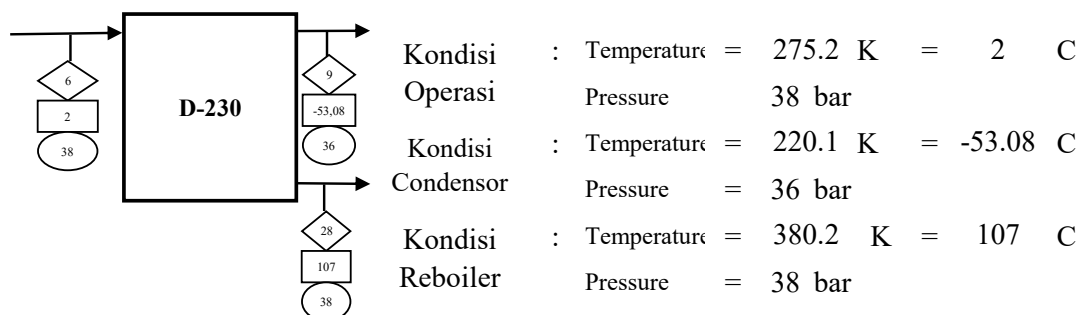
Komponen	a	b	c	d	e	f
Metana (C ₁)	31.35	-1308	0.0	-3.26	0.0	2.0
Etana (C ₂)	44.01	-2569	0.0	-4.98	0.0	2.0
Propana (C ₃)	52.38	-3491	0.0	-6.11	0.0	2.0

APPENDIX A NERACA MASSA

i-Butana (iC ₄)	58.78	-4137	0.0	-7.01	0.0	2.0
n-Butana (nC ₄)	66.95	-4604	0.0	-8.25	0.0	2.0
i-Pentana (iC ₅)	66.76	-5059	0.0	-8.09	0.0	2.0
n-Pentana (nC ₅)	63.33	-5118	0.0	-7.48	0.0	2.0
Hexana (C ₆₊)	70.43	-6056	0.0	-8.38	0.0	2.0
Karbondioksida (CO ₂)	133.62	-4735	0.0	-21.27	0.0	1.0
Nitrogen (N ₂)	35.41	-966	0.0	-4.32	0.0	2.0
H ₂ O	65.93	-7228	0.0	-7.18	0.0	2.0

(6) Deethanizer Column (D-230)

Fungsi : Untuk memisahkan komponen metana & etana dari campuran senyawa fraksi pada gas alam dengan distilasi



Tabel A.15 Komponen Feed Deethanizer Column

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	zi
Metana (C ₁)	32958.6174	2054.4052	0.8307
Etana (C ₂)	5737.9174	190.8193	0.0772
Propana (C ₃)	5136.1592	116.4741	0.0471
i-Butana (iC ₄)	1440.4131	24.7817	0.0100
n-Butana (nC ₄)	1584.4545	27.2599	0.0110
i-Pentana (iC ₅)	894.0132	12.3909	0.0050
n-Pentana (nC ₅)	536.4079	7.4345	0.0030
Hexana (C ₆₊)	427.1275	4.9563	0.0020
Karbondioksida (CO ₂)	763.4430	17.3472	0.0070
Nitrogen (N ₂)	485.9473	17.3472	0.0070
H ₂ O	0.0000	0.0000	0.0000
Total	49964.5005	2473.2163	1.0000

APPENDIX A
NERACA MASSA

Tabel A.16 Data Tekanan (Psat) Masing Masing Komponen

Komponen	P sat (kPa)
Metana (C ₁)	36503.3
Etana (C ₂)	2512.9
Propana (C ₃)	505.1
i-Butana (iC ₄)	172.1
n-Butana (nC ₄)	111.9
i-Pentana (iC ₅)	37.7
n-Pentana (nC ₅)	26.7
Hexana (C ₆₊)	6.4
Karbondioksida (CO ₂)	3654.0
Nitrogen (N ₂)	844352.1
H ₂ O	0.7

A.17 Data Critical Properties (Temperature) Masing Masing Komponen

Komponen	Tc (K)	Tr	B0	B1
Metana (C ₁)	190.6	1.444	-0.15	0.10
Etana (C ₂)	305.32	0.901	-0.42	-0.13
Propana (C ₃)	369.8	0.744	-0.59	-0.46
i-Butana (iC ₄)	408.1	0.674	-0.71	-0.76
n-Butana (nC ₄)	425.1	0.647	-0.76	-0.93
i-Pentana (iC ₅)	460.4	0.598	-0.88	-1.36
n-Pentana (nC ₅)	469.7	0.586	-0.91	-1.49
Hexana (C ₆₊)	507.6	0.542	-1.04	-2.11
Karbondioksida (CO ₂)	304.2	0.905	-0.41	-0.12
Nitrogen (N ₂)	126.2	2.18	-0.04	0.13
H ₂ O	647.1	0.425	-1.57	-6.10

Tabel A.18 Data Critical Properties (Pressure) Masing Masing Komponen

Komponen	Pc (bar)	Pr	ω	φ
Metana (C ₁)	45.99	0.826	0.012	0.92
Etana (C ₂)	48.72	0.78	0.1	0.69
Propana (C ₃)	42.48	0.895	0.152	0.45
i-Butana (iC ₄)	36.48	1.042	0.181	0.27
n-Butana (nC ₄)	37.96	1.001	0.2	0.23
i-Pentana (iC ₅)	33.37	1.139	0.252	0.10
n-Pentana (nC ₅)	33.7	1.128	0.252	0.08
Hexana (C ₆₊)	30.25	1.256	0.301	0.02

APPENDIX A
NERACA MASSA

Karbendioksida (CO ₂)	73.83	0.515	0.224	0.78
Nitrogen (N ₂)	34	1.118	0.038	0.98
H ₂ O	220.55	0.172	0.345	0.23

Tabel A.19 Perhitungan Ki dan Log α_i Masing Masing Komponen pada Deethanizer

Komponen	Ki	α_i	$\log \alpha_i$	$\alpha_i \cdot z_i$	$y_i = z_i \cdot K_i$
Metana (C ₁)	9.6061	14.5261	1.1621	12.0663	7.9795
Etana (C ₂)	0.6613	1.0000	0.0000	0.0772	0.0510
Propana (C ₃)	0.1329	0.2010	-0.6968	0.0095	0.0063
i-Butana (iC ₄)	0.0453	0.0685	-1.1643	0.0007	0.0005
n-Butana (nC ₄)	0.0294	0.0445	-1.3514	0.0005	0.0003
i-Pentana (iC ₅)	0.0099	0.0150	-1.8239	0.0001	0.0000
n-Pentana (nC ₅)	0.0070	0.0106	-1.9736	0.0000	0.0000
Hexana (C ₆₊)	0.0017	0.0025	-2.5952	0.0000	0.0000
Karbendioksida (CO ₂)	0.9616	1.4541	0.1626	0.0102	0.0067
Nitrogen (N ₂)	222.1979	336.0012	2.5263	2.3567	1.5585
H ₂ O	0.0002	0.0003	-3.5521	0.0000	0.0000

Asumsi distribusi produk distilat dan bottom

Produk atas, Ethana recovery D = 0.997

Produk bawah, Propana recovery B = 0.997

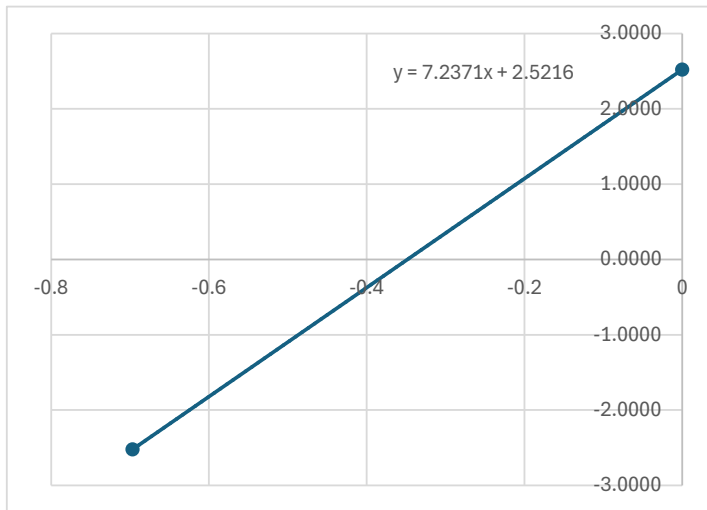
Grafik distribusi komponen dalam distilat

Tabel A.20 Data Grafik Distribusi Komponen *Deethanizer Column*

Komponen	α_i	$\log \alpha_i$	$\log (D_i/B_i)$	$\log (D_i/B_i)$
Etana (C ₂)	1.000	0.0000	2.5216	2.5216
Propana (C ₃)	0.201	-0.6968	-0.0039	-2.5216

Untuk distribusi komponen dalam distilat (produk atas) dan bottom (produk bawah) dengan membuat persamaan garis antara *heavy key* dan *light key* dengan absis $\log \alpha_i$ dan ordinat $\log (D_i/B_i)$ diperoleh persamaan regresi sebagai berikut (van Winkle, pg. 308)

APPENDIX A NERACA MASSA



$$\log (D_i/B_i) = m \log (\alpha_i) + c$$

$$m = 7.2371$$

$$c = 2.5216$$

DISTILAT (D)

Tabel A.21 Perhitungan Distribusi Komponen pada Distilat *Deethanizer Column*

Komponen	$\log (D_i/B_i)$	D (kmol)	x_D	D (kg)
Metana (C_1)	10.9322	2054.4052	0.9012	32958.6174
Etana (C_2)	2.5216	190.2469	0.0835	5720.7047
Propana (C_3)	-2.5215	0.3494	0.0002	15.4094
i-Butana (iC_4)	-5.9045	0.0000	0.0000	0.0018
n-Butana (nC_4)	-7.2584	0.0000	0.0000	0.0001
i-Pentana (iC_5)	-10.6783	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentana (nC_5)	-11.7615	0.0000	0.0000	0.0000
Hexana (C_{6+})	-16.2601	0.0000	0.0000	0.0000
Karbondiodoksida (CO_2)	3.6982	17.3437	0.0076	763.2901
Nitrogen (N_2)	20.8050	17.3472	0.0076	485.9473
H_2O	-23.1853	0.0000	0.0000	0.0000
Total		2279.7	1.00	39943.9707

BOTTOM (B)

Tabel A.22 Perhitungan Distribusi Komponen pada Bottom *Deethanizer Column*

Komponen	$\log (D_i/B_i)$	B (kmol)	x_B	B (kg)
Metana (C_1)	10.9322	0.0000	0.0000	0.0000
Etana (C_2)	0.0000	0.5724	0.0030	17.2127
Propana (C_3)	0.0000	116.1247	0.6001	5120.7499

APPENDIX A
NERACA MASSA

i-Butana (iC ₄)	0.0000	24.7817	0.1281	1440.4113
n-Butana (nC ₄)	0.0000	27.2599	0.1409	1584.4544
i-Pentana (iC ₅)	0.0000	12.3909	0.0640	894.0132
n-Pentana (nC ₅)	0.0000	7.4345	0.0384	536.4079
Hexana (C ₆₊)	0.0000	4.9563	0.0256	427.1275
Karbon-dioksida (CO ₂)	0.0000	0.0035	0.0000	0.1529
Nitrogen (N ₂)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total		193.5	1.00	10020.5

Tabel A.23 Neraca Massa pada Deethanizer Column (D-430)

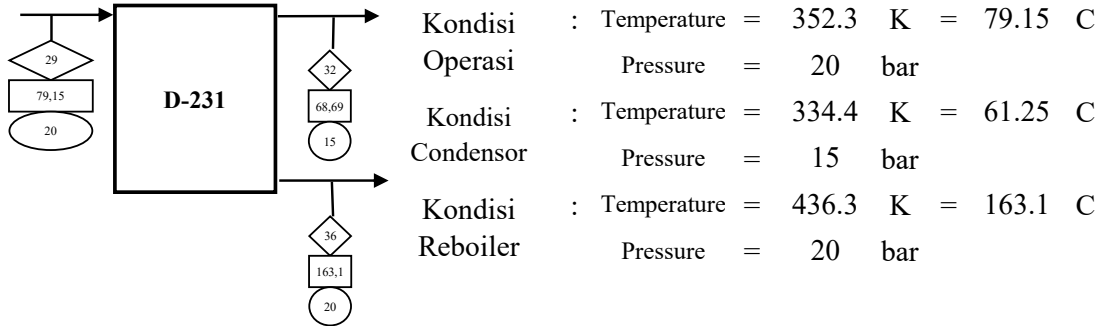
Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <6>	xi	laju alir (kg/jam)	1	Arus <9>	xi	laju alir (kg/jam)
	CH ₄	0.6596	32958.6174		CH ₄	0.8251	32958.6174
	C ₂ H ₆	0.1148	5737.9174		C ₂ H ₆	0.1432	5720.7047
	C ₃ H ₈	0.1028	5136.1592		C ₃ H ₈	0.0004	15.4094
	i-C ₄ H ₁₀	0.0288	1440.4131		i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0018
	n-C ₄ H ₁₀	0.0317	1584.4545		n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0001
	i-C ₅ H ₁₂	0.0179	894.0132		i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
	n-C ₅ H ₁₂	0.0107	536.4079		n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0000
	C ₆ H ₁₄	0.0085	427.1275		C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
	CO ₂	0.0153	763.4430		CO ₂	0.0191	763.2901
	N ₂	0.0097	485.9473		N ₂	0.0122	485.9473
	H ₂ O	0.0000	0.0000		H ₂ O	0.0000	0.0000
Total		1.0000	49964.5005	Total		1.0000	39943.9707
				2	Arus <28>	xi	laju alir (kg/jam)
					CH ₄	0.0000	0.0000
					C ₂ H ₆	0.0017	17.2127
					C ₃ H ₈	0.5110	5120.7499
					i-C ₄ H ₁₀	0.1437	1440.4113
					n-C ₄ H ₁₀	0.1581	1584.4544
					i-C ₅ H ₁₂	0.0892	894.0132
					n-C ₅ H ₁₂	0.0535	536.4079
					C ₆ H ₁₄	0.0426	427.1275
					CO ₂	0.0000	0.1529
					N ₂	0.0000	0.0000
					H ₂ O	0.0000	0.0000
					Total	1.0000	10020.5298

APPENDIX A
NERACA MASSA

Total	49964.50	Total	49964.50
--------------	-----------------	--------------	-----------------

(7) D-231 (Debuthanizer Column)

Fungsi : Untuk memisahkan komponen propana dan butana dari campuran senyawa fraksi pada gas alam dengan distilasi



Tabel A.24 Komponen Feed *Debuthanizer Column*

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/hr)	zi
Metana (C ₁)	0.0	0.0	0.00
Etana (C ₂)	17.2	0.6	0.00
Propana (C ₃)	5120.7	116.1	0.60
i-Butana (iC ₄)	1440.4	24.8	0.13
n-Butana (nC ₄)	1584.5	27.3	0.14
i-Pentana (iC ₅)	894.0	12.4	0.06
n-Pentana (nC ₅)	536.4	7.4	0.04
Hexana (C ₆₊)	427.1	5.0	0.03
Karbondioksida (CO ₂)	0.2	0.0	0.00
Nitrogen (N ₂)	0.0	0.0	0.00
H ₂ O	0.0	0.0	0.00
Total	10020.5	193.5	1.00

Tabel A.25 Data Tekanan Uap (P_{sat}) Masing Masing Komponen

Komponen	P sat (kPa)
Metana (C ₁)	191715.5
Etana (C ₂)	11529.2
Propana (C ₃)	3085.3
i-Butana (iC ₄)	1352.1
n-Butana (nC ₄)	994.0
i-Pentana (iC ₅)	447.9

APPENDIX A
NERACA MASSA

n-Pentana (nC ₅)	359.4
Hexana (C ₆₊)	137.3
Karbondioksida (CO ₂)	19373.8
Nitrogen (N ₂)	29139876.2
H ₂ O	45.8

Tabel A.26 Data Critical Properties (Temperature) Masing Masing Komponen

Komponen	Tc (K)	Tr	B0	B1
Metana (C ₁)	190.60	1.85	-0.07	0.13
Etana (C ₂)	305.32	1.15	-0.25	0.04
Propana (C ₃)	369.80	0.95	-0.37	-0.07
i-Butana (iC ₄)	408.10	0.86	-0.45	-0.18
n-Butana (nC ₄)	425.10	0.83	-0.49	-0.24
i-Pentana (iC ₅)	460.40	0.77	-0.56	-0.39
n-Pentana (nC ₅)	469.70	0.75	-0.59	-0.44
Hexana (C ₆₊)	507.60	0.69	-0.67	-0.66
Karbondioksida (CO ₂)	304.20	1.16	-0.25	0.05
Nitrogen (N ₂)	126.20	2.79	0.00	0.14
H ₂ O	647.10	0.54	-1.03	-2.07

Tabel A.27 Data Critical Properties (Pressure) Masing Masing Komponen

Komponen	Pc (bar)	Pr	ω	φ
Metana (C ₁)	45.99	0.43	0.01	0.98
Etana (C ₂)	48.72	0.41	0.10	0.92
Propana (C ₃)	42.48	0.47	0.15	0.83
i-Butana (iC ₄)	36.48	0.55	0.18	0.74
n-Butana (nC ₄)	37.96	0.53	0.20	0.71
i-Pentana (iC ₅)	33.37	0.60	0.25	0.59
n-Pentana (nC ₅)	33.70	0.59	0.25	0.58
Hexana (C ₆₊)	30.25	0.66	0.30	0.44
Karbondioksida (CO ₂)	73.83	0.27	0.22	0.95
Nitrogen (N ₂)	34.00	0.59	0.04	1.00
H ₂ O	220.55	0.09	0.35	0.75

Tabel A.28 Perhitungan Ki dan Log αi pada Debuthanizer Column

Komponen	Ki	αi	log αi	αi.zi	yi = zi.Ki
Metana (C ₁)	95.86	141.8	2.15	0.0000	0.0000
Etana (C ₂)	5.76	8.53	0.93	0.0252	0.0171

APPENDIX A NERACA MASSA

Propana (C ₃)	1.54	2.28	0.36	1.3692	0.9257
i-Butana (iC ₄)	0.68	1.00	0.00	0.1281	0.0866
n-Butana (nC ₄)	0.50	0.74	-0.13	0.1036	0.0700
i-Pentana (iC ₅)	0.22	0.33	-0.48	0.0212	0.0143
n-Pentana (nC ₅)	0.18	0.27	-0.58	0.0102	0.0069
Hexana (C ₆₊)	0.07	0.10	-0.99	0.0026	0.0018
Karbondioksida (CO ₂)	9.69	14.33	1.16	0.0003	0.0002
Nitrogen (N ₂)	14570	21551	4.33	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.02	0.03	-1.47	0.0000	0.0000

Asumsi distribusi produk distilat dan bottom

Produk atas, n-Butana recovery D = 0.997

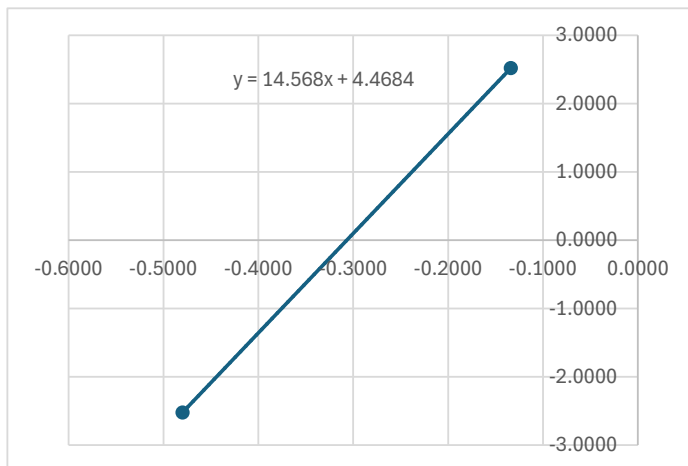
Produk bawah, i-Pentana recovery B = 0.997

Grafik distribusi komponen dalam distilat

Tabel A.29 Data Grafik Distribusi Komponen pada Debuthanizer Column

Komponen	α_i	$\log \alpha_i$	$\log (D_i/B_i)$	$\log (D_i/B_i)$
n-Butana (nC ₄)	0.735	-0.1336	2.5216	2.5216
Propana (C ₃)	0.331	-0.4798	2.5216	-2.5216

Untuk distribusi komponen dalam distilat (produk atas) dan bottom (produk bawah) dengan membuat persamaan garis antara *heavy key* dan *light key* dengan absis $\log \alpha_i$ dan ordinat $\log (D_i/B_i)$ diperoleh persamaan regresi sebagai berikut (van Winkle, pg 308)



$$\log (D_i/B_i) = m \log (\alpha_i) + c$$

$$m = 14.568$$

$$c = 4.4684$$

APPENDIX A
NERACA MASSA

DISTILAT (D)

Tabel A.30 Perhitungan Distribusi Komponen pada Distilat *Debuthanizer Column*

Komponen	$\log (D_i/B_i)$	D (kmol)	x_D	D (kg)
Metana (C_1)	35.8136	0.0000	0.0000	0.0000
Etana (C_2)	18.0281	0.5724	0.0034	17.2127
Propana (C_3)	9.6880	116.1247	0.6884	5120.7499
i-Butana (iC_4)	4.4684	24.7809	0.1469	1440.3624
n-Butana (nC_4)	2.5216	27.1781	0.1611	1579.7008
i-Pentana (iC_5)	-2.5218	0.0372	0.0002	2.6809
n-Pentana (nC_5)	-3.9147	0.0009	0.0000	0.0653
Hexana (C_{6+})	-10.0004	0.0000	0.0000	0.0000
CO ₂	21.3120	0.0035	0.0000	0.1529
Nitrogen (N ₂)	67.5985	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	-16.9519	0.0000	0.0000	0.0000
Total		168.6976	1.0000	8160.9248

BOTTOM (B)

Tabel A.31 Perhitungan Distribusi Komponen pada Bottom *Debuthanizer Column*

Komponen	$\log (D_i/B_i)$	B (kmol)	x_B	B (kg)
Metana (C_1)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Etana (C_2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Propana (C_3)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
i-Butana (iC_4)	0.0000	0.0008	0.0000	0.0490
n-Butana (nC_4)	0.0000	0.0818	0.0033	4.7536
i-Pentana (iC_5)	0.0000	12.3537	0.4976	891.3323
n-Pentana (nC_5)	0.0000	7.4336	0.2994	536.3427
Hexana (C_{6+})	0.0000	4.9563	0.1996	427.1275
Karbondiodoksida (CO ₂)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen (N ₂)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total		24.8263	1.0000	1859.605

Tabel A.32 Neraca Massa pada *Debuthanizer Column* (D-231)

Masuk (kg)				Keluar (kg)			
1	Arus <29>	xi	laju alir (kg/jam)	1	Arus <31>	xi	laju alir (kg/jam)
	CH ₄	0.0000	0.0000		CH ₄	0.0000	0.0000
	C ₂ H ₆	0.0017	17.2127		C ₂ H ₆	0.0021	17.2127
	C ₃ H ₈	0.5110	5120.7499		C ₃ H ₈	0.6275	5120.7499

APPENDIX A
NERACA MASSA

i-C ₄ H ₁₀	0.1437	1440.4113		i-C ₄ H ₁₀	0.1765	1440.3624
n-C ₄ H ₁₀	0.1581	1584.4544		n-C ₄ H ₁₀	0.1936	1579.7008
i-C ₅ H ₁₂	0.0892	894.0132		i-C ₅ H ₁₂	0.0003	2.6809
n-C ₅ H ₁₂	0.0535	536.4079		n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.0653
C ₆ H ₁₄	0.0426	427.1275		C ₆ H ₁₄	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0000	0.1529		CO ₂	0.0000	0.1529
N ₂	0.0000	0.0000		N ₂	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0000	0.0000		H ₂ O	0.0000	0.0000
Total	1.0000	10020.5298		Total	1.0000	8160.9248
			2	Arus <36>	xi	laju alir (kg/jam)
				CH ₄	0.0000	0.0000
				C ₂ H ₆	0.0000	0.0000
				C ₃ H ₈	0.0000	0.0000
				i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.0490
				n-C ₄ H ₁₀	0.0026	4.7536
				i-C ₅ H ₁₂	0.4793	891.3323
				n-C ₅ H ₁₂	0.2884	536.3427
				C ₆ H ₁₄	0.2297	427.1275
				CO ₂	0.0000	0.0000
				N ₂	0.0000	0.0000
				H ₂ O	0.0000	0.0000
				Total	1.0000	1859.6050
			Total		10020.5298	

APPENDIX A NERACA ENERGI

Perhitungan neraca energi untuk sistem tertutup didasarkan pada Hukum I Termodinamika, yaitu

$$\Delta E = Q - W \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

E = energi persatuan massa suatu aliran, yang terdiri dari Energi Potensial, Energi Kinetik, dan Energi Dalam

Q = panas yang diserap oleh aliran

W = usaha yang diberikan oleh aliran ke lingkungan

Persamaan Hukum I Termodinamika dapat diubah menjadi *overall energy balance* sebagai berikut

$$H_2 - H_1 + \frac{1}{2}(v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) = Q - W_s \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

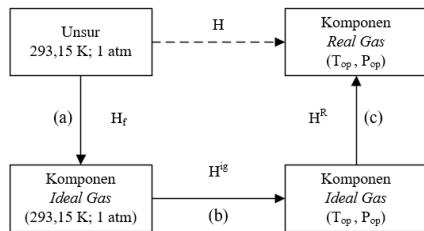
Asumsi yang digunakan:

1. Keadaan *steady state* sehingga nilai akumulasi = 0
2. Perubahan energi potensial dan energi kinetik diabaikan

Sehingga persamaan umum neraca energi yang akan digunakan sebagai dasar perhitungan adalah

$$H_1 + Q - W_s = H_2$$

Perhitungan entalpi untuk komponen yang **memiliki fasa gas pada reference state dan fasa gas pada kondisi operasi** adalah sebagai berikut



$$H = H_f + H^{ig} + H^R$$

H_f adalah *heat of formation*

H^{ig} adalah *sensible heat*

$$H^{ig} = \langle C_P \rangle_H (T_{op} - T_{ref}) \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 4.9})$$

$$\langle C_P \rangle_H = A + BT_{op} + CT_{op}^2 + DT_{op}^3 \quad (\text{Towler, 2008. Eq 3.13a})$$

H^R adalah *residual property*

$$\frac{H^R}{R} = P_r \left[B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left(B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right] \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 6.78})$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}} \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 3.61})$$

$$\frac{dB^0}{dT_r} = \frac{0,675}{T_r^{2,6}} \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 6.80})$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}} \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 3.62})$$

$$\frac{dB^1}{dT_r} = \frac{0,722}{T_r^{5,2}} \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 6.81})$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

$$dT_r \quad T_r^{5,2}$$

Untuk kondisi operasi pada tekanan yang tinggi, digunakan persamaan-persamaan Redlich Kwong untuk perhitungan H^R . Persamaan yang akan digunakan adalah sebagai berikut:

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] qI \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 6.64})$$

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \varepsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 3.49})$$

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{T_r} \quad q = \frac{\psi \alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 3.50 dan 3.51})$$

$$\alpha(T_r) = T_r^{-1/2} \quad q = \frac{\psi}{\Omega(T_r^{1,5})} \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 3.51})$$

Tabel 3.1 Smith Vannes 6th edition (Parameter Redlich Kwong):

σ	ε	Ω	Ψ	Z_c
1	0	0.0866	0.4275	0.333

$$I = \frac{1}{\sigma - \varepsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \varepsilon\beta} \right) \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 6.64})$$

Nilai *enthalpy of formation dan properti* dari masing-masing komponen :

Tabel A.33 Properti Masing-Masing Komponen

Komponen	H_f (kJ/mol)	ω	T_c (K)	P_c (bar)
CH ₄	-74.9	0.012	190.6	45.99
C ₂ H ₆	-84.738	0.1	305.32	48.72
C ₃ H ₈	-103.89	0.152	369.8	42.48
i-C ₄ H ₁₀	-134.59	0.181	408.1	36.48
n-C ₄ H ₁₀	-126.19	0.2	425.1	37.96
i-C ₅ H ₁₂	-154.59	0.252	460.4	33.37
n-C ₅ H ₁₂	-146.49	0.252	469.7	33.7
C ₆ H ₁₄	-167.29	0.301	507.6	30.25
CO ₂	-393.79	0.224	304.2	73.83
N ₂	0	0.038	126.2	34
H ₂ O	-241.814	0.345	647.1	220.55

(Smith Van Ness, 2001. Appendix B)

Konstanta *heat capacity* untuk gas (dalam J/mol.K) :

Tabel A.34 Konstanta Heat Capacity untuk Gas

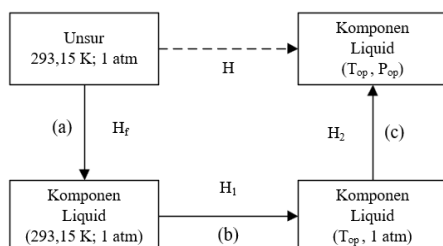
Komponen	A	B	C	D
CH ₄	19.251	0.052126	1.197E-05	-1.132E-08
C ₂ H ₆	5.409	0.17811	-6.94E-05	8.7127E-09
C ₃ H ₈	-4.224	0.30626	-0.000159	3.2146E-08
i-C ₄ H ₁₀	-1.39	0.38473	-0.000185	2.8952E-08

APPENDIX A NERACA ENERGI

n-C ₄ H ₁₀	9.487	0.3313	-0.000111	-2.822E-09
i-C ₅ H ₁₂	-9.525	0.5066	-0.000273	5.7234E-08
n-C ₅ H ₁₂	-3.626	0.48734	-0.000258	5.3047E-08
C ₆ H ₁₄	-4.413	0.58197	-0.000312	6.4937E-08
CO ₂	19.795	0.073436	-5.6E-05	1.7153E-08
N ₂	31.15	-0.01357	2.68E-05	-1.168E-08
H ₂ O	32.243	0.0019238	1.056E-05	-3.596E-09

(Gavin Towler, R K Sinnott, 2008)

Perhitungan entalpi untuk komponen yang **memiliki fasa liquid pada reference state dan fasa liquid pada kondisi operasi** adalah sebagai berikut :



$$H = H_f + H_1 + H_2$$

H_f adalah *heat of formation*

H_1 dan H_2 adalah *sensible heat*

$$H_1 + H_2 = C_P(T_{op} - T_{ref}) + (1 - \beta T_{op})V(P_{op} - P_{ref}) \quad (\text{Smith Van Ness, 2001. Eq 6.28})$$

$$\beta = \Omega \frac{P_r}{T_r}$$

(Smith Van Ness, 2001. Eq 3.50)

$$\Omega = 0,07779$$

$$V = \frac{ZRT}{P}$$

(Smith Van Ness, 2001. Eq 3.10)

$$Z = 1 + B^0 \frac{P_r}{T_r} + \omega B^1 \frac{P_r}{T_r}$$

(Smith Van Ness, 2001. Eq 3.59)

$$C_P(eq1) = C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3 + C_5 T^4$$

$$C_P(eq2) = \frac{C_1^2}{t} + C_2 - \frac{2C_1 C_3}{t} - C_1 C_4 t^2 - C_3^{\frac{2}{3}} t^3 - \frac{C_3 C_4 t^4}{2} - C_4^{\frac{2}{5}} t^5$$

$$t = 1 - T_r$$

Konstanta *heat capacity* untuk liquid (dalam J/kmol.K) :

Tabel A.35 Konstanta *heat capacity* untuk liquid

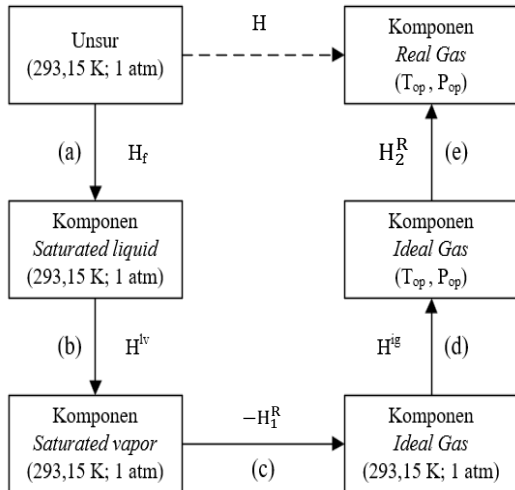
Komponen	eq	C1	C2	C3	C4	C5
CH ₄	2	65.708	38883	-257.95	614.07	0
C ₂ H ₆	2	44.009	89718	918.77	-1886	0
C ₃ H ₈	2	62.983	113630	633.21	-873.46	0
i-C ₄ H ₁₀	1	172370	-1783.9	14.759	-0.047909	5.805E-05
n-C ₄ H ₁₀	2	64.73	161840	983.41	-1431.5	0
i-C ₅ H ₁₂	1	108300	146	-0.292	0.00151	0
n-C ₅ H ₁₂	1	159080	-270.5	0.99537	0	0

APPENDIX A NERACA ENERGI

C ₆ H ₁₄	1	172120	-0.18378	0.88734	0	0
CO ₂	1	-8304300	104370	-433.33	0.60052	0
N ₂	1	281970	-12281	248	-2.2182	0.0074902
H ₂ S	2	64.666	49354	22.493	-1623	0
H ₂ O	1	276370	-2090.1	8.125	-0.014116	9.37E-06

(Perry's Chemical Engineers Handbook 8th ed, 2008)

Perhitungan entalpi untuk komponen yang **memiliki fasa gas pada *reference state* dan fasa liquid pada kondisi operasi** adalah sebagai berikut



$$H = H_f + H^{lv} - H_1^R + H^{ig} + H_2^R$$

$$\frac{H^{lv}}{H_n^{lv}} = \left(\frac{1 - T_r}{1 - T_{rn}} \right)^{0,38}$$

(Smith Van Ness, 2001. Eq 4.13)

$$\frac{H_n^{lv}}{RT_n} = \frac{1,092(\ln P_C - 1,013)}{0,930 - T_{rn}}$$

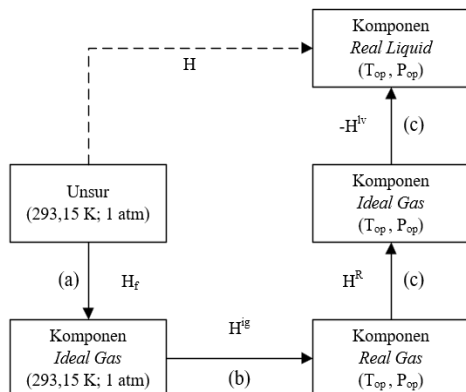
(Smith Van Ness, 2001. Eq 4.12)

Trouton's rule :

$$\frac{H_n^{lv}}{RT_n} \sim 10$$

$$\frac{H_n^{lv}}{RT_n} \sim 10$$

Perhitungan entalpi untuk komponen yang **memiliki fasa gas pada *reference state* dan fasa liquid pada kondisi operasi** adalah sebagai berikut :



$$H = H_f + H^{ig} + H^R - H^{lv}$$

H_f adalah *heat of formation*

H^{ig} adalah *sensible heat*

H^R adalah *residual property*

H^{lv} adalah *heat of vaporization*

APPENDIX A NERACA ENERGI

Berikut adalah data-data perhitungan Pra Desain Pabrik LNG dari Gas Alam

1. Feed Gas Alam	=	50	MMSCFD	BM =	20.20
	=	50055.3761	kg/jam		
	=	2478.2512	kmol/jam		
2. Hari kerja	=	330	Hari/tahun		
3. Jam Kerja	=	24	Jam/Hari		
4. Basis perhitungan	=	1	jam		
5. Referensi :	P =	1	bar		
	T =	25	°C	298.15	K
	R =	8.314	kJ/kmol.K		

Kondisi Operasi Feed Gas Alam

Suhu	=	36.68	°C	309.83	K	\
Tekanan	=	35.00	bar	3,500	kPa	

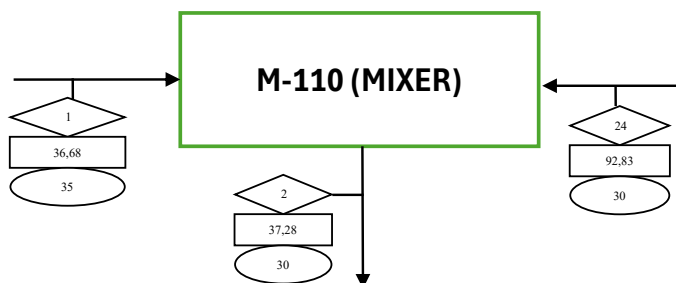
Tabel A.36 Komposisi natural gas pada aliran feed

Komposisi Feed Gas					
Komponen	Vap. Fraction	Fraksi mol	BM (kg/kmol)	Mol (kmol)	Massa (kg)
CH ₄	1	0.829	16.043	2054.47	32959.6609
C ₂ H ₆	1	0.077	30.070	190.83	5738.0991
C ₃ H ₈	1	0.047	44.097	116.48	5136.3218
i-C ₄ H ₁₀	1	0.01	58.124	24.78	1440.4587
n-C ₄ H ₁₀	1	0.011	58.124	27.26	1584.5046
i-C ₅ H ₁₂	1	0.005	72.151	12.39	894.0415
n-C ₅ H ₁₂	1	0.003	72.151	7.43	536.4249
C ₆ H ₁₄	1	0.002	86.178	4.96	427.1410
CO ₂	1	0.007	44.010	17.35	763.4697
N ₂	1	0.007	28.013	17.35	485.9628
H ₂ O	1	0.002	18.015	4.96	89.2919
Total		1		2478.25	50055.3761

1. Feed Gas Mixer to Dehydration (M-110)

Fungsi = Mencampurkan dry gas dan gas regeneration

APPENDIX A NERACA ENERGI



Data Arus 1

$$\begin{aligned} T_1 &= 36.68 & C &= 309.83 & K \\ P_1 &= 35.00 & \text{bar} \\ n_1 &= 2478.25 & \text{kmol/jam} \\ H_1 &= -199,592,120.82 & \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

Data Arus 24

$$\begin{aligned} T_{24} &= 92.83 & C &= 365.98 \\ P_{24} &= 30.00 & \text{bar} \\ n_{24} &= 24.98 & \text{kmol/jam} \\ H_{24} &= -1,938,074.10 \end{aligned}$$

Data Arus 2 (Trial suhu)

$$\begin{aligned} T_2 &= 37.28 & C &= 310.43 & K \\ P_2 &= 30.00 & \text{bar} \\ n_2 &= 2503.23 \end{aligned}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 1

Komponen	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH_4	2054.4702	0.8290	-153879821.3
C_2H_6	190.8253	0.0770	-16170157.9
C_3H_8	116.4778	0.0470	-12100879.3
i- C_4H_{10}	24.7825	0.0100	-3335478.3
n- C_4H_{10}	27.2608	0.0110	-3440035.7
i- C_5H_{12}	12.3913	0.0050	-1915564.3
n- C_5H_{12}	7.4348	0.0030	-1089117.1
C_6H_{14}	4.9565	0.0020	-829173.3
CO_2	17.3478	0.0070	-6831373.8
N_2	17.3478	0.0070	0.0
H_2O	4.9565	0.0020	-1198551.7
Total	2478.2512	1.0000	-200790152.6

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 1

Komponen	Fraksi mol	C_p (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH_4	0.8290	36.214	868997.846

APPENDIX A
NERACA ENERGI

C ₂ H ₆	0.0770	54.192	120784.957
C ₃ H ₈	0.0470	76.396	103933.591
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	100.951	29221.360
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	101.414	32290.651
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	122.940	17793.119
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	124.178	10783.330
C ₆ H ₁₄	0.0020	147.889	8561.605
CO ₂	0.0070	37.680	7634.835
N ₂	0.0070	29.170	5910.578
H ₂ O	0.0020	33.745	1953.582
Total	1.0000	864.770	1207865.454

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8290	1.62555	0.76104	-0.11	0.1166	0.1909	0.058	-5471.72
Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.0770	1.01477	0.71839	-0.33	-0.0227	0.6498	0.669	-1206.67
C ₃ H ₈	0.0470	0.83783	0.82392	-0.48	-0.2226	1.0693	1.812	-1306.58
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.7592	0.95943	-0.57	-0.4081	1.3816	3.025	-417.34
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.72884	0.92202	-0.62	-0.5103	1.5362	3.74	-498.17
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.67296	1.04885	-0.71	-0.7688	1.8903	5.662	-339.11
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.65963	1.03858	-0.74	-0.8483	1.9912	6.283	-212.48
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.61038	1.15702	-0.85	-1.2287	2.4363	9.406	-211.30
CO ₂	0.0070	1.01851	0.47406	-0.33	-0.0202	0.6436	0.656	-77.71
N ₂	0.0070	2.45507	1.02941	-0.02	0.135	0.0653	0.007	-25.71
H ₂ O	0.0020	0.4788	0.15869	-1.29	-3.6532	4.5805	33.25	-66.92

$$H_1 = -199592120.823 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 2

Komponen	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H _f (kJ/jam)
CH ₄	2075.2218	0.8290	-155434113.8
C ₂ H ₆	192.7528	0.0770	-16333487.6
C ₃ H ₈	117.6543	0.0470	-12223106.5
i-C ₄ H ₁₀	25.0328	0.0100	-3369168.9
n-C ₄ H ₁₀	27.5361	0.0110	-3474782.4
i-C ₅ H ₁₂	12.5164	0.0050	-1934912.8
n-C ₅ H ₁₂	7.5098	0.0030	-1100117.9
C ₆ H ₁₄	5.0066	0.0020	-837548.5

APPENDIX A
NERACA ENERGI

CO ₂	17.5230	0.0070	-6900375.1
N ₂	17.5230	0.0070	0.0
H ₂ O	4.9565	0.0020	-1198551.7
Total	2503.2332	1.0000	-202806165.3

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 2

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8290	36.248	923948.397
C ₂ H ₆	0.0770	54.275	128498.886
C ₃ H ₈	0.0470	76.527	110591.518
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	101.119	31091.710
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	101.571	34353.765
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	123.154	18933.342
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	124.384	11473.528
C ₆ H ₁₄	0.0020	148.135	9109.570
CO ₂	0.0070	37.707	8115.682
N ₂	0.0070	29.170	6278.405
H ₂ O	0.0020	33.750	2054.693
Total	1.0000	866.039	1284449.496

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 2

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8290	1.62871	0.65232	-0.11	0.1168	0.1899	0.057	-4719.7
Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.0770	1.01675	0.61576	-0.33	-0.0214	0.6465	0.662	-1040.8
C ₃ H ₈	0.0470	0.83946	0.70621	-0.48	-0.2197	1.0639	1.794	-1126.5
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.76068	0.82237	-0.57	-0.4036	1.3746	2.994	-359.7
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.73026	0.79031	-0.61	-0.5051	1.5285	3.702	-429.3
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.67427	0.89901	-0.71	-0.7614	1.8808	5.605	-292.1
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.66092	0.89021	-0.74	-0.8403	1.9812	6.22	-183.0
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.61157	0.99174	-0.84	-1.2176	2.4241	9.311	-181.9
CO ₂	0.0070	1.02049	0.40634	-0.33	-0.019	0.6403	0.65	-67.0
N ₂	0.0070	2.45985	0.88235	-0.02	0.1351	0.065	0.007	-22.2
H ₂ O	0.0020	0.47973	0.13602	-1.28	-3.6224	4.5574	32.91	-57.0

$$H_2 = - 201,530,194.92 \text{ kJ/jam}$$

$$H_2 = H_1 + H_{24}$$

$$= - 201,530,194.92 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Error } H_2 = - \text{ kJ/jam}$$

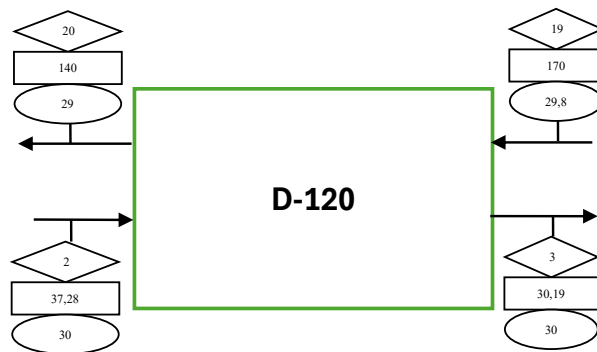
APPENDIX A NERACA ENERGI

Tabel A.37 Neraca Energi Mixer to Dehydration (M-110)

Mixer to Dehydration (M-110)			
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
H₁	- 199,592,120.82	H₂	- 201,530,194.92
H₂₁	- 1,938,074.10		
TOTAL	- 201,530,194.92	TOTAL	- 201,530,194.92

2. Dehydration Column (D-120 A/B/C)

Fungsi =



Data Arus 2

$$\begin{aligned}
 T_2 &= 37.28 \quad C = 310.43 \quad K \\
 P_2 &= 30.00 \quad \text{bar} \\
 n_2 &= 2503.23 \quad \text{kmol/jam} \\
 H_2 &= - 201,530,194.92 \quad \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Data Arus 3 (Trial suhu)

$$\begin{aligned}
 T_3 &= 30.19 \quad C = 303.34 \\
 P_3 &= 30.00 \quad \text{bar} \\
 n_3 &= 2498.20 \quad \text{kmol/jam} \\
 H_3 &= - 201,084,318.08 \quad \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 3

Komponen	$\dot{m}$ (kg/jam)	BM (kg/mol)	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	33291.5327	16.043	2075.157	0.83066	-155429241.94
C ₂ H ₆	5795.87616	30.070	192.747	0.07715	-16332975.68
C ₃ H ₈	5188.03962	44.097	117.651	0.04709	-12222723.43
i-C ₄ H ₁₀	1454.96276	58.124	25.032	0.01002	-3369063.32
n-C ₄ H ₁₀	1600.45904	58.124	27.535	0.01102	-3474673.53
i-C ₅ H ₁₂	903.043655	72.151	12.516	0.00501	-1934852.14
n-C ₅ H ₁₂	541.826193	72.151	7.510	0.00301	-1100083.41
C ₆ H ₁₄	431.441875	86.178	5.006	0.00200	-837522.26
CO ₂	771.154555	44.010	17.522	0.00701	-6900136.72
N ₂	490.855889	28.013	17.522	0.00701	0.00
Total	50469.1924		2498.198	1	-201601272.43

APPENDIX A NERACA ENERGI

Menghitung *sensible heat* (H^{ig}) aliran 3

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	35.85	386011.58
C ₂ H ₆	0.0772	53.30	53303.71
C ₃ H ₈	0.0471	74.98	45773.90
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	99.14	12876.66
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	99.71	14246.26
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	120.63	7834.47
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	121.94	4751.76
C ₆ H ₁₄	0.0020	145.23	3772.87
CO ₂	0.007	37.40	3400.04
N ₂	0.0070	29.17	2652.51
Total	1.0000	817.35	534623.77

Menghitung *residual property enthalpy* (H^{R}) aliran 3

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.59149	0.65232	-0.12	0.1146	0.2017	0.064	-4934.3
C ₂ H ₆	0.0772	0.99351	0.61576	-0.34	-0.0378	0.6865	0.747	-1088.9
C ₃ H ₈	0.0471	0.82028	0.70621	-0.5	-0.2563	1.1298	2.023	-1184.2
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.7433	0.82237	-0.6	-0.4589	1.4598	3.377	-379.6
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.71357	0.79031	-0.64	-0.5707	1.6232	4.175	-454.0
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.65886	0.89901	-0.74	-0.8532	1.9973	6.321	-310.6
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.64581	0.89021	-0.77	-0.9401	2.1039	7.014	-194.7
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.59759	0.99174	-0.88	-1.3559	2.5742	10.5	-194.6
CO ₂	0.0070	0.99717	0.40634	-0.34	-0.0351	0.68	0.733	-70.5
N ₂	0.0070	2.40364	0.88235	-0.02	0.1347	0.069	0.008	-23.4
Total	1.0000	10.1652	7.65661	-4.94	-4.2588	12.525	34.96	-8834.7

$$H_3 = - 201,084,318.08 \text{ kJ/jam}$$

Data Arus 19:

$$T_{19} = 170 \text{ }^{\circ}\text{C} = 443.15 \text{ K}$$

$$P_{19} = 29.8 \text{ bar}$$

$$n_{19} = 24.98 \text{ kmol/jam}$$

Data Arus 20:

$$T_{20} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C} = 413.15 \text{ K}$$

$$P_{20} = 29 \text{ bar}$$

$$n_{20} = 29.94 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 19

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
----------	------------	----------------

APPENDIX A
NERACA ENERGI

CH ₄	0.8307	-1554292.4
C ₂ H ₆	0.0772	-163329.8
C ₃ H ₈	0.0471	-122227.2
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	-33690.6
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	-34746.7
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	-19348.5
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	-11000.8
C ₆ H ₁₄	0.0020	-8375.2
CO ₂	0.0070	-69001.4
N ₂	0.0070	0.0
Total	1.0000	-2016012.7

Menghitung *sensible heat* (H^i) aliran 19

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	43.72	131543.38
C ₂ H ₆	0.0772	71.47	19975.11
C ₃ H ₈	0.0471	103.15	17596.11
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	135.37	4913.47
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	134.30	5361.99
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	166.36	3019.20
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	166.29	1810.71
C ₆ H ₁₄	0.0020	197.89	1436.52
CO ₂	0.0070	42.83	1088.19
N ₂	0.0070	29.38	746.53
Total	1.000	1090.75	187491.22

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 19

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	2.32503	0.64797	-0.03	0.134	0.0753	0.009	-22.4
C ₂ H ₆	0.0772	1.45143	0.61166	-0.15	0.103	0.2562	0.104	-5.2
C ₃ H ₈	0.0471	1.19835	0.70151	-0.23	0.0586	0.4217	0.282	-5.4
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	1.08589	0.81689	-0.29	0.0173	0.5448	0.47	-1.6
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	1.04246	0.78504	-0.31	-0.0054	0.6058	0.582	-1.9
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.96253	0.89302	-0.37	-0.0629	0.7455	0.881	-1.2
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.94347	0.88427	-0.38	-0.0806	0.7852	0.977	-0.8
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.87303	0.98512	-0.44	-0.1652	0.9608	1.463	-0.7
CO ₂	0.0070	1.45677	0.40363	-0.15	0.1036	0.2538	0.102	-0.3
N ₂	0.0070	3.51149	0.87647	0.026	0.1381	0.0258	0.001	-0.1

APPENDIX A NERACA ENERGI

$$H_{19} = - 1,828,561.01 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 20

Komponen	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	20.7516	0.6931	-1554292.4
C ₂ H ₆	1.9275	0.0644	-163329.8
C ₃ H ₈	1.1765	0.0393	-122227.2
i-C ₄ H ₁₀	0.2503	0.0084	-33690.6
n-C ₄ H ₁₀	0.2754	0.0092	-34746.7
i-C ₅ H ₁₂	0.1252	0.0042	-19348.5
n-C ₅ H ₁₂	0.0751	0.0025	-11000.8
C ₆ H ₁₄	0.0501	0.0017	-8375.2
CO ₂	0.1752	0.0059	-69001.4
N ₂	0.1752	0.0059	0.0
H ₂ O	4.9565	0.1656	-1198551.7
Total	29.9385	1.0000	-3214564.4

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 20

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.6931	42.03	100307.46
C ₂ H ₆	0.0644	67.77	15021.13
C ₃ H ₈	0.0393	97.50	13191.90
i-C ₄ H ₁₀	0.0084	128.09	3687.40
n-C ₄ H ₁₀	0.0092	127.25	4029.50
i-C ₅ H ₁₂	0.0042	157.23	2263.09
n-C ₅ H ₁₂	0.0025	157.42	1359.49
C ₆ H ₁₄	0.0017	187.37	1078.75
CO ₂	0.0059	41.78	841.95
N ₂	0.0059	29.29	590.29
H ₂ O	0.1656	34.59	19713.88
Total	1.000	1070.33	162084.84

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 20

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.6931	2.16763	0.63057	-0.04	0.1323	0.0903	0.013	-25.446
C ₂ H ₆	0.0644	1.35317	0.59524	-0.18	0.0907	0.3075	0.15	-5.765
C ₃ H ₈	0.0393	1.11723	0.68267	-0.27	0.031	0.506	0.406	-6.009

APPENDIX A
NERACA ENERGI

i-C ₄ H ₁₀	0.0084	1.01237	0.79496	-0.33	-0.0243	0.6538	0.677	-1.855
n-C ₄ H ₁₀	0.0092	0.97189	0.76396	-0.36	-0.0549	0.7269	0.837	-2.167
i-C ₅ H ₁₂	0.0042	0.89737	0.86904	-0.42	-0.132	0.8945	1.268	-1.394
n-C ₅ H ₁₂	0.0025	0.8796	0.86053	-0.44	-0.1558	0.9422	1.407	-0.868
C ₆ H ₁₄	0.0017	0.81393	0.95868	-0.5	-0.2694	1.1529	2.106	-0.814
CO ₂	0.0059	1.35815	0.39279	-0.18	0.0915	0.3045	0.147	-0.351
N ₂	0.0059	3.27377	0.85294	0.02	0.1378	0.0309	0.002	-0.095
H ₂ O	0.1656	0.63846	0.13149	-0.78	-0.9933	2.1675	7.444	-22.478

$$H_{20} = - 2,274,437.86 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{20} = H_2 + H_{19} - H_3$$

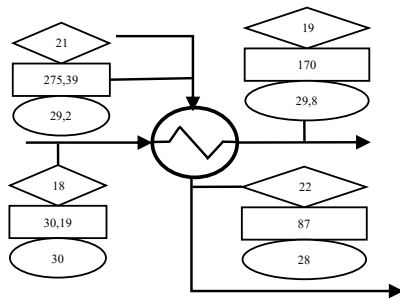
$$= - 2,274,437.86 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Error } H_{20} = - 0.00 \text{ kJ/jam}$$

Tabel A.38 Neraca Energi Dehydration Column (D-120)

Dehydration Column (D-120)			
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
H ₂	- 201,530,194.92	H ₃	- 201,084,318.08
H ₁₉	- 1,828,561.01	H ₂₀	- 2,274,437.86
TOTAL	- 203,358,755.94	TOTAL	- 203,358,755.94

3. Regenerator Gas Exchanger (E-130)



Data Arus 18:

$$T_{18} = 30.19 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303.339 \text{ K}$$

$$P_{18} = 30.00 \text{ bar}$$

$$n_{18} = 24.98 \text{ kmol/jam}$$

Data Arus 19:

$$T_{19} = 170 \text{ }^{\circ}\text{C} = 443.15 \text{ K}$$

$$P_{19} = 29.8 \text{ bar}$$

$$n_{19} = 24.98 \text{ kmol/jam}$$

$$H_{19} = - 1,828,561.01 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 18

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	-1554292.42

APPENDIX A
NERACA ENERGI

C ₂ H ₆	0.0772	-163329.76
C ₃ H ₈	0.0471	-122227.23
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	-33690.63
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	-34746.74
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	-19348.52
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	-11000.83
C ₆ H ₁₄	0.0020	-8375.22
CO ₂	0.0070	-69001.37
N ₂	0.0070	0.00
Total	1.000	-2016012.72

Menghitung *sensible heat* (H^i) aliran 18

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	35.849	3860.116
C ₂ H ₆	0.0772	53.296	533.037
C ₃ H ₈	0.0471	74.980	457.739
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	99.136	128.767
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	99.709	142.463
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	120.633	78.345
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	121.944	47.518
C ₆ H ₁₄	0.0020	145.234	37.729
CO ₂	0.0070	37.395	34.000
N ₂	0.0070	29.173	26.525
Total	1.0000	817.350	5346.238

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 18

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.59149	0.65232	-0.12	0.1146	0.2017	0.064	-49.343
C ₂ H ₆	0.0772	0.99351	0.61576	-0.34	-0.0378	0.6865	0.747	-10.889
C ₃ H ₈	0.0471	0.82028	0.70621	-0.5	-0.2563	1.1298	2.023	-11.842
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.7433	0.82237	-0.6	-0.4589	1.4598	3.377	-3.796
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.71357	0.79031	-0.64	-0.5707	1.6232	4.175	-4.540
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.65886	0.89901	-0.74	-0.8532	1.9973	6.321	-3.106
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.64581	0.89021	-0.77	-0.9401	2.1039	7.014	-1.947
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.59759	0.99174	-0.88	-1.3559	2.5742	10.5	-1.946
CO ₂	0.0070	0.99717	0.40634	-0.34	-0.0351	0.68	0.733	-0.705
N ₂	0.0070	2.40364	0.88235	-0.02	0.1347	0.069	0.008	-0.234

APPENDIX A NERACA ENERGI

$$H_{18} = - 2,010,754.83 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Q yang masuk ke dalam sistem

$$H_{18} - H_{19} = Q$$

$$Q = - 182,193.82 \text{ kJ/jam}$$

Data Arus 21:

$$T_{21} = 275.387 \text{ }^{\circ}\text{C} = 548.537 \text{ K} \quad (\text{Trial}) \quad T_{22} = 87 \text{ }^{\circ}\text{C} = 360.15 \text{ K}$$

$$P_{21} = 29.2 \text{ bar} \quad P_{22} = 28 \text{ bar}$$

$$n_{21} = 29.94 \text{ kmol/jam} \quad \text{Vapour fraction} = 0.198$$

$$n_{22} \text{ vap} = 24.98 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{22} \text{ liq} = 4.96 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 21

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.6931	-1554292.4
C ₂ H ₆	0.0644	-163329.8
C ₃ H ₈	0.0393	-122227.2
i-C ₄ H ₁₀	0.0084	-33690.6
n-C ₄ H ₁₀	0.0092	-34746.7
i-C ₅ H ₁₂	0.0042	-19348.5
Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
n-C ₅ H ₁₂	0.0025	-11000.8
C ₆ H ₁₄	0.0017	-8375.2
CO ₂	0.0059	-69001.4
N ₂	0.0059	0.0
H ₂ O	0.1656	-1198551.7
Total	1.0000	-3214564.4

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 21 gas

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.6931	68.94	902625.26
C ₂ H ₆	0.0644	117.99	143489.23
C ₃ H ₈	0.0393	169.20	125596.91
i-C ₄ H ₁₀	0.0084	219.93	34735.79
n-C ₄ H ₁₀	0.0092	219.39	38115.17
i-C ₅ H ₁₂	0.0042	271.49	21439.12
n-C ₅ H ₁₂	0.0025	268.99	12745.42
C ₆ H ₁₄	0.0017	319.14	10080.82
CO ₂	0.0059	53.42	5906.36

APPENDIX A
NERACA ENERGI

N ₂	0.0059	32.31	3571.62
H ₂ O	0.1656	40.26	125897.81
Total	0.834	1740.79	1424203.51

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 21

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB^0/dT_R	dB^1/dT_R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.6931	4.8746	0.63492	0.05	0.1388	0.011	2E-04	-0.257
C ₂ H ₆	0.0644	3.04303	0.59934	0.012	0.1374	0.0374	0.002	-0.853
C ₃ H ₈	0.0393	2.51244	0.68738	-0.01	0.1354	0.0615	0.006	-1.008
i-C ₄ H ₁₀	0.0084	2.27665	0.80044	-0.03	0.1336	0.0795	0.01	-0.318
n-C ₄ H ₁₀	0.0092	2.1856	0.76923	-0.04	0.1326	0.0884	0.012	-0.370
i-C ₅ H ₁₂	0.0042	2.01803	0.87504	-0.05	0.13	0.1088	0.019	-0.228
n-C ₅ H ₁₂	0.0025	1.97807	0.86647	-0.06	0.1292	0.1146	0.021	-0.142
C ₆ H ₁₄	0.0017	1.83038	0.96529	-0.08	0.1254	0.1402	0.031	-0.126
CO ₂	0.0059	3.05424	0.3955	0.012	0.1374	0.037	0.002	-0.041
N ₂	0.0059	7.36212	0.85882	0.066	0.139	0.0038	2E-05	0.054
H ₂ O	0.1656	1.43579	0.1324	-0.15	0.1014	0.2636	0.11	-3.009

$$H_{21} = - 1,767,097.37 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 22

Komponen	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H _f (kJ/jam)
CH ₄	20.7516	0.6931	-1554292.4
C ₂ H ₆	1.9275	0.0644	-163329.8
Komponen	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H _f (kJ/jam)
C ₃ H ₈	1.1765	0.0393	-158346.0
i-C ₄ H ₁₀	0.2503	0.0084	-31587.9
n-C ₄ H ₁₀	0.2754	0.0092	-42566.7
i-C ₅ H ₁₂	0.1252	0.0042	-18334.7
n-C ₅ H ₁₂	0.0751	0.0025	-12562.8
C ₆ H ₁₄	0.0501	0.0017	-19714.7
CO ₂	0.1752	0.0059	0.0
N ₂	0.1752	0.0059	-42371.7
H ₂ O	4.9565	0.1656	0.0
Total	29.9385	1.0000	-2043106.8

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 22 liquid

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/kmol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
----------	------------	---------------------------	--------------------------

APPENDIX A
NERACA ENERGI

H ₂ O	1.00000	75722.649	23269.809
------------------	---------	-----------	-----------

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 22

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	39.05	50239.69
C ₂ H ₆	0.0772	60.96	7285.28
C ₃ H ₈	0.0471	87.01	6346.48
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	114.58	1778.25
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	114.30	1951.33
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	140.20	1087.97
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	140.90	656.04
C ₆ H ₁₄	0.0020	167.76	520.73
CO ₂	0.0070	39.78	432.14
N ₂	0.0070	29.19	317.15
Total	1.000	933.74	70615.05

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 22

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.88956	0.60883	-0.07	0.1271	0.1291	0.026	-39.322
C ₂ H ₆	0.0772	1.17958	0.57471	-0.24	0.053	0.4393	0.306	-8.720
C ₃ H ₈	0.0471	0.9739	0.65913	-0.36	-0.0532	0.723	0.828	-9.211
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.8825	0.76754	-0.43	-0.1517	0.9342	1.383	-2.881
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.84721	0.73762	-0.47	-0.2061	1.0388	1.71	-3.396
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.78225	0.83908	-0.54	-0.3435	1.2782	2.589	-2.238
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.76677	0.83086	-0.56	-0.3857	1.3464	2.873	-1.397
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.70952	0.92562	-0.65	-0.5879	1.6474	4.301	-1.345
CO ₂	0.0070	1.18393	0.37925	-0.24	0.0544	0.4352	0.3	-0.544
N ₂	0.0070	2.8538	0.82353	0.004	0.1369	0.0442	0.003	-0.168

$$H_{22} = - 1,949,291.19 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{22} = - 1,949,291.19 \text{ kJ/jam}$$

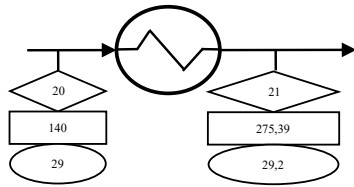
$$\text{Error } H_{22} = - 0.00 \text{ kJ/jam}$$

Tabel A.39 Neraca Energi Regenerator Gas Exchanger (E-130)

Regenerator Gas Exchanger (E-130)				
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)	
H ₁₈	-	2,010,754.83	H ₁₉	- 1,828,561.01
H ₂₁	-	1,767,097.37	H ₂₂	- 1,949,291.19
TOTAL	-	3,777,852.20	TOTAL	- 3,777,852.20

APPENDIX A NERACA ENERGI

4. Regenerator Gas Heater (E-131)



Data Arus 20:

$$\begin{aligned} T_{20} &= 140 \text{ }^{\circ}\text{C} = 413.15 \text{ K} \\ P_{20} &= 29 \text{ bar} \\ n_{20} &= 29.94 \text{ kmol/jam} \\ H_{20} &= - 2,274,437.86 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Data Arus 21:

$$\begin{aligned} T_{21} &= 275.39 \text{ }^{\circ}\text{C} = 548.5375 \text{ K} \\ P_{21} &= 29.20 \text{ bar} \\ n_{21} &= 29.94 \text{ kmol/jam} \\ H_{21} &= - 1,767,097.37 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{absorbed}} &= Q_{\text{input}} - Q_{\text{output}} \\ &= 507,340.49 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Mencari kebutuhan steam

Asumsi steam yang digunakan adalah high pressure steam

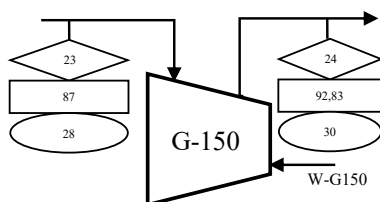
$$\begin{aligned} T &= 300 \text{ }^{\circ}\text{C} = 573.15 \text{ K} \\ P &= 2000 \text{ kPa} = 20 \text{ bar} \\ H_{\text{steam}} &= 3025 \text{ kJ/kg} \\ \dot{m}_{\text{steam}} &= 167.71586 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.40 Neraca Energi Regenerator Gas Heater (E-131)

Regenerator Gas Heater (E-131)			
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
H_{20}	- 2,274,437.86	H_{21}	- 1,767,097.37
Q_{steam}	507,340.49		
TOTAL	- 1,767,097.37	TOTAL	- 1,767,097.37

5. Regenerator Gas Compressor (G-150)

Berfungsi menaikkan tekanan gas alam untuk di campur dengan feed masuk



APPENDIX A NERACA ENERGI

Data Arus 23:

$$T_{23} = 87 \text{ }^{\circ}\text{C} = 360.15 \text{ K}$$

$$P_{23} = 28 \text{ bar}$$

$$n_{23} = 24.98 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 23

Komponen	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	20.7516	0.8307	-1554292.4
C ₂ H ₆	1.9275	0.0772	-163329.8
C ₃ H ₈	1.1765	0.0471	-122227.2
i-C ₄ H ₁₀	0.2503	0.0100	-33690.6
n-C ₄ H ₁₀	0.2754	0.0110	-34746.7
i-C ₅ H ₁₂	0.1252	0.0050	-19348.5
n-C ₅ H ₁₂	0.0751	0.0030	-11000.8
C ₆ H ₁₄	0.0501	0.0020	-8375.2
CO ₂	0.1752	0.0070	-69001.4
N ₂	0.1752	0.0070	0.0
Total	24.9820	1.0000	-2016012.7

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 23

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	39.05	50239.69
C ₂ H ₆	0.0772	60.96	7285.28
C ₃ H ₈	0.0471	87.01	6346.48
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	114.58	1778.25
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	114.30	1951.33
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	140.20	1087.97
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	140.90	656.04
C ₆ H ₁₄	0.0020	167.76	520.73
CO ₂	0.0070	39.78	432.14
N ₂	0.0070	29.19	317.15
Total	1.0000	933.74	70615.05

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 23

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB^0/dT_R	dB^1/dT_R	H^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.88956	0.60883	-0.07	0.1271	0.1291	0.026	-32.812
C ₂ H ₆	0.0772	1.17958	0.57471	-0.24	0.053	0.4393	0.306	-7.276
C ₃ H ₈	0.0471	0.9739	0.65913	-0.36	-0.0532	0.723	0.828	-7.686

APPENDIX A
NERACA ENERGI

i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.8825	0.76754	-0.43	-0.1517	0.9342	1.383	-2.404
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.84721	0.73762	-0.47	-0.2061	1.0388	1.71	-2.834
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.78225	0.83908	-0.54	-0.3435	1.2782	2.589	-1.868
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.76677	0.83086	-0.56	-0.3857	1.3464	2.873	-1.166
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.70952	0.92562	-0.65	-0.5879	1.6474	4.301	-1.122
CO ₂	0.0070	1.18393	0.37925	-0.24	0.0544	0.4352	0.3	-0.454
Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
N ₂	0.0070	2.8538	0.82353	0.004	0.1369	0.0442	0.003	-0.140

$$H_{23} = - 1,945,455.43 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *entropy ideal* (S^{iq}) aliran 23

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	S ^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	39.05	-421.81
C ₂ H ₆	0.0772	60.96	-31.20
C ₃ H ₈	0.0471	87.01	-13.26
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	114.58	-1.52
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	114.30	-1.68
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	140.20	-0.15
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	140.90	-0.08
C ₆ H ₁₄	0.0020	167.76	0.20
CO ₂	0.0070	39.78	-3.54
N ₂	0.0070	29.19	-3.89
Total	1.0000	933.74	-476.92

Menghitung *entropy residual* (S^R) aliran 23

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	S ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.88956	0.60883	-0.07	0.1271	0.1291	0.026	-13.589
C ₂ H ₆	0.0772	1.17958	0.57471	-0.24	0.053	0.4393	0.306	-4.328
C ₃ H ₈	0.0471	0.9739	0.65913	-0.36	-0.0532	0.723	0.828	-5.473
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.8825	0.76754	-0.43	-0.1517	0.9342	1.383	-1.892
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.84721	0.73762	-0.47	-0.2061	1.0388	1.71	-2.332
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.78225	0.83908	-0.54	-0.3435	1.2782	2.589	-1.686
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.76677	0.83086	-0.56	-0.3857	1.3464	2.873	-1.074
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.70952	0.92562	-0.65	-0.5879	1.6474	4.301	-1.133
CO ₂	0.0070	1.18393	0.37925	-0.24	0.0544	0.4352	0.3	-0.278
N ₂	0.0070	2.8538	0.82353	0.004	0.1369	0.0442	0.003	-0.053

APPENDIX A
NERACA ENERGI

$$S_{23} = - \quad 508.76 \text{ kJ/K.jam}$$

Mencari suhu aliran 23'

$$\begin{aligned} S_{23} &= S_{23}' \\ T_{23}' &= 91.3807 \text{ }^{\circ}\text{C} = 364.531 \text{ K (Trial)} \\ P_{23}' &= 30 \text{ bar} \\ n_{23} &= 24.98 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Menghitung *entropy ideal* (S^{iq}) aliran 23'

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	S^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	39.30	-422.89
Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	S^{ig} (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.0772	61.54	-30.66
C ₃ H ₈	0.0471	87.90	-12.48
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	115.73	-1.26
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	115.40	-1.40
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	141.65	0.02
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	142.31	0.02
C ₆ H ₁₄	0.0020	169.43	0.29
CO ₂	0.0070	39.95	-3.55
N ₂	0.0070	29.20	-3.93
Total	1.0000	0.00	-475.82

Menghitung *entropy residual* (S^R) aliran 23'

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	S ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.91254	0.65232	-0.07	0.1277	0.1251	0.025	-14.108
C ₂ H ₆	0.0772	1.19393	0.61576	-0.23	0.0573	0.4258	0.287	-4.485
C ₃ H ₈	0.0471	0.98575	0.70621	-0.35	-0.0437	0.7007	0.778	-5.657
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.89324	0.82237	-0.42	-0.1374	0.9053	1.299	-1.952
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.85752	0.79031	-0.46	-0.189	1.0066	1.606	-2.402
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.79177	0.89901	-0.53	-0.3196	1.2386	2.431	-1.732
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.77609	0.89021	-0.55	-0.3598	1.3048	2.698	-1.103
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.71815	0.99174	-0.63	-0.5519	1.5964	4.039	-1.161
CO ₂	0.0070	1.19833	0.40634	-0.23	0.0586	0.4217	0.282	-0.287
N ₂	0.0070	2.88852	0.88235	0.006	0.137	0.0428	0.003	-0.055

$$\begin{aligned} S_{23}' &= - \quad 508.76 \text{ kJ/K.jam} \\ S_{23} - S_{23}' &= \quad 0.00 \text{ kJ/K.jam} \end{aligned}$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 23'

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	-1554292.4
C ₂ H ₆	0.0772	-163329.8
C ₃ H ₈	0.0471	-122227.2
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	-33690.6
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	-34746.7
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	-19348.5
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	-11000.8
C ₆ H ₁₄	0.0020	-8375.2
CO ₂	0.0070	-69001.4
N ₂	0.0070	0.0
Total	1.0000	-2016012.7

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 23'

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	39.30	54129.44
C ₂ H ₆	0.0772	61.54	7873.61
C ₃ H ₈	0.0471	87.90	6864.68
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	115.73	1922.99
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	115.40	2109.22
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	141.65	1176.90
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	142.31	709.41
C ₆ H ₁₄	0.0020	169.43	563.07
CO ₂	0.0070	39.95	464.69
N ₂	0.0070	29.20	339.62
Total	1.0000	942.40	76153.64

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 23'

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB^0/dT_R	dB^1/dT_R	H^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.91254	0.65232	-0.07	0.1277	0.1251	0.025	-34.297
C ₂ H ₆	0.0772	1.19393	0.61576	-0.23	0.0573	0.4258	0.287	-7.615
C ₃ H ₈	0.0471	0.98575	0.70621	-0.35	-0.0437	0.7007	0.778	-8.032
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.89324	0.82237	-0.42	-0.1374	0.9053	1.299	-2.509
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.85752	0.79031	-0.46	-0.189	1.0066	1.606	-2.955
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.79177	0.89901	-0.53	-0.3196	1.2386	2.431	-1.943
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.77609	0.89021	-0.55	-0.3598	1.3048	2.698	-1.212

APPENDIX A
NERACA ENERGI

C ₆ H ₁₄	0.0020	0.71815	0.99174	-0.63	-0.5519	1.5964	4.039	-1.164
CO ₂	0.0070	1.19833	0.40634	-0.23	0.0586	0.4217	0.282	-0.474
N ₂	0.0070	2.88852	0.88235	0.006	0.137	0.0428	0.003	-0.145

$$H_{23}' = - 1,939,919.43 \text{ kJ/jam}$$

$$W_s = 5,536.00 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Efisiensi} = 0.75 \text{ (Ditetapkan)}$$

$$W-G_{150} = 7,381.33 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{23} = - 1,938,074.10 \text{ kJ/jam}$$

Mencari suhu aliran 24

$$T_{24} = 92.8274 \text{ }^{\circ}\text{C} = 365.977 \text{ K (Trial)}$$

$$P_{24} = 30 \text{ bar}$$

$$n_{24} = 24.98 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 24

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	-1554292.4
C ₂ H ₆	0.0772	-163329.8
C ₃ H ₈	0.0471	-122227.2
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	-33690.6
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	-34746.7
Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	-19348.5
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	-11000.8
C ₆ H ₁₄	0.0020	-8375.2
CO ₂	0.0070	-69001.4
N ₂	0.0070	0.0
Total	1.00	-2016012.7

Menghitung *sensible heat* (H^{ig}) aliran 24

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	39.38	55423.90
C ₂ H ₆	0.0772	61.73	8069.97
C ₃ H ₈	0.0471	88.19	7037.76
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	116.11	1971.32
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	115.76	2161.92

APPENDIX A NERACA ENERGI

i-C ₅ H ₁₂	0.0050	142.13	1206.61
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	142.77	727.23
C ₆ H ₁₄	0.0020	169.98	577.21
CO ₂	0.0070	40.01	475.50
N ₂	0.0070	29.20	347.04
Total	1.0000	945.26	77998.47

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 24

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB^0/dT_R	dB^1/dT_R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.92013	0.65232	-0.07	0.1279	0.1238	0.024	-34.020
C ₂ H ₆	0.0772	1.19867	0.61576	-0.23	0.0586	0.4214	0.281	-7.556
C ₃ H ₈	0.0471	0.98966	0.70621	-0.35	-0.0407	0.6935	0.762	-7.966
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.89678	0.82237	-0.42	-0.1328	0.896	1.272	-2.488
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.86092	0.79031	-0.45	-0.1836	0.9963	1.573	-2.928
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.79491	0.89901	-0.53	-0.312	1.226	2.382	-1.924
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.77917	0.89021	-0.55	-0.3515	1.2914	2.643	-1.200
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.721	0.99174	-0.63	-0.5405	1.5801	3.956	-1.152
CO ₂	0.0070	1.20308	0.40634	-0.23	0.0599	0.4174	0.276	-0.470
N ₂	0.0070	2.89998	0.88235	0.006	0.137	0.0424	0.003	-0.144

$$H_{24} = - 1,938,074.10 \text{ kJ/jam}$$

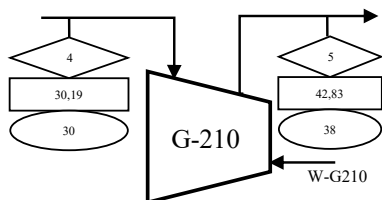
$$\text{Error } H_{24} = - 0.00 \text{ kJ/jam}$$

Tabel A.41 Neraca Energi Regenerator Gas Compressor (G-150)

Regenerator Gas Compressor (G-150)			
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
H ₂₃	- 1,945,455.43	H ₂₄	- 1,938,074.10
W-G ₁₅₀	7,381.33		
TOTAL	- 1,938,074.10	TOTAL	- 1,938,074.10

6. Deethanizer Inlet Compressor (G-210)

Berfungsi menaikkan tekanan gas alam sebelum masuk ke deethanizer



Data Arus 4:

$$T_4 = 30.19 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.339 \text{ K}$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

$$P_4 = 30.00 \text{ bar}$$

$$n_4 = 2473.22 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 4

Komponen	n (kmol/jam)	Fraaksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	2054.4052	0.8307	-153874949.5
C ₂ H ₆	190.8193	0.0772	-16169645.9
C ₃ H ₈	116.4741	0.0471	-12100496.2
i-C ₄ H ₁₀	24.7817	0.0100	-3335372.7
n-C ₄ H ₁₀	27.2599	0.0110	-3439926.8
i-C ₅ H ₁₂	12.3909	0.0050	-1915503.6
n-C ₅ H ₁₂	7.4345	0.0030	-1089082.6
C ₆ H ₁₄	4.9563	0.0020	-829147.0
CO ₂	17.3472	0.0070	-6831135.3
N ₂	17.3472	0.0070	0.0
Total	2473.2163	1.0000	-199585259.7

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 4

Komponen	Fraaksi mol	Cp (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	50.16	534728.91
C ₂ H ₆	0.0772	153.34	151826.06
C ₃ H ₈	0.0471	269.41	162823.81
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	258.96	33299.74
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	108.43	15337.42
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	439.98	28288.40
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	426.04	16435.41
C ₆ H ₁₄	0.0020	509.47	13102.65
CO ₂	0.0070	118.25	10643.89
N ₂	0.0070	-15.20	-1368.45
Total	1.0000	2318.84	965117.84

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 4

Komponen	Fraaksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.59149	0.65232	-0.12	0.1146	0.2017	0.064	-4884.913
C ₂ H ₆	0.0772	0.99351	0.61576	-0.34	-0.0378	0.6865	0.747	-1077.964
C ₃ H ₈	0.0471	0.82028	0.70621	-0.5	-0.2563	1.1298	2.023	-1172.368
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.7433	0.82237	-0.6	-0.4589	1.4598	3.377	-375.769
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.71357	0.79031	-0.64	-0.5707	1.6232	4.175	-449.463

APPENDIX A
NERACA ENERGI

i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.65886	0.89901	-0.74	-0.8532	1.9973	6.321	-307.498
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.64581	0.89021	-0.77	-0.9401	2.1039	7.014	-192.784
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.59759	0.99174	-0.88	-1.3559	2.5742	10.5	-192.648
CO ₂	0.0070	0.99717	0.40634	-0.34	-0.0351	0.68	0.733	-69.768
Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
N ₂	0.0070	2.40364	0.88235	-0.02	0.1347	0.069	0.008	-23.190

$$H_4 = - 198,628,888.23 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *entropy ideal* (S^{iq}) aliran 4

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	S ^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	50.16	-56315.49
C ₂ H ₆	0.0772	153.34	-4891.06
C ₃ H ₈	0.0471	269.41	-2752.19
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	258.96	-590.04
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	108.43	-719.84
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	439.98	-256.32
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	426.04	-155.58
C ₆ H ₁₄	0.0020	509.47	-96.58
CO ₂	0.0070	118.25	-455.14
N ₂	0.0070	-15.20	-495.09
Total	1.0000	2318.84	-66727.34

Menghitung *entropy residual* (S^R) aliran 4

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	S ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.59149	0.65232	-0.12	0.1146	0.2017	0.064	-2255.414
C ₂ H ₆	0.0772	0.99351	0.61576	-0.34	-0.0378	0.6865	0.747	-743.617
C ₃ H ₈	0.0471	0.82028	0.70621	-0.5	-0.2563	1.1298	2.023	-982.907
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.7433	0.82237	-0.6	-0.4589	1.4598	3.377	-350.897
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.71357	0.79031	-0.64	-0.5707	1.6232	4.175	-440.298
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.65886	0.89901	-0.74	-0.8532	1.9973	6.321	-332.511
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.64581	0.89021	-0.77	-0.9401	2.1039	7.014	-213.025
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.59759	0.99174	-0.88	-1.3559	2.5742	10.5	-234.368
CO ₂	0.0070	0.99717	0.40634	-0.34	-0.0351	0.68	0.733	-49.469
N ₂	0.0070	2.40364	0.88235	-0.02	0.1347	0.069	0.008	-8.821

$$S_4 = - 72,338.66 \text{ kJ/K.jam}$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

Mencari suhu aliran 4'

$$S_4 = S_5'$$

$$T_{5'} = 39.6738 \text{ }^{\circ}\text{C} = 312.824 \text{ K (Trial)}$$

$$P_{5'} = 38 \text{ bar}$$

$$n_5 = 2473.22 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung *entropy ideal* (S^{iq}) aliran 5'

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	S^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	50.16	-57180.17
Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	S^{ig} (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.0772	153.34	-4365.19
C ₃ H ₈	0.0471	269.41	-2014.95
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	258.96	-441.15
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	108.43	-682.41
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	439.98	-112.82
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	426.04	-72.67
C ₆ H ₁₄	0.0020	509.47	-28.58
CO ₂	0.0070	118.25	-426.08
N ₂	0.0070	-15.20	-537.30
Total	1.0000	2318.84	-65861.32

Menghitung *entropy residual* (S^R) aliran 5'

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	S ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.64126	0.82627	-0.11	0.1175	0.1861	0.055	-2636.299
C ₂ H ₆	0.0772	1.02458	0.77997	-0.32	-0.0163	0.6337	0.636	-862.889
C ₃ H ₈	0.0471	0.84593	0.89454	-0.47	-0.2083	1.0429	1.723	-1130.321
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.76654	1.04167	-0.56	-0.3864	1.3475	2.877	-400.960
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.73588	1.00105	-0.61	-0.4846	1.4983	3.557	-501.351
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.67946	1.13875	-0.7	-0.7328	1.8436	5.386	-375.508
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.66601	1.1276	-0.73	-0.8092	1.942	5.976	-240.324
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.61628	1.2562	-0.83	-1.1746	2.3762	8.947	-262.409
CO ₂	0.0070	1.02835	0.5147	-0.32	-0.0139	0.6277	0.624	-56.975
N ₂	0.0070	2.47879	1.11765	-0.02	0.1352	0.0637	0.006	-10.311

$$S_5' = - 72,338.66 \text{ kJ/K.jam}$$

$$S_4 - S_5' = - 0.00 \text{ kJ/K.jam}$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 5'

Komponen	Fraaksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	-153874949.5
C ₂ H ₆	0.0772	-16169645.9
C ₃ H ₈	0.0471	-12100496.2
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	-3335372.7
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	-3439926.8
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	-1915503.6
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	-1089082.6
C ₆ H ₁₄	0.0020	-829147.0
CO ₂	0.0070	-6831135.3
N ₂	0.0070	0.0
Total	1.0000	-199585259.7

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 5'

Komponen	Fraaksi mol	C _p (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	50.16	1512169.64
C ₂ H ₆	0.0772	153.34	429351.69
C ₃ H ₈	0.0471	269.41	460452.42
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	258.96	94168.95
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	108.43	43372.97
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	439.98	79997.29
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	426.04	46478.00
C ₆ H ₁₄	0.0020	509.47	37053.22
CO ₂	0.0070	118.25	30100.04
N ₂	0.0070	-15.20	-3869.87
Total	1.0000	2318.84	2729274.34

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 5'

Komponen	Fraaksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.64126	0.82627	-0.11	0.1175	0.1861	0.055	-5831.111
C ₂ H ₆	0.0772	1.02458	0.77997	-0.32	-0.0163	0.6337	0.636	-1285.697
C ₃ H ₈	0.0471	0.84593	0.89454	-0.47	-0.2083	1.0429	1.723	-1389.470
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.76654	1.04167	-0.56	-0.3864	1.3475	2.877	-443.137
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.73588	1.00105	-0.61	-0.4846	1.4983	3.557	-528.486
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.67946	1.13875	-0.7	-0.7328	1.8436	5.386	-358.944
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.66601	1.1276	-0.73	-0.8092	1.942	5.976	-224.845
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.61628	1.2562	-0.83	-1.1746	2.3762	8.947	-223.114

APPENDIX A
NERACA ENERGI

CO ₂	0.0070	1.02835	0.5147	-0.32	-0.0139	0.6277	0.624	-82.616
N ₂	0.0070	2.47879	1.11765	-0.02	0.1352	0.0637	0.006	-27.268

$$H_5' = - 196,866,380.05 \text{ kJ/jam}$$

$$W_s = 1,762,508.18 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Efisiensi} = 0.75 \text{ (Ditetapkan)}$$

$$W-G_{210} = 2,350,010.91 \text{ kJ/jam}$$

$$H_5 = - 196,278,877.32 \text{ kJ/jam}$$

Mencari suhu aliran 5

$$T_5 = 42.8314 \text{ }^{\circ}\text{C} = 315.981 \text{ K (Trial)}$$

$$P_5 = 38 \text{ bar}$$

$$n_5 = 2473.22 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 5

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	-153874949.5
C ₂ H ₆	0.0772	-16169645.9
C ₃ H ₈	0.0471	-12100496.2
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	-3335372.7
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	-3439926.8
Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	-1915503.6
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	-1089082.6
C ₆ H ₁₄	0.0020	-829147.0
CO ₂	0.0070	-6831135.3
N ₂	0.0070	0.0
Total	0.99	-199585259.7

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 5

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	50.16	1837560.35
C ₂ H ₆	0.0772	153.34	521740.16
C ₃ H ₈	0.0471	269.41	559533.19
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	258.96	114432.35
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	108.43	52706.03
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	439.98	97211.22

APPENDIX A NERACA ENERGI

n-C ₅ H ₁₂	0.0030	426.04	56479.21
C ₆ H ₁₄	0.0020	509.47	45026.38
CO ₂	0.0070	118.25	36577.01
N ₂	0.0070	-15.20	-4702.59
Total	1.0000	2318.84	3316563.30

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 5

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	1.65782	0.82627	-0.1	0.1184	0.1813	0.052	-5718.634
C ₂ H ₆	0.0772	1.03492	0.77997	-0.32	-0.0099	0.6174	0.604	-1260.757
C ₃ H ₈	0.0471	0.85447	0.89454	-0.46	-0.194	1.016	1.636	-1359.855
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.77427	1.04167	-0.55	-0.3647	1.3127	2.731	-433.012
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.74331	1.00105	-0.6	-0.4589	1.4597	3.376	-515.931
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.68632	1.13875	-0.69	-0.6968	1.7961	5.112	-349.604
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.67273	1.1276	-0.71	-0.7701	1.892	5.672	-218.934
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.6225	1.2562	-0.82	-1.1203	2.3149	8.492	-216.756
CO ₂	0.0070	1.03873	0.5147	-0.31	-0.0076	0.6115	0.593	-80.829
N ₂	0.0070	2.50381	1.11765	-0.01	0.1354	0.0621	0.006	-26.604

$$H_5 = - 196,278,877.32 \text{ kJ/jam}$$

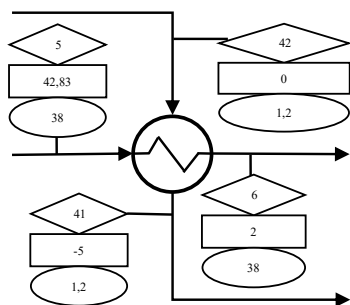
$$\text{Error } H_5 = 0.00 \text{ kJ/jam}$$

Tabel A.42 Neraca Energi Deethanizer Inlet Compressor (G-210)

Deethanizer Inlet Compressor (G-210)			
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
H₄	- 198,628,888.23	H₅	- 196,278,877.32
W-G₂₁₀	2,350,010.91		
TOTAL	- 196,278,877.32	TOTAL	- 196,278,877.32

7. Deethanizer Inlet Cooler (E-220)

Berfungsi menurunkan suhu gas alam



APPENDIX A NERACA ENERGI

Data Arus 5:

$$\begin{aligned} T_5 &= 42.8314 \text{ }^{\circ}\text{C} = 315.981 \text{ K} \\ P_5 &= 38 \text{ bar} \\ n_5 &= 2473.22 \text{ kmol/jam} \\ H_5 &= -196,278,877.32 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Data Arus 6:

$$\begin{aligned} T_6 &= 2 \text{ }^{\circ}\text{C} = 275.15 \text{ K} \\ P_6 &= 38 \text{ bar} \\ n_6 &= n_{38} \\ H_6 &= -201,818,556.90 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 6

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	-153874949.524
C ₂ H ₆	0.0772	-16169645.920
C ₃ H ₈	0.0471	-12100496.195
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	-3335372.689
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	-3439926.797
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	-1915503.619
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	-1089082.574
C ₆ H ₁₄	0.0020	-829147.035
CO ₂	0.0070	-6831135.350
N ₂	0.0070	0.000
Total	1.0000	-199585259.703

Menghitung *sensible heat* (H^{ig}) aliran 6

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.8307	34.264	-1619027.94
Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.0772	49.345	-216566.94
C ₃ H ₈	0.0471	68.706	-184056.44
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	91.096	-51922.84
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	92.197	-57805.47
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	110.398	-31462.21
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	112.038	-19157.83
C ₆ H ₁₄	0.0020	133.456	-15213.39
CO ₂	0.0070	36.117	-14410.16
N ₂	0.0070	29.202	-11651.01
Total	1.0000	756.818	-2221274.25

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 6

Komponen	Fraksi mol	T_R	P_R	B^0	B^1	dB^0/dT_R	dB^1/dT_R	H^R (kJ/jam)
----------	------------	-------	-------	-------	-------	-------------	-------------	----------------

APPENDIX A
NERACA ENERGI

CH ₄	0.8307	1.4436	0.82627	-0.15	0.1022	0.2599	0.107	-7432.787
C ₂ H ₆	0.0772	0.90119	0.77997	-0.42	-0.1273	0.8847	1.24	-1500.587
C ₃ H ₈	0.0471	0.74405	0.89454	-0.59	-0.4564	1.4559	3.359	-1453.141
i-C ₄ H ₁₀	0.0100	0.67422	1.04167	-0.71	-0.7617	1.8811	5.607	-424.563
n-C ₄ H ₁₀	0.0110	0.64726	1.00105	-0.76	-0.9301	2.0917	6.933	-480.367
i-C ₅ H ₁₂	0.0050	0.59763	1.13875	-0.88	-1.3555	2.5738	10.5	-283.522
n-C ₅ H ₁₂	0.0030	0.5858	1.1276	-0.91	-1.4865	2.7112	11.65	-174.112
C ₆ H ₁₄	0.0020	0.54206	1.2562	-1.04	-2.1128	3.3173	17.44	-146.976
CO ₂	0.0070	0.9045	0.5147	-0.41	-0.1232	0.8763	1.217	-89.457
N ₂	0.0070	2.18027	1.11765	-0.04	0.1325	0.089	0.013	-37.429
Total	1						58.06	-12022.942

$$H_6 = - 201,818,556.90 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Q yang masuk ke dalam sistam

$$H_5 - H_6 = Q_{cw}$$

$$Q = 5,539,679.58 \text{ kJ/jam} \quad (\text{Tanda positif artinya sistem menyerap kalor})$$

Mencari jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$T_{41} = -5 \text{ } ^\circ\text{C} = 268.15 \text{ K}$$

$$P_{41} = 1.2 \text{ bar}$$

$$T_{42} = 0 \text{ } ^\circ\text{C} = 273.15 \text{ K}$$

$$P_{42} = 1.2 \text{ bar}$$

$$n = 11511.02935 \text{ kmol/jam} \quad (\text{trial})$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 41

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
H ₂ O	0.8	-2226822441
E-Glycol	0.2	-1047043229

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 41

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/kmol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
H ₂ O	0.8	33.448	-9240.635
E-Glycol	0.2	87.614	-6051.189

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 41

Komponen	Fraksi mol	Tc (K)	Pc (bar)	zi.Tc	zi.Pc
H ₂ O	0.8000	647.1	220.55	517.7	176.44
E-Glycol	0.2000	719.7	77	143.9	15.4
Total	1			661.6	191.84

APPENDIX A NERACA ENERGI

Smith Vannes 6th edition (RK Parameter) :

σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
1.00	0.00	0.09	0.43	0.33

T_R	P_R	β	q	Z	I
0.4053	0.00626	0.0013	19.1225	0.00133	0.697

$$H_R = -538,571,210.33 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{41} = -3,812,452,172.21 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 42

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/h)
H ₂ O	0.8	-2226822441
E-Glycol	0.2	-1047043229

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 42

Komponen	Fraksi mol	T_c (K)	P_c (bar)	zi. T_c	zi. P_c
H ₂ O	0.8000	647.1	220.55	517.7	176.44
E-Glycol	0.2000	719.7	77	143.9	15.4
Total	1			661.6	191.84

Smith Vannes 6th edition (RK Parameter) :

σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
1.00	0.00	0.09	0.43	0.33

T_R	P_R	β	q	Z	I
0.4129	0.00626	0.0013	18.5998	0.00131	0.695

$$H_R = -533,033,752.98 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 42

Komponen	Fraksi mol	C_p (J/kmol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
H ₂ O	0.8	33.483	-7708.410961
E-Glycol	0.2	93.149	-5361.183049

$$H_{42} = -3,806,912,492.63 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{absorbed}} &= Q_{\text{input}} - Q_{\text{output}} \\ &= -5,539,679.58 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Persamaan neraca energi keseluruhan

$$\Delta H_{\text{input}} = \Delta H_{\text{output}} + Q_{\text{absorbed}}$$

Q yang dilepas oleh aliran panas = Q yang diterima oleh air pendingin

$$\Delta Q = 0.00 \text{ kJ/jam}$$

Jadi jumlah chilled water yang dibutuhkan adalah sebesar 11511.029 kmol/jam

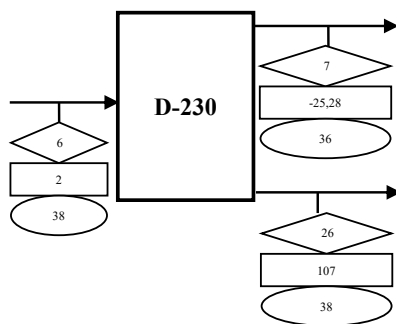
APPENDIX A NERACA ENERGI

Tabel A.43 Neraca Energi Deethanizer Inlet Cooler (E-220)

Deethanizer Inlet Cooler (E-220)			
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
H₅	- 196,278,877.32	H₆	-201,818,556.90
H₄₂	- 3,812,452,172.21	H₄₃	-3,806,912,492.63
TOTAL	- 4,008,731,049.53	TOTAL	-4,008,731,049.53

8. Deethanizer Column (D-230)

Berfungsi untuk memisahkan kandungan C1 dan C2



Data Arus 6:

$$\begin{aligned}
 T_6 &= 2 \text{ } ^\circ\text{C} = 275.15 \text{ K} \\
 P_6 &= 38 \text{ bar} \\
 n_6 &= 2473.22 \text{ kmol/jam} \\
 H_6 &= - 201,818,556.90 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Data Arus 7:

$$\begin{aligned}
 T_7 &= -25.28 \text{ } ^\circ\text{C} = 247.87 \text{ K} \\
 P_7 &= 36 \text{ bar} \\
 n_7 &= 2279.69 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Data Arus 26:

$$\begin{aligned}
 T_{26} &= 107 \text{ } ^\circ\text{C} = 380.15 \text{ K} \\
 P_{26} &= 38 \text{ bar} \\
 n_{26} &= 193.52 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 7

Komponen	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	2054.405201	0.9012	-153874949.52
C ₂ H ₆	190.2468773	0.0835	-16121139.89
C ₃ H ₈	0.349442208	0.0002	-36303.55
i-C ₄ H ₁₀	3.08736E-05	0.0000	-4.16
n-C ₄ H ₁₀	1.5037E-06	0.0000	-0.19
i-C ₅ H ₁₂	2.59878E-10	0.0000	0.00
n-C ₅ H ₁₂	1.28737E-11	0.0000	0.00
C ₆ H ₁₄	2.723E-16	0.0000	0.00
CO ₂	17.34367831	0.0076	-6829767.08
N ₂	17.34720744	0.0076	0.00
Total	2279.692438	1.00000	-176862164.39

APPENDIX A
NERACA ENERGI

Menghitung *sensible heat* (H^i) aliran 7

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	H^i (kJ/jam)
CH ₄	0.9012	32.735	-3381352.79
C ₂ H ₆	0.0835	45.427	-434538.41
C ₃ H ₈	0.0002	62.434	-1096.96
i-C ₄ H ₁₀	0.0000	83.072	-0.13
n-C ₄ H ₁₀	0.0000	84.756	-0.01
i-C ₅ H ₁₂	0.0000	100.151	0.00
n-C ₅ H ₁₂	0.0000	102.127	0.00
C ₆ H ₁₄	0.0000	121.666	0.00
CO ₂	0.0076	34.817	-30361.79
Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	H^i (kJ/jam)
N ₂	0.0076	29.255	-25516.61
Total	1.0000	696.440	-3872866.69

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 7

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB^0/dT_R	dB^1/dT_R	H^R (kJ/jam)
CH ₄	0.9012	1.300	0.783	-0.19	0.0819	0.3409	0.184	-8548.97
C ₂ H ₆	0.0835	0.812	0.739	-0.51	-0.2738	1.1606	2.135	-1927.22
C ₃ H ₈	0.0002	0.670	0.847	-0.72	-0.7841	1.91	5.781	-6.66
i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.607	0.987	-0.85	-1.2574	2.4678	9.651	0.00
n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.583	0.948	-0.92	-1.5185	2.7441	11.93	0.00
i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.538	1.079	-1.05	-2.1782	3.3766	18.07	0.00
n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.528	1.068	-1.09	-2.3812	3.5568	20.05	0.00
C ₆ H ₁₄	0.0000	0.488	1.190	-1.25	-3.3522	4.3519	30.01	0.00
CO ₂	0.0076	0.815	0.488	-0.5	-0.2675	1.1496	2.094	-132.29
N ₂	0.0076	1.964	1.059	-0.06	0.1289	0.1167	0.022	-43.71

$$H_7 = - 180,745,689.93 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 26

Komponen	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.5724	0.00296	-42874.53
C ₃ H ₈	116.1247	0.60005	-9840172.84
i-C ₄ H ₁₀	24.7817	0.12805	-2574570.45
n-C ₄ H ₁₀	27.2599	0.14086	-3668909.76
i-C ₅ H ₁₂	12.3909	0.06403	-1563603.09
n-C ₅ H ₁₂	7.4345	0.03842	-1149302.17

APPENDIX A
NERACA ENERGI

C ₆ H ₁₄	4.9563	0.02561	-726055.05
CO ₂	0.0035	0.00002	-581.27
N ₂	0.0000	0.00000	0.00
Total	193.5239	1.00000	-19566069.15

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 26

Komponen	Fraksi mol	t	Cp (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.00296	-0.99449	1098754.15	51574.13
C ₃ H ₈	0.60005	-0.24509	427195.16	4067847.79
i-C ₄ H ₁₀	0.12805		207459.64	421578.55
n-C ₄ H ₁₀	0.14086	0.06849	-1635427.43	-3655690.05
i-C ₅ H ₁₂	0.06403		204558.68	207842.02
n-C ₅ H ₁₂	0.03842		200094.35	121983.62
C ₆ H ₁₄	0.02561		300283.21	122041.20
CO ₂	0.00002		1740464.77	495.89
H ₂ O	0.00000		66019163.57	0.00
Total	1.00000		68562546.09	1337673.15

$$H_{26} = - 18,228,396.01 \text{ kJ/jam}$$

Mencari Q reboiler pada Regeneration Column

$$Q_{E-222} = 2,844,470.96 \text{ kJ/jam}$$

Mencari kebutuhan steam

Asumsi steam yang digunakan adalah low pressure steam

$$T = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 473.15 \text{ K}$$

$$P = 325 \text{ kPa} = 3.25 \text{ bar}$$

$$H_{\text{steam}} = 2864.2 \text{ kJ/kg}$$

$$\dot{m}_{\text{steam}} = 993.11 \text{ kg/jam}$$

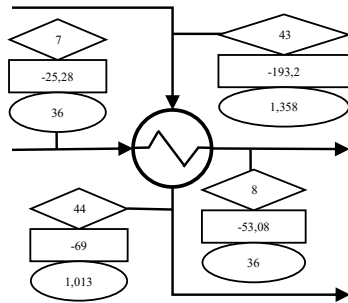
Tabel A.44 Neraca Energi Deethanizer Column (D-230)

Deethanizer Column (D-230)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H ₆	-	201,818,556.90	H ₇	-	180,745,689.93
Q _{E-222}		2,844,470.96	H ₂₈	-	18,228,396.01
TOTAL	-	198,974,085.93	TOTAL	-	198,974,085.93

APPENDIX A NERACA ENERGI

9. Deethanizer Condenser (E-221)

Berfungsi menurunkan suhu produk atas deethanizer column



Data Arus 7:

$$\begin{aligned} T_7 &= -25.28 \text{ } ^\circ\text{C} = 247.87 \text{ K} \\ P_7 &= 36 \text{ bar} \\ n_7 &= 2279.69 \text{ kmol/jam} \\ H_7 &= -180,745,689.93 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Data Arus 8:

$$\begin{aligned} T_8 &= -53.08 \text{ } ^\circ\text{C} = 220.07 \text{ K} \\ P_8 &= 36 \text{ bar} \\ n_8 &= n_7 \end{aligned}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 8

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.9011765	-153874949.522
C ₂ H ₆	0.0834529	-16121139.889
C ₃ H ₈	0.0001533	-36303.551
i-C ₄ H ₁₀	0.0000000	-4.155
n-C ₄ H ₁₀	0.0000000	-0.190
i-C ₅ H ₁₂	0.0000000	0.000
n-C ₅ H ₁₂	0.0000000	0.000
C ₆ H ₁₄	0.0000000	0.000
CO ₂	0.0076079	-6829767.081
N ₂	0.0076095	0.000
Total	1.0000	-176862164.388

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 8

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.9012	31.182	-5001781.41
C ₂ H ₆	0.0835	41.338	-614060.28
C ₃ H ₈	0.0002	55.836	-1523.46
i-C ₄ H ₁₀	0.0000	74.646	-0.18
n-C ₄ H ₁₀	0.0000	77.000	-0.01

APPENDIX A
NERACA ENERGI

i-C ₅ H ₁₂	0.0000	89.356	0.00
n-C ₅ H ₁₂	0.0000	91.693	0.00
C ₆ H ₁₄	0.0000	109.248	0.00
CO ₂	0.0076	33.426	-45265.01
N ₂	0.0076	29.337	-39735.97
Total	1.0000	633.061	-5702366.31

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 8

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB^0/dT_R	dB^1/dT_R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.9012	1.155	0.783	-0.25	0.045	0.4645	0.342	-10599.49
C ₂ H ₆	0.0835	0.721	0.739	-0.63	-0.5414	1.5813	3.962	-2464.97
C ₃ H ₈	0.0002	0.595	0.847	-0.89	-1.3824	2.6023	10.73	-8.90
i-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.539	0.987	-1.05	-2.1624	3.3623	17.91	0.00
n-C ₄ H ₁₀	0.0000	0.518	0.948	-1.13	-2.5927	3.7387	22.15	0.00
n-C ₄ H ₁₁	0.0000	0.478	1.079	-1.29	-3.6799	4.6004	33.54	0.00
n-C ₄ H ₁₂	0.0000	0.469	1.068	-1.34	-4.0145	4.846	37.21	0.00
n-C ₄ H ₁₃	0.0000	0.434	1.190	-1.52	-5.6149	5.9293	55.71	0.00
CO ₂	0.0076	0.723	0.488	-0.63	-0.5309	1.5662	3.887	-176.29
N ₂	0.0076	1.744	1.059	-0.09	0.1224	0.159	0.04	-55.83

$$H_8 = -182,577,836.19 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Q yang masuk ke dalam sistem

$$H7 - H8 = Q$$

$$Q = 1,832,146.26 \text{ kJ/jam}$$

Mencari jumlah nitrogen yang dibutuhkan

$$T_{43} = -193.2 \text{ } ^\circ\text{C} = 79.95 \text{ K}$$

$$P_{43} = 1.358 \text{ bar}$$

$$T_{44} = -69 \text{ } ^\circ\text{C} = 204.15 \text{ K}$$

$$P_{44} = 1.013 \text{ bar}$$

$$n = 145.3974 \text{ kmol/jam (trial)}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 43

Komponen	Fraksi mol	H _f (kJ/jam)
N ₂	1	0

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 43

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/kmol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
----------	------------	---------------------------	--------------------------

APPENDIX A
NERACA ENERGI

N ₂	1	57762.726	-1832563.322
----------------	---	-----------	--------------

$$H_{43} = -1,832,563.32 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 44

Komponen	Fraksi mol	H _f (kJ/jam)
N ₂	1	0

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 44

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/kmol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
N ₂	1	29.397	-401.7804025

Menghitung *residual heat* (H^R) aliran 44

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
N ₂	1	1.61767	0.02979	-0.11	0.1162	0.1933	0.059	-15.284

$$H_{44} = -417.06 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{absorbed}} &= Q_{\text{input}} - Q_{\text{output}} \\ &= -1,832,146.26 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Persamaan neraca energi keseluruhan

$$\Delta H_{\text{input}} = \Delta H_{\text{output}} + Q_{\text{absorbed}}$$

$$\Delta Q = -0.00 \text{ kJ/jam}$$

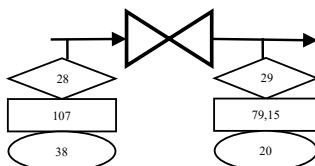
Jadi jumlah nitrogen yang dibutuhkan adalah sebesar 145.39738 kmol/jam

Tabel A.45 Neraca Energi Deethanizer Condenser (E-221)

Deethanizer Condenser (E-221)				
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)	
H ₇	-	180,745,689.93	H ₈	- 182,577,836.19
H ₄₄	-	1,832,563.32	H ₄₅	- 417.06
TOTAL	-	182,578,253.25	TOTAL	- 182,578,253.25

10. Debutanizer Inlet Valve (K-260)

Berfungsi menurunkan tekanan dan suhu aliran gas



Data Arus 28:

$$T_{28} = 107 \text{ } ^\circ\text{C} = 380.15 \text{ K}$$

Data Arus 29:

$$T_{29} = 79.15 \text{ } ^\circ\text{C} = 352.3 \text{ K}$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

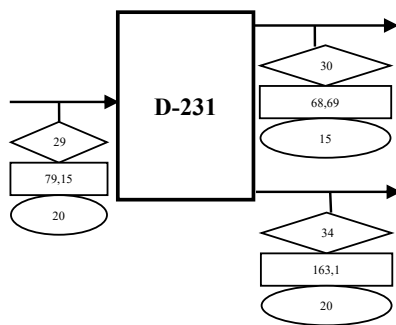
$$\begin{aligned} P_{28} &= 38 \text{ bar} & P_{29} &= 20 \text{ bar} \\ n_{28} &= 193.52 \text{ kmol/jam} & n_{29} &= n_{28} \\ H_{28} &= -18,228,396.01 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.46 Neraca Energi Debutanizer Inlet Valve (K-260)

Debutanizer Inlet Valve (K-260)			
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
H_{28}	- 18,228,396.01	H_{29}	- 18,228,396.01
TOTAL	- 18,228,396.01	TOTAL	- 18,228,396.01

11. Debutanizer Column (D-231)

Berfungsi untuk memisahkan kandungan *acid gas* dari solvent



Data Arus 29:

$$\begin{aligned} T_{29} &= 79.15 \text{ }^{\circ}\text{C} = 352.3 \text{ K} \\ P_{29} &= 20 \text{ bar} \\ n_{29} &= 193.52 \text{ kmol/jam} \\ H_{29} &= -18,228,396.01 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Data Arus 30:

$$\begin{aligned} T_{30} &= 68.69 \text{ }^{\circ}\text{C} = 341.84 \text{ K} \\ P_{30} &= 15 \text{ bar} \\ n_{30} &= 168.70 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Data Arus 34:

$$\begin{aligned} T_{34} &= 163.1 \text{ }^{\circ}\text{C} = 436.25 \text{ K} \\ P_{34} &= 20 \text{ bar} \\ n_{34} &= 24.83 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 30

Komponen	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
C_2H_6	0.57242	0.00339	-48506.032
C_3H_8	116.12468	0.68836	-12064192.642
i- C_4H_{10}	24.78085	0.14690	-3335255.104
n- C_4H_{10}	27.17812	0.16111	-3429606.356
i- C_5H_{12}	0.03716	0.00022	-5744.048
n- C_5H_{12}	0.00090	0.00001	-132.519
C_6H_{14}	0.00000	0.00000	0.000
CO_2	0.00347	0.00002	-1368.269

APPENDIX A
NERACA ENERGI

N ₂	0.00000	0.00000	0.000
Total	168.69760	1.00000	-18884804.970

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 30

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.0034	58.535	1463.91
C ₃ H ₈	0.6884	83.219	422209.87
i-C ₄ H ₁₀	0.1469	109.711	118781.68
n-C ₄ H ₁₀	0.1611	109.678	130233.41
i-C ₅ H ₁₂	0.0002	134.048	217.61
n-C ₅ H ₁₂	0.0000	134.937	5.33
C ₆ H ₁₄	0.0000	160.675	0.00
CO ₂	0.0000	39.037	5.93
N ₂	0.0000	29.176	0.00
Total	1.0000	859.016	672917.74

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 30

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.0034	1.120	0.308	-0.27	0.032	0.5032	0.401	-1.28
C ₃ H ₈	0.6884	0.924	0.353	-0.4	-0.1003	0.8281	1.087	-453.06
i-C ₄ H ₁₀	0.1469	0.838	0.411	-0.48	-0.223	1.0699	1.814	-143.08
n-C ₄ H ₁₀	0.1611	0.804	0.395	-0.52	-0.2907	1.1897	2.243	-168.81
i-C ₅ H ₁₂	0.0002	0.742	0.450	-0.6	-0.4617	1.4639	3.396	-0.34
n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.728	0.445	-0.62	-0.5143	1.542	3.768	-0.01
C ₆ H ₁₄	0.0000	0.673	0.496	-0.71	-0.766	1.8868	5.641	0.00
CO ₂	0.0000	1.124	0.203	-0.27	0.0336	0.4984	0.394	-0.01
N ₂	0.0000	2.709	0.441	-0	0.1364	0.0506	0.004	0.00

$$H_{30} = - 18,212,653.82 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 34

Komponen	n (kmol/jam)	Fraksi mol	H _f (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.0000	0.00000	0.000
C ₃ H ₈	0.0000	0.00000	-0.002
i-C ₄ H ₁₀	0.0008	0.00003	-113.430
n-C ₄ H ₁₀	0.0818	0.00329	-10320.251
i-C ₅ H ₁₂	12.3537	0.49761	-1909759.571
n-C ₅ H ₁₂	7.4336	0.29943	-1088950.054

APPENDIX A
NERACA ENERGI

C ₆ H ₁₄	4.9563	0.19964	-829147.035
CO ₂	0.0000	0.00000	0.000
N ₂	0.0000	0.00000	0.000
Total	24.8263	1.00000	-3838290.344

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 34

Komponen	Fraksi mol	t	C _p (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.00000	-0.42883	318351.222	0.00
C ₃ H ₈	0.00000	-0.17969	537506.778	0.00
i-C ₄ H ₁₀	0.00003		172370.000	20.06
n-C ₄ H ₁₀	0.00329	-0.02623	4856010.240	54845.20
i-C ₅ H ₁₂	0.49761		108300.000	184764.88
n-C ₅ H ₁₂	0.29943		159080.000	163308.67
C ₆ H ₁₄	0.19964		172120.000	117811.20
CO ₂	0.00000		-8304300.000	0.00
N ₂	0.00000		281970.000	0.00
Total	1.00000		6005387.017	520750.02

$$H_{34} = - 3,317,540.33 \text{ kJ/jam}$$

Mencari Q reboiler pada Regeneration Column

$$Q_{E-224} = - 3,301,798.14 \text{ kJ/jam}$$

Mencari kebutuhan steam

Asumsi steam yang digunakan adalah low pressure steam

$$T = 175 \text{ }^{\circ}\text{C} = 448.15 \text{ K}$$

$$P = 325 \text{ kPa} = 3.25 \text{ bar}$$

$$H_{\text{steam}} = 2811.9 \text{ kJ/kg}$$

$$\dot{m}_{\text{steam}} = - 1,174.2231728 \text{ kg/jam}$$

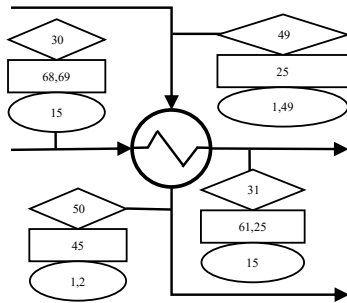
Tabel A.47 Neraca Energi Debutanizer Column (D-231)

Debutanizer Column (D-231)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H ₂₉	-	18,228,396.01	H ₃₀	-	18,212,653.82
Q _{E-224}	-	3,301,798.14	H ₃₄	-	3,317,540.33
TOTAL	-	21,530,194.14	TOTAL	-	21,530,194.14

APPENDIX A NERACA ENERGI

12. Debutanizer Condenser (E-223)

Berfungsi menurunkan suhu produk atas deethanizer column



Data Arus 30:

$$\begin{aligned} T_{30} &= 68.69 \text{ }^{\circ}\text{C} = 341.84 \text{ K} \\ P_{30} &= 15 \text{ bar} \\ n_{30} &= 168.70 \text{ kmol/jam} \\ H_{30} &= -18,212,653.82 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Data Arus 31:

$$\begin{aligned} T_{31} &= 61.25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 334.4 \text{ K} \\ P_{31} &= 15 \text{ bar} \\ n_{31} &= n_{68} \end{aligned}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 31

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
C_2H_6	0.00339	-48506.032
C_3H_8	0.68836	-12064192.642
i- C_4H_{10}	0.14690	-3335255.104
n- C_4H_{10}	0.16111	-3429606.356
i- C_5H_{12}	0.00022	-5744.048
n- C_5H_{12}	0.00001	-132.519
C_6H_{14}	0.00000	0.000
CO_2	0.00002	-1368.269
N_2	0.00000	0.000
Total	1.00000	-18884804.970

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 31

Komponen	Fraksi mol	C_p (J/mol.K)	H^{iq} (kJ/jam)
C_2H_6	0.0034	57.536	1193.90
C_3H_8	0.6884	81.656	343733.44
i- C_4H_{10}	0.1469	107.704	96750.91
n- C_4H_{10}	0.1611	107.778	106183.77
i- C_5H_{12}	0.0002	131.506	177.13
n- C_5H_{12}	0.0000	132.474	4.34
C_6H_{14}	0.0000	157.748	0.00

APPENDIX A
NERACA ENERGI

CO ₂	0.0000	38.729	4.88
N ₂	0.0000	29.172	0.00
Total	1.0000	844.303	548048.38

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 31

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.0034	1.095	0.308	-0.28	0.0216	0.5328	0.45	-1.34
C ₃ H ₈	0.6884	0.904	0.353	-0.41	-0.1235	0.8769	1.218	-474.50
i-C ₄ H ₁₀	0.1469	0.819	0.411	-0.5	-0.258	1.1329	2.034	-150.29
n-C ₄ H ₁₀	0.1611	0.787	0.395	-0.54	-0.3323	1.2598	2.515	-177.65
i-C ₅ H ₁₂	0.0002	0.726	0.450	-0.62	-0.5198	1.5501	3.808	-0.36
n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.712	0.445	-0.64	-0.5776	1.6328	4.225	-0.01
C ₆ H ₁₄	0.0000	0.659	0.496	-0.74	-0.8537	1.9979	6.325	0.00
CO ₂	0.0000	1.099	0.203	-0.28	0.0234	0.5277	0.441	-0.01
N ₂	0.0000	2.650	0.441	-0.01	0.1361	0.0536	0.005	0.00

$$H_{31} = - 18,337,560.74 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Q yang masuk ke dalam sistem

$$H_{30} - H_{31} = Q$$

$$Q = 124,906.92 \text{ kJ/jam}$$

Mencari jumlah cooling water yang dibutuhkan

$$T_{49} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

$$P_{49} = 1.49 \text{ bar}$$

$$T_{50} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 318.15 \text{ K}$$

$$P_{50} = 1.2 \text{ bar}$$

$$n = 83.0104 \text{ kmol/jam (trial)}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 49

Komponen	Fraksi mol	H _f (kJ/jam)
H ₂ O	1	-20073085.55

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 49

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/kmol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
H ₂ O	1	75384.204	0.000

$$H_{49} = -20,073,085.55 \text{ kJ/jam}$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 50

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
H ₂ O	1	-20073085.55

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 50

Komponen	Fraksi mol	C_p (J/kmol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
H ₂ O	1	75235.675	124906.9239

$$H_{50} = - 19,948,178.63 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{absorbed}} &= Q_{\text{input}} - Q_{\text{output}} \\ &= - 124,906.92 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Persamaan neraca energi keseluruhan sistem adalah

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{input}} &= \Delta H_{\text{output}} + Q_{\text{absorbed}} \\ Q &= 124,906.92 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Q yang dilepas oleh aliran panas = Q yang diterima oleh air pendingin

$$\Delta Q = - \text{kJ/jam}$$

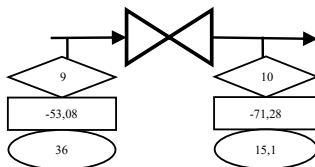
Jadi jumlah air pendingin yang dibutuhkan adalah sebesar 83.010436 kmol/jam

Tabel A.48 Neraca Energi Debutanizer Condenser (E-223)

Debutanizer Condenser (E-223)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₃₀	-	18,212,653.82	H₃₁	-	18,337,560.74
H₄₈	-	20,073,085.55	H₄₉	-	19,948,178.63
TOTAL	-	38,285,739.37	TOTAL	-	38,285,739.37

13. Mixed Refrigerant Coolbox Inlet Valve (K-310)

Berfungsi menurunkan tekanan dan suhu aliran gas



Data Arus 9:

$$T_9 = -53.08 \text{ }^{\circ}\text{C} = 220.07 \text{ K}$$

$$P_9 = 36 \text{ bar}$$

$$n_9 = 2279.69 \text{ kmol/jam}$$

Data Arus 10:

$$T_{10} = -71.28 \text{ }^{\circ}\text{C} = 201.87 \text{ K}$$

$$P_{10} = 15.1 \text{ bar}$$

$$n_{10} = n_8$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

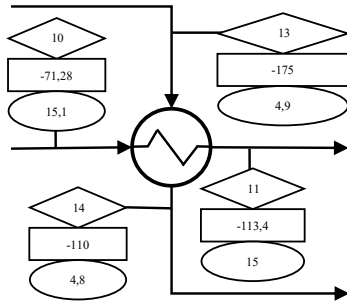
$$H_9 = -182,577,836.19 \text{ kJ/jam} \quad \%v = 0.9846$$

Tabel A.49 Neraca Energi Mixed Refrigerant Coolbox Inlet Valve (K-310)

Mixed Refrigerant Coolbox Inlet Valve (K-310)			
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
H_9	- 182,577,836.19	H_{10}	- 182,577,836.19
TOTAL	- 182,577,836.19	TOTAL	- 182,577,836.19

14. Mixed Refrigerant Coolbox (E-320)

Berfungsi untuk mengubah fase natural gas dari multiphase menjadi liquid



Data Arus 10:

$$T_{10} = -71.28 \text{ }^{\circ}\text{C} = 201.87 \text{ K}$$

$$P_{10} = 15.1 \text{ bar}$$

$$\%v_{\text{vap}} = 0.9846$$

$$n_{10} = 2279.69 \text{ kmol/jam}$$

$$H_{10} = - 182,577,836.19 \text{ kJ/jam}$$

Data Arus 11:

$$T_{11} = -113.2 \text{ }^{\circ}\text{C} = 159.95 \text{ K}$$

$$P_{11} = 15 \text{ bar}$$

$$\%v_{\text{vap}} = 0$$

$$n_{11} = 2279.69 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 11

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.9012	-153874949.52
C ₂ H ₆	0.0835	-16121139.89
C ₃ H ₈	0.0002	-36303.55
i-C ₄ H ₁₀	0.0000	-4.16
n-C ₄ H ₁₀	0.0000	-0.19
i-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.00
n-C ₅ H ₁₂	0.0000	0.00
C ₆ H ₁₄	0.0000	0.00
CO ₂	0.0076	-6829767.08
N ₂	0.0076	0.00
Total	1.0000	-176862164.39

APPENDIX A NERACA ENERGI

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 11

Komponen	Fraksi mol	t	Cp (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.90118	0.16081	275544.15	-78232164.37
C ₂ H ₆	0.08345	0.47612	-12732.18	334755.86
Komponen	Fraksi mol	t	Cp (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
C ₃ H ₈	0.00015	0.56747	26439.03	-1276.82
i-C ₄ H ₁₀	0.00000		106574.25	-0.45
n-C ₄ H ₁₀	0.00000	0.62374	107005.09	-0.02
i-C ₅ H ₁₂	0.00000		130361.33	0.00
n-C ₅ H ₁₂	0.00000		141279.07	0.00
C ₆ H ₁₄	0.00000		194792.31	0.00
CO ₂	0.00761		-239209.66	573360.76
N ₂	0.00761		487869.07	-1169609.54
Total	1.00000		1217922.49	-78494934.59

$$H_{11} = - 255,357,098.97 \text{ kJ/jam}$$

Mencari jumlah mixed refrigerant yang dibutuhkan dan suhu akhir

$$T_{13} = -175 \text{ }^{\circ}\text{C} = 98.15 \text{ K}$$

$$P_{13} = 4.9 \text{ bar}$$

$$\% \text{vap} = 0$$

$$n_{13} = 3288.5693 \text{ kmol/jam}$$

$$T_{14} = -110 \text{ }^{\circ}\text{C} = 163.15 \text{ K}$$

$$P_{14} = 4.8 \text{ bar}$$

$$\% \text{vap} = 0.3296$$

$$n_{14} \text{ vap} = 1083.91245 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{14} \text{ liq} = 2204.656876 \text{ kmol/jam}$$

$$n_{14} = 3288.569325 \text{ kmol/jam} \quad (\text{trial})$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 13

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.29	-71431014.31
C ₂ H ₆	0.19	-52946689.62
C ₃ H ₈	0.21	-71746388.11
i-C ₄ H ₁₀	0.15	-66391281.82
N ₂	0.16	0
Total	1	-262515373.9

Menghitung *heat of formation* (H_{ig}) aliran 13

APPENDIX A
NERACA ENERGI

Komponen	Fraksi mol	t	Cp (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.29	0.48505	112557.72	-21468924.17
C ₂ H ₆	0.19	0.67853	195229.28	-24396950.53
C ₃ H ₈	0.21	0.73459	120626.82	-16660966.13
i-C ₄ H ₁₀	0.15		99548.16	-9821131.17
N ₂	0.16		63436.99	-6675741.87
Total	1		591398.97	-79023713.88

$$H_{13} = - 341,539,087.74 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 14

Komponen	Fraksi mol	H _f (kJ/jam)
CH ₄	0.29	-71431014.31
C ₂ H ₆	0.19	-52946689.62
C ₃ H ₈	0.21	-71746388.11
i-C ₄ H ₁₀	0.15	-66391281.82
N ₂	0.16	0
Total	1	-262515373.9

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 14 fase liquid

Komponen	Fraksi mol	t	Cp (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.29	0.14402	303436.20	-26190281.71
C ₂ H ₆	0.19	0.46564	-21074.98	1191778.78
C ₃ H ₈	0.21	0.55882	22125.66	-1382898.38
i-C ₄ H ₁₀	0.15		107254.77	-4788314.38
N ₂	0.16		553471.36	-26356632.01
Total	1		965213.01	-57526347.71

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 14 fase gas

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	28.025	-1189242.33
C ₂ H ₆	0.1900	32.659	-907989.63
C ₃ H ₈	0.2100	41.660	-1280176.47
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	56.591	-1242123.47
N ₂	0.1600	29.599	-692977.15
Total	1.0000	188.533	-5312509.05

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 14 fase gas

APPENDIX A
NERACA ENERGI

Komponen	Fraksi mol	T_R	P_R	B^0	B^1	dB^0/dT_R	dB^1/dT_R	H^R (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	0.85598	0.10437	-0.46	-0.1915	1.0113	1.621	-366.3
C ₂ H ₆	0.1900	0.53436	0.09852	-1.07	-2.2523	3.443	18.79	-697.7
C ₃ H ₈	0.2100	0.44118	0.11299	-1.48	-5.2082	5.6662	50.88	-1749.8
C ₃ H ₉	0.1500	0.39978	0.13158	-1.75	-7.9498	7.321	84.93	-2180.3
N ₂	0.1600	1.29279	0.14118	-0.2	0.0805	0.3462	0.19	-132.4

$$H_{14} = - 315,884,663.36 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{absorbed}} = - 25,654,424.38 \text{ kJ/jam}$$

Persamaan neraca energi keseluruhan sistem adalah

$$\Delta H_{\text{input}} = \Delta H_{\text{output}} + Q_{\text{absorbed}}$$

$$Q = 25,654,424.38 \text{ kJ/jam}$$

Q yang dilepas oleh aliran panas = Q yang diterima oleh aliran dingin

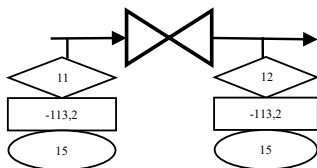
$$\Delta Q = - 0.00 \text{ kJ/jam}$$

Tabel A.50 Neraca Energi Mixed Refrigerant Coolbox (E-320)

Mixed Refrigerant Coolbox (E-320)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H_{10}	-	182,577,836.19	H_{11}	-	208,232,260.56
H_{13}	-	341,539,087.74	H_{14}	-	315,884,663.36
TOTAL	-	524,116,923.93	TOTAL	-	524,116,923.93

15. LNG Product Valve (K-311)

Berfungsi menurunkan tekanan LNG menjadi atmosferik



Data Arus 11:

$$T_{11} = -113.2 \text{ °C} = 159.95 \text{ K}$$

$$P_{11} = 15 \text{ bar}$$

$$n_{11} = 2279.69 \text{ kmol/jam}$$

$$H_{11} = -208,232,260.56 \text{ kJ/jam}$$

Data Arus 12:

$$T_{12} = -113.2 \text{ °C} = 159.95 \text{ K}$$

$$P_{12} = 15 \text{ bar}$$

$$n_{12} = n_{14}$$

$$\% \text{vap} = 0$$

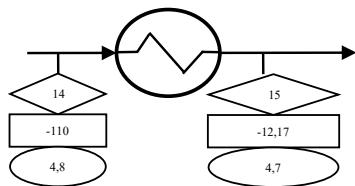
Tabel A.51 Neraca Energi LNG Product Valve (K-311)

LNG Product Valve (K-311)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H_{11}	-	208,232,260.56	H_{12}	-	208,232,260.56
TOTAL	-	208,232,260.56	TOTAL	-	208,232,260.56

APPENDIX A NERACA ENERGI

16. Mixed Refrigerant Heater (E-321)

Berfungsi menaikkan suhu gas alam untuk regeneration



Data Arus 14:

$$\begin{aligned} T_{14} &= -110 \text{ }^{\circ}\text{C} = 163.15 \text{ K} \\ P_{14} &= 4.8 \text{ bar} \\ \% \text{vap} &= 0.3296 \\ n_{14} &= 3288.57 \text{ kmol/jam} \\ H_{14} &= -315,884,663.36 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Data Arus 15:

$$\begin{aligned} T_{15} &= -12.17 \text{ }^{\circ}\text{C} = 260.98 \text{ K} \\ P_{15} &= 4.7 \text{ bar} \\ \% \text{vap} &= 1 \\ n_{15} &= 3288.57 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 15

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	-71431014.31
C ₂ H ₆	0.1900	-52946689.62
C ₃ H ₈	0.2100	-71746388.11
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	-66391281.82
N ₂	0.1600	0
Total	1	-262515373.9

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 15 fase gas

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	33.469	-1186431.43
C ₂ H ₆	0.1900	47.322	-1099035.59
C ₃ H ₈	0.2100	65.473	-1680659.92
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	86.958	-1594416.11
N ₂	0.1600	29.226	-571595.16
Total	1.0000	262.448	-6132138.20

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 15 fase gas

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	1.36925	0.1022	-0.17	0.093	0.2982	0.141	-471.3

APPENDIX A
NERACA ENERGI

C ₂ H ₆	0.1900	0.85478	0.09647	-0.46	-0.1935	1.0151	1.633	-744.7
C ₃ H ₈	0.2100	0.70573	0.11064	-0.65	-0.6044	1.6705	4.422	-1524.1
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	0.6395	0.12884	-0.78	-0.9856	2.1583	7.382	-1687.1
N ₂	0.1600	2.06799	0.13824	-0.05	0.1309	0.1021	0.017	-155.0

$$H_{15} = - 268,652,094.35 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{absorbed}} &= Q_{\text{input}} - Q_{\text{output}} \\ &= 47,232,569.02 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Asumsi steam yang digunakan adalah low pressure steam

$$T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C} = 423.15 \text{ K}$$

$$P = 475 \text{ kPa} = 4.75 \text{ bar}$$

$$H_{\text{steam}} = 2745.5 \text{ kJ/kg}$$

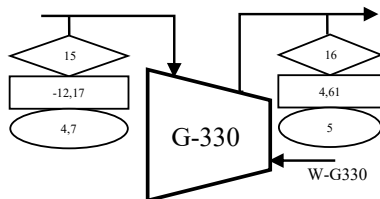
$$\dot{m}_{\text{steam}} = 17,203.63 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.52 Neraca Energi Mixed Refrigerant Heater (E-321)

Mixed Refrigerant Heater (E-321)					
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)		
H₁₄	-	315,884,663.36	H₁₅	-	268,652,094.35
Q_{steam}		47,232,569.02			
TOTAL	-	268,652,094.35	TOTAL	-	268,652,094.35

17. Mixed Refrigerant Compressor (G-330)

Berfungsi menaikkan tekanan gas alam untuk di campur dengan feed masuk



Data Arus 15:

$$T_{15} = -12.17 \text{ }^{\circ}\text{C} = 260.98 \text{ K}$$

$$P_{15} = 4.7 \text{ bar}$$

$$\% \text{vap} = 1$$

$$n_{15} = 3288.57 \text{ kmol/jam}$$

$$H_{15} = - 268,652,094.35 \text{ kJ/jam}$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

Menghitung *entropy ideal* (S^{iq}) aliran 15

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	S^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	28.02	-15829.30
C ₂ H ₆	0.1900	32.66	-10756.44
C ₃ H ₈	0.2100	41.66	-12716.44
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	56.59	-10063.84
N ₂	0.1600	29.60	-8843.66
Total	1.000	188.53	-58209.69

Menghitung *entropy residual* (S^R) aliran 15

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	S ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	1.36925	0.1022	-0.17	0.093	0.2982	0.141	-242.97
C ₂ H ₆	0.1900	0.85478	0.09647	-0.46	-0.1935	1.0151	1.633	-590.51
C ₃ H ₈	0.2100	0.70573	0.11064	-0.65	-0.6044	1.6705	4.422	-1488.15
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	0.6395	0.12884	-0.78	-0.9856	2.1583	7.382	-1846.42
N ₂	0.1600	2.06799	0.13824	-0.05	0.1309	0.1021	0.017	-62.10

$$S_{15} = -62,439.83 \text{ kJ/K.jam}$$

Mencari suhu aliran 16'

$$S_{15} = S_{16'}$$

$$T_{16'} = 0.55999 \text{ }^{\circ}\text{C} = 273.71 \text{ K (Trial)}$$

$$P_{16'} = 5 \text{ bar}$$

$$n_{16'} = 3288.57 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung *entropy ideal* (S^{iq}) aliran 16'

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/mol.K)	S^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	34.18	-15549.35
C ₂ H ₆	0.1900	49.14	-10986.81
C ₃ H ₈	0.2100	68.38	-13279.69
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	90.68	-10426.26
N ₂	0.1600	29.20	-8354.86
Total	1.000	271.59	-58596.97

Menghitung *entropy residual* (S^R) aliran 16'

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	S ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	1.43604	0.10872	-0.15	0.1014	0.2634	0.11	-228.22
C ₂ H ₆	0.1900	0.89647	0.10263	-0.42	-0.1332	0.8968	1.275	-546.08

APPENDIX A
NERACA ENERGI

C ₃ H ₈	0.2100	0.74016	0.1177	-0.6	-0.4697	1.4759	3.452	-1352.02
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	0.67069	0.13706	-0.72	-0.7817	1.907	5.763	-1658.22
N ₂	0.1600	2.16886	0.14706	-0.04	0.1323	0.0902	0.013	-58.33

$$S_{16'} = - 62,439.83 \text{ kJ/K.jam}$$

$$S_{15} - S_{16'} = - 0.00 \text{ kJ/K.jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 16'

Komponen	Fraksi mol	H _f (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	-71431014.31
C ₂ H ₆	0.1900	-52946689.62
C ₃ H ₈	0.2100	-71746388.11
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	-66391281.82
N ₂	0.1600	0
Total	1	-262515373.9

Menghitung *sensible heat* (H^{ig}) aliran 16' fase gas

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H ^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	34.183	-796747.90
C ₂ H ₆	0.1900	49.140	-750413.49
C ₃ H ₈	0.2100	68.380	-1154130.99
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	90.678	-1093209.98
N ₂	0.1600	29.204	-375549.10
Total	1.0000	271.586	-4170051.46

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 16'

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	1.43604	0.10872	-0.15	0.1014	0.2634	0.11	-459.017
C ₂ H ₆	0.1900	0.89647	0.10263	-0.42	-0.1332	0.8968	1.275	-720.366
C ₃ H ₈	0.2100	0.74016	0.1177	-0.6	-0.4697	1.4759	3.452	-1454.404
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	0.67069	0.13706	-0.72	-0.7817	1.907	5.763	-1594.501
n-C ₄ H ₁₀	0.1600	2.16886	0.14706	-0.04	0.1323	0.0902	0.013	-148.539

$$H_{16'} = - 266,689,802.15 \text{ kJ/jam}$$

$$W_s = 1,962,292.20 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Efisiensi} = 0.75 \text{ (Ditetapkan)}$$

$$W-G_{330} = 2,616,389.60 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{16} = - 266,035,704.75 \text{ kJ/jam}$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

Mencari suhu aliran 16

$$T_{16} = 4.60568 \text{ }^{\circ}\text{C} = 277.756 \text{ K (Trial)}$$

$$P_{16} = 5 \text{ bar}$$

$$n_{16} = 3288.57 \text{ kmol/jam}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 16

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	-71431014.31
C ₂ H ₆	0.1900	-52946689.62
C ₃ H ₈	0.2100	-71746388.11
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	-66391281.82
N ₂	0.1600	0
Total	1	-262515373.9

Menghitung *sensible heat* (H^{ig}) aliran 16 fase gas

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	34.410	-669275.79
Komponen	Fraksi mol	C _p (J/mol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
C ₂ H ₆	0.1900	49.714	-633505.53
C ₃ H ₈	0.2100	69.295	-975966.17
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	91.850	-924028.87
N ₂	0.1600	29.198	-313319.07
Total	1.0000	274.467	-3516095.41

Menghitung *residual property enthalpy* (H^R) aliran 16

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /dT _R	dB ¹ /dT _R	H ^R (kJ/jam)
CH ₄	0.2900	1.45727	0.10872	-0.15	0.1036	0.2536	0.102	-446.599
C ₂ H ₆	0.1900	0.90972	0.10263	-0.41	-0.1169	0.8633	1.181	-699.695
C ₃ H ₈	0.2100	0.7511	0.1177	-0.58	-0.4333	1.4207	3.198	-1407.143
i-C ₄ H ₁₀	0.1500	0.68061	0.13706	-0.7	-0.7267	1.8356	5.339	-1538.291
n-C ₄ H ₁₀	0.1600	2.20092	0.14706	-0.04	0.1327	0.0868	0.012	-143.744

$$H_{16} = -266,035,704.75 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Error } H_{16} = 0.00 \text{ kJ/jam}$$

Tabel A.53 Neraca Energi Mixed Refrigerant Compressor (G-330)

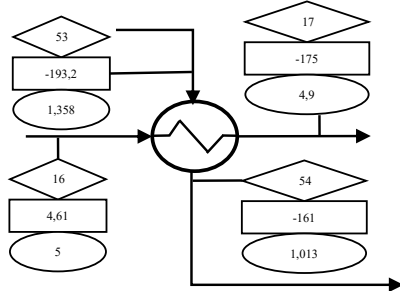
Mixed Refrigerant Compressor (G-330)			
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
H ₁₅	-268,652,094.35	H ₁₆	-266,035,704.75
W-G ₃₃₀	2,616,389.60		

APPENDIX A
NERACA ENERGI

TOTAL	-	266,035,704.75	TOTAL	-	266,035,704.75
-------	---	----------------	-------	---	----------------

18. Mixed Refrigerant Cooler (E-322)

Berfungsi menurunkan suhu MR dan mengubah fasenya menjadi liquid



Data Arus 16:

$$\begin{aligned} T_{16} &= 4.61 \text{ }^{\circ}\text{C} = 277.756 \text{ K} \\ P_{16} &= 5.00 \text{ bar} \\ n_{16} &= 3288.57 \text{ kmol/jam} \\ H_{16} &= -266,035,704.75 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Data Arus 17:

$$\begin{aligned} T_{17} &= -175 \text{ }^{\circ}\text{C} = 98.15 \text{ K} \\ P_{17} &= 4.9 \text{ bar} \\ n_{17} &= 3288.57 \text{ kmol/jam} \\ H_{17} &= -341,539,087.74 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menghitung Q yang masuk ke dalam sistem

$$H_{16} - H_{17} = Q$$

$$Q = 75,503,382.99 \text{ kJ/jam}$$

Mencari jumlah nitrogen yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} T_{53} &= -193.2 \text{ }^{\circ}\text{C} = 79.95 \text{ K} \\ P_{53} &= 1.358 \text{ bar} \\ T_{54} &= -161 \text{ }^{\circ}\text{C} = 112.15 \text{ K} \\ P_{54} &= 1.013 \text{ bar} \\ n &= 5993.313691 \text{ kmol/jam} \quad (\text{trial}) \end{aligned}$$

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 53

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/jam)
N ₂	1	0

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 53

Komponen	Fraksi mol	Cp (J/kmol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
N ₂	1	57762.73	-75538687.33

$$H_{53} = -75,538,687.33 \text{ kJ/jam}$$

APPENDIX A NERACA ENERGI

Menghitung *heat of formation* (H_f) aliran 54

Komponen	Fraksi mol	H_f (kJ/h)
N ₂	1	0

Menghitung *sensible heat* (H^{iq}) aliran 54

Komponen	Fraksi mol	C _p (J/kmol.K)	H^{ig} (kJ/jam)
N ₂	1	29.95	-33385.48

Menghitung *residual heat* (H^R) aliran 54

Komponen	Fraksi mol	T _R	P _R	B ⁰	B ¹	dB^0/dT_R	dB^1/dT_R	H^R (kJ/jam)
N ₂	1	0.88867	0.02979	-0.43	-0.1434	0.9174	1.334	-1918.85

$$H_{54} = - 35,304.33 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{absorbed}} &= Q_{\text{input}} - Q_{\text{output}} \\ &= -75,503,382.99 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Persamaan neraca energi keseluruhan

$$\Delta H_{\text{input}} = \Delta H_{\text{output}} + Q_{\text{absorbed}}$$

Q yang dilepas oleh aliran panas = Q yang diterima oleh air pendingin

$$\Delta Q = - \text{kJ/jam}$$

Jadi jumlah nitrogen yang dibutuhkan adalah sebesar 5993.3137 kmol/jam

Tabel A.54 Neraca Energi Mixed Refrigerant Cooler (E-322)

Mixed Refrigerant Cooler (E-322)				
Masuk (kJ/jam)			Keluar (kJ/jam)	
H₁₆	-	266,035,704.75	H₁₇	- 341,539,087.74
H₅₂	-	75,538,687.33	H₅₃	- 35,304.33
TOTAL	-	341,574,392.08	TOTAL	- 341,574,392.08

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

1. Dehydration Column (D-120)

Fungsi : Untuk menyerap kandungan H₂O pada gas alam menggunakan metode adsorpsi dengan *molecular sieve*

Tipe : Adsorption Column

Jumlah : 3

Kondisi Operasi :

Tabel B.1 Data Operasi *Dehydration Column* (D-120)

Data	Keterangan					
Tekanan Operasi	3500	kpa	35	bar	507.633	psia
Suhu Operasi	36.68	°C	309.83	K	98.024	F
Density Vapor	41.59					kg/m3
Superficial Velocity	10	cm/s		360		m/jam
Diameter Particle	8	mesh		0.00448		m
Jenis Molecular Sieve	Zeolit tipe 3A					
Internal Porosity	30%					
Bulk dry density	0.62-0.68					kg/L
Average pore diameter	0.3					nm
Surface area	0.7					km²/kg
Sorptive capacity	0.21-0.23					kg/kg
Viscosity	0.0129					cP

Perhitungan

Aliran Feed masuk kolom

Tabel B.2 Data Aliran *Inlet Dehydration Column* (D-120)

Komponen	Mass Frac.	Massa (kg/jam)	BM	Mol (kmol/jam)	Mol Frac.
Metana (C ₁)	0.6585	32959.66069	16.0429	2054.4702	0.8290
Etana (C ₂)	0.1146	5738.098963	30.0699	190.8253	0.0770
Propana (C ₃)	0.1026	5136.321829	44.0970	116.4778	0.0470
i-Butana (iC ₄)	0.0288	1440.458727	58.1240	24.7825	0.0100
n-Butana (nC ₄)	0.0317	1584.5046	58.1240	27.2608	0.0110
i-Pentana (iC ₅)	0.0179	894.0415117	72.1510	12.3913	0.0050
n-Pentana (nC ₅)	0.0107	536.424907	72.1510	7.4348	0.0030
Hexana (C ₆₊)	0.0085	427.1409682	86.1779	4.9565	0.0020
Karbon dioksida (CO ₂)	0.0153	763.4696429	44.0097	17.3478	0.0070
Nitrogen (N ₂)	0.0097	485.9627561	28.0130	17.3478	0.0070
H ₂ O	0.0018	89.29188639	18.0151	4.9565	0.0020
Total	1.0000	50055.37648		2478.2512	1.0000

Massa Adsorbent

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu siklus adsorpsi} &= 12 \text{ jam} \\
 \text{Massa air total per siklus} &= 89 \text{ kg/h} \times 12 \text{ h} \\
 &= 1071.5 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa adsorben teoritis (ideal)} &= \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{W_{\text{sat}}} \\
 &= \frac{1071.5026}{0.22} \text{ kg/kg} \\
 &= 4870.4665 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Massa adsorben desain (aktual)

Digunakan efisiensi kerja (η) sebesar 0,6 untuk mengakomodasi adanya Mass Transfer Zone (MTZ). Jika massa adsorben yang digunakan hanya didasarkan pada perhitungan teoritis (kapasitas saturasi), maka titik terobosan (*breakthrough*) akan terjadi jauh sebelum waktu siklus 12 jam berakhir, yang berisiko meloloskan kandungan air ke aliran produk.

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned} M_{\text{ads design}} &= \frac{M_{\text{ads ideal}}}{0.6} \\ &= 8117.4442 \text{ kg} \end{aligned}$$

Volume Bed Adsorben (Vbed)

$$\begin{aligned} \text{Volume Bed} &= \frac{\text{Massa Adsorbent desain}}{\rho_{\text{bulk}}} \\ &= 12.4884 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi Kolom

$$\begin{aligned} Q &= \text{Mass Rate}/\rho \\ &= 1203.54 \text{ m}^3/\text{jam} \\ A &= Q/v \\ &= 3.34317 \text{ m}^2 \\ D &= (4A/\pi)^{0.5} \\ &= 2.06369 \text{ m} = 81.2476 \text{ in} \\ \text{Tinggi Bed (L)} &= V_{\text{bed}}/A \\ &= 3.73549 \text{ m} = 147.067 \text{ in} \end{aligned}$$

Dimensi Kolom

$$\begin{aligned} P_{\text{des}} &= 1.5 P_{\text{operasi}} \\ &= 761.45 \text{ psia} = 746.75 \text{ psig} \\ f &= 20000 \text{ psig} \quad \text{SS 316} \\ E &= 0.8 \quad (\text{double u welded butt-joint}) \\ C &= 0.06 \end{aligned}$$

Tebal Silinder

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_{\text{des}} \times r}{(fE - 0.6 P_{\text{des}})} + C \\ &= 2.0 \text{ in} \\ \text{Standarisasi } t_s &= 2 \text{ in} \\ \text{OD} &= 85.25 \text{ in} \\ \text{Standarisasi OD} &= 90 \text{ in} \\ \text{Tebal Tutup Atas dan Bawah (elliptical dished head)} \\ \text{thb} &= \frac{P_{\text{des}} \times D}{(2fE - 0.2 P_{\text{des}})} + C \\ &= 1.97 \text{ in} \\ \text{Standarisasi thb} &= 2 \text{ in} \\ \text{sf} &= 4.5 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tutup

$$\begin{aligned} h_a &= 0.169 \times D \\ &= 13.7308 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi Total

$$\begin{aligned} \text{HT} &= \text{Tinggi Silinder} + 2 \times \text{Tinggi Tutup} + 2 \times \text{sf} \\ &= 183.53 \text{ in} = 4.66162 \text{ m} \\ &\quad \mathbf{15 \text{ ft}} \end{aligned}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Tabel B.3 Spesifikasi Alat *Dehydration Column* (D-120)

Tabel B.5 Spesifikasi Alat Denyatan Column (D-120)		
Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-120	
Fungsi	Untuk menyerap kandungan H ₂ O pada gas alam menggunakan metode adsorpsi dengan <i>molecular sieve</i>	
Tipe	Adsorption Column	
Laju Alir Massa H ₂ O (kg/jam)	89.2919	
Bahan	Stainless Steel Grade 316	
Jumlah	3	
Spesifikasi Packed		
Type Bulk	Molecular Sieve Zeolit Tipe 3A	
Bulk Density	650	kg/m3
Sorptive Capacity	0.22	kg/kg
Massa Adsorbent	8117.44	kg
Cycle Time	12	jam
Spesifikasi Tower		
OD	2	m
ID	0.69	m
Tebal Shell (ts)	0.0508	m
Tebal Tutup Atas (t _{ha})	0.05	m
Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	0.05	m
Tinggi Tutup	0.3	m
Tinggi Bed/Silinder	3.7	m
Straight Flange	0.1	m
Tinggi Total	4.7	m

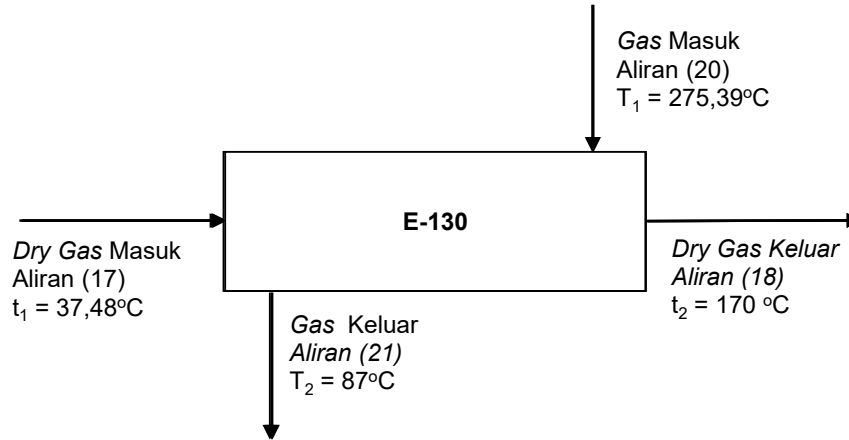
APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

2. Regenerator Gas Exchanger (E-130)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu *dry gas* sebelum regenerasi *molecular sieve*

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Jumlah : 1 buah



Kondisi Operasi :

Tabel B.4 Data Operasi *Regenerator Gas Exchanger* (E-130)

Data	Keterangan			
Laju Alir Massa Dry Gas dan Air	514.65	kg/jam	(Appendiks A)	
Laju Alir Massa Dry Gas dan Air	514.65	kg/jam	(dibagi jumlah alat)	
Suhu Masuk (T_1)	275.39 °C	548.54 K	527.702 F	
Suhu Keluar (T_2)	87 °C	360.15 K	188.6 F	
Laju Alir Massa Dry Gas	504.69	kg/jam	(Appendiks A)	
Laju Alir Massa Dry Gas	504.69	kg/jam	(dibagi jumlah alat)	
Suhu Masuk (t_1)	37.48 °C	310.63 K	99.46 F	
Suhu Keluar (t_2)	170.00 °C	443.15 K	338.00 F	
Pertukaran Panas (Q)	182,193.82	kJ/jam	(Appendiks B)	

Perhitungan Δt

<i>Hot Fluid</i>	Keterangan	<i>Cold Fluid</i>	Perubahan	
527.702	<i>Higher Temp</i>	99.46	428.238	Δt_1
188.6	<i>Lower Temp</i>	338	149.4	Δt_2
339.102	Perubahan	238.536	-278.838	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$\text{LMTD} = \frac{(\Delta t_2 - \Delta t_1)}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\text{LMTD} = 264.79 \quad \text{F}$$

APPENDIX B

SPESIFIKASI ALAT

1 series cold stream dan n parallel hot stream

$$\begin{aligned}
 n \text{ (aliran paralel)} &= 2 \\
 P'' &= \frac{189.70}{428.24} = 0.44 \quad F \\
 R'' &= 0.89 \quad F \\
 Y &= 0.57 \\
 \text{Ruas kiri} &= \frac{1 - P'}{Y} = 0.98 \\
 \text{Ruas kanan} &= 2.3 \times \frac{n}{1 - R''} \times \log \left[(1 - R'') \left(\frac{1}{P''} \right)^{\frac{1}{n}} + R'' \right] = 0.98 \\
 \text{Solver} &= 0.0004 \\
 \Delta LMTD_{New} &= \Delta LMTD_{awal} \times Y \\
 &= 151.05 \quad ^\circ F
 \end{aligned}$$

Perhitungan suhu Caloric (Tc dan tc)

	Tc	=	(T ₂ +T ₁)/2	
		=	358.151	F
	tc	=	(t ₂ +t ₁)/2	
		=	218.73	F
Cold Fluid				
k	=	0.030	Btu/hr(ft)F	
Cp	=	0.610	Btu/lbF	
μ	=	0.016	cP	
sg	=	0.379		
Hot Fluid				
k	=	0.025	Btu/hr(ft)F	
Cp	=	0.578	Btu/lbF	
μ	=	0.014	cP	
sg	=	0.342		

Ukuran Pipa

Annulus					Inner pipe				
IPS (in)	2.5				IPS (in)	1.25			
Sch number	40				Sch number	40			
OD (in)	2.88	in	0.24	ft	OD (in), D1	1.66	in	0.14	ft
ID (in), D2	2.469	in	0.21	ft	ID (in)	1.38	in	0.12	ft

Data flow area dan annulus dari Tabel 6.2 hal 110

Flow area			
Annulus, a _a	=	2.63	in ²
	=	0.018	ft ²
Inner pipe, a _p	=	1.50	in ²
	=	0.010	ft ²
Annulus size			
d _e	=	2.02	in
	=	0.17	ft

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$d_e' = 0.81 \text{ in}$$

$$= 0.07 \text{ ft}$$

Fluida	Flow rate	Peletakkan fluida	Flow area
Hot	514.65	Annulus	0.02
Cold	504.69	Inner pipe	0.01

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian Annulus	Bagian Inner Pipe
1) Flow area $A_s = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4}$ $= 0.018 \text{ ft}^2$ $D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$ $= 0.168 \text{ ft}$	1) Flow area $D = 0.12 \text{ ft}$ $a_p = \frac{\pi (D^2)}{4}$ $= 0.01 \text{ ft}^2$
2) Mass velocity $G_a = \frac{W}{a_a}$ $= 62258.53 \text{ lb/hr.ft}^2$	2) Mass velocity $G_p = \frac{W}{n \times a_p}$ $= 24294.66 \text{ lb/hr.ft}^2$
$D = 0.168$ $L = 15 \text{ ft}$ $\frac{L}{D} = \frac{30}{0.168}$ $= 178.9$	$D = 0.115$ $L = 15 \text{ ft}$ $\frac{L}{D} = \frac{30}{0.115}$ $= 261$
3) $N_{ReShell}$ $N_{ReShell} = \frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2.42}$ $= 268,172.68$	3) N_{ReTube} $N_{ReTube} = \frac{ID \times G_p}{\mu \times 2.42}$ $= 80,940$
4) $J_H = 550$ (Appendiks Kern, Figure 28)	4) $J_H = 230$ (Appendiks Kern, Figure 24)
5) $\frac{h_o}{\phi_a} = (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$ $\phi_a = 91.47 \text{ u/hr.ft}^2.F$	5) $\frac{h_i}{\phi_p} = (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$ $\phi_p = 46.83 \text{ u/hr.ft}^2.F$ $t_w = \frac{h_o}{\phi_a} + \frac{h_{io}}{\phi_p} + \frac{h_o}{\phi_a} (T_c - t_c)$ $= 218.732$ $\mu_w = 0.042 \frac{\text{lb/ft-h}}{h}$
Menghitung faktor ϕ_a	Menghitung faktor ϕ_p

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$\phi_a = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$ $\phi_a = 0.99$	$\phi_a = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$ $\phi_a = 0.97$
Menghitung ho	Menghitung hio
$ho = \frac{ho}{\phi_a} \times \phi_a$ $ho = 90.622$	$hio = \frac{hi}{\phi_p} \times \frac{ID}{OD}$ $= 38.9$ $hio = 37.9$

Tahanan Panas Pipa Bersih (Uc)

$$U_c = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$$

$$= 26.74 \text{ Btu/hrft}^2\text{F}$$

$$R_d = 0.003$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{26.74} + 0.003$$

$$\frac{1}{U_d} = 0.04 \times U_D$$

$$U_d = 24.75$$

$$A = \frac{Q}{(U_d \times \Delta t)}$$

$$= 48.73217696 \text{ ft}^2$$

Menghitung required length

Untuk IPS 16 in

$$a'' = 1.734 \text{ ft}^2$$

(Kern, Tabel 11, hal. 844)

Maka,

$$rl = \frac{A}{a''}$$

$$= \frac{48.73}{1.734}$$

$$= 28.10390828 \text{ linft}$$

Menghitung jumlah hairpin dan L aktual

$$\text{hairpin} = \frac{rl}{2 \times L}$$

$$= \frac{28.10390828}{2 \times 15}$$

$$0.937$$

$$= 1.0$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned} La &= \text{hairpin} \times 2.0 \times L \\ &= 1.0 \times 2.0 \times 15 \\ &= 30.0 \text{ lin ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung A baru, Ud baru, Rd baru

$$\begin{aligned} A \text{ aktual} &= La \times a'' \\ &= 30.0 \times 1.73 \\ &= 52.02 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ud \text{ aktual} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} \\ &= \frac{182,193.82}{52.02 \times 151.05} \\ &= 23.18753815 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Rd \text{ actual} &= \frac{Uc - Ud \text{ baru}}{Uc \times Ud \text{ baru}} \\ &= 0.005725734 \end{aligned}$$

$$\text{Dirt factor} = 0.002862867$$

Evaluasi ΔP									
Annulus					Inner pipe				
Mencari De', Re, dan f					Mencari f				
De'	=	D ₂	-	D ₁	Re'p	=	80,940		
	=	0.206	-	0.14					
	=	0.067	ft		f	=	0	+	$\frac{0.264}{Re^{0.42}}$
Re	=	De'	x	Ga		=	0	+	$\frac{0.264}{115.194}$
		μ							
	=	0.067	x	62258.53	f	=	0.005791788		
		0.038930361							
	=	107814.6395							
f	=	0.004	+	$\frac{0.264}{Re^{0.42}}$	ρ	=	21.3 lb/ft^3		
	=	0.004	+	$\frac{0.264}{129.93455}$					
f	=	0.005531792							
ρ	=	23.69 lb/ft3							
sg	=	0.379							
Mencari ΔFa					Mencari ΔFp				
ΔFa	=	$\frac{4.f.Ga^2.La}{2.g.\rho^2.De'}$			ΔFp	=	$\frac{4.f.Gp^2.Lp}{2.g.\rho^2.D}$		
	=	2573030197.66				=	820437377.64		

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

31641137804 = 0.081 ft		43805720552 = 0.02 ft	
Mencari V, ΔFl, Δpa		Mencari ΔPs	
V	=	$\frac{Ga}{3600 \times \rho}$	$\Delta Ps = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144}$
	=	$\frac{62258.53}{3600 \times 23.7}$	= 0.003 psi
	=	0.73 fps	
ΔFl	=	$\frac{V^2}{2 \times 2g'}$	
	=	$\frac{0.73^2}{2 \times 64.4}$	
	=	0.023	
ΔPa	=	$(\Delta Fa + \Delta Fl) \rho$	
	=	$\frac{144}{0.081 + 0.02 \times 23.7}$	
	=	0.02 psi	

Tabel B.5 Spesifikasi Alat Regenerator Gas Exchanger (E-130)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode	:	E-130			
Fungsi	:	Menaikkan suhu <i>dry gas</i> sebelum regenerasi molecular sieve			
Tipe	:	Double Pipe Heat Exchanger			
Konfigurasi	:	1 series cold stream dan n parallel hot strean			
Kapasitas	:	1019.34	kg/jam		
Jumlah parallel(n)	:	2	buah		
T ₁	:	275.39	°C		
T ₂	:	87	°C		
t ₁	:	37.48	°C		
t ₂	:	170	°C		
Dimensi Alat dan Pressure Drop					
Spesifikasi	Simbol	Ukuran		Ukuran	
Dimensi Pipa					
Panjang Pipa	L	30.0	ft	9.15	m
Luas Permukaan Pipa	A	52.02	ft ²	4.84	m ²
Clean Overall Coefficient	Uc	26.74	Btu/(hr)(ft ²)(°F)		
Design Overall Coefficient	Ud	23.187538	Btu/(hr)(ft ²)(°F)		
Fouling Factor	Rd	0.005725734			
Jumlah hairpin	hairpin	2			

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

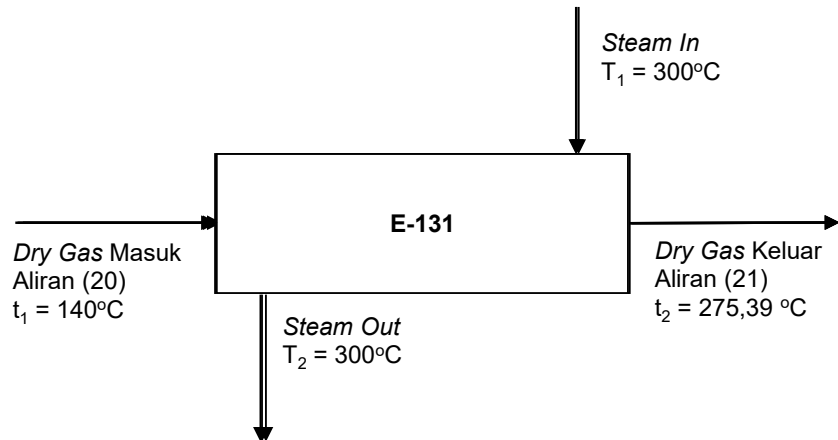
Dimensi Annulus					
Ukuran Pipa	IPS	2.5	in	0.07	m
Schedule Number	Sch	40			
Diameter luar	OD	2.88	in	0.08	m
Diameter dalam	ID	2.469	in	0.07	m
Pressure drop	Δ Pa	0.02	psi		
Dimensi Inner Pipe					
Ukuran Pipa	IPS	1.25	in	0.04	m
Schedule Number	Sch	40			
Diameter luar	OD	1.66	in	0.05	m
Diameter dalam	ID	1.38	in	0.04	m
Pressure drop	Δ Pa	0.003	psi		

3. Regenerator Gas Heater (E-131)

Fungsi : Sebagai sumber panas utama untuk menaikkan suhu *dry gas* regenerasi

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah



Kondisi Operasi :

Tabel B.6 Data Operasi *Regenerator Gas Heater* (E-130)

Data	Keterangan			
Laju Alir Massa Dry Gas dan Air	167.72	kg/jam	(Appendiks A)	
Laju Alir Massa Dry Gas dan Air	167.72	kg/jam	(dibagi jumlah alat)	
Suhu Masuk (T_1)	300 °C	573.15 K	572	F
Suhu Keluar (T_2)	300 °C	573.15 K	572	F
Laju Alir Massa Dry Gas	514.65	kg/jam	(Appendiks A)	
Laju Alir Massa Dry Gas	514.65	kg/jam	(dibagi jumlah alat)	
Suhu Masuk (t_1)	140.00 °C	413.15 K	284.00	F
Suhu Keluar (t_2)	275.39 °C	548.54 K	527.70	F
Pertukaran Panas (Q)	507,340	kJ/jam	(Appendiks B)	

Perhitungan Δt

<i>Hot Fluid</i>	Keterangan	<i>Cold Fluid</i>	Perubahan	
572	<i>Higher Temp</i>	284.00	288.00	Δt_1
572	<i>Lower Temp</i>	527.70	44.3034	Δt_2
0	Perubahan	243.6966	-243.6966	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$LMTD = \frac{(\Delta t_2 - \Delta t_1)}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$LMTD = 130.19 \text{ F}$$

1 series cold stream dan n parallel hot stream

$$n \text{ (aliran paralel)} = 2$$

$$P'' = \frac{44.30}{288.00} = 0.154 \quad F$$

$$R'' = 0.31 \quad F$$

$$\gamma = 0.4$$

$$\text{Ruas kiri} = \frac{1 - P'}{\gamma} = 2.103$$

$$\text{Ruas kanan} = 2.3 \times \frac{n}{1 - R''} \times \log \left[(1 - R'') \left(\frac{1}{P''} \right)^{\frac{1}{n}} + R'' \right] = 2.1$$

$$\text{Solver} = 0.0000$$

$$\Delta LMTD_{New} = \Delta LMTD_{awal} \times \gamma$$

$$= 52.37 \quad ^\circ F$$

Perhitungan suhu Caloric (Tc dan tc)

	Tc		=	(T ₂ +T ₁)/2	
			=	572	F
	tc		=	(t ₂ +t ₁)/2	
			=	405.85	F
Hot Fluid					
k	=	0.026	Btu/hr(ft)F		
Cp	=	0.511	Btu/lbF		
μ	=	0.020	cP		
sg	=	0.997			
Cold Fluid					
k	=	0.035	Btu/hr(ft)F		
Cp	=	0.652	Btu/lbF		
μ	=	0.017	cP		
sg	=	0.342			

Ukuran Pipa

Annulus					Inner pipe				
IPS (in)	2				IPS (in)	1.25			
Sch number	80				Sch number	40			
OD (in)	2.38	in	0.198	ft	OD (in), D1	1.66	in	0.14	ft
ID (in), D2	1.939	in	0.162	ft	ID (in)	1.38	in	0.12	ft

Data flow area dan annulus dari Tabel 6.2 hal 110

Flow area			
Annulus, a _a	=	1.19	in ²
	=	0.008	ft ²
Inner pipe, a _p	=	1.50	in ²
	=	0.010	ft ²
Annulus size			
d _e	=	0.92	in

	=	0.08	ft
d_e'	=	0.40	in
	=	0.03	ft
Fluida	Flow rate	Peletakkan fluida	Flow area
Hot	167.72	Annulus	0.01
Cold	514.65	Inner pipe	0.01

Evaluasi perpindahan panas			
Bagian Annulus		Bagian Inner Pipe	
1) Flow area		1) Flow area	
$A_s = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4}$		$D = 0.12 \text{ ft}$	
$= 0.005 \text{ ft}^2$		$a_p = \frac{\pi (D^2)}{4}$	
$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$		$= 0.01 \text{ ft}^2$	
$= 0.050 \text{ ft}$			
2) Mass velocity		2) Mass velocity	
$G_a = \frac{W}{a_a}$		$G_p = \frac{W}{n \times a_p}$	
$= 67495.11 \text{ lb/hr.ft}^2$		$= 109202.89 \text{ b/hr.ft}^2$	
$D = 0.05$		$D = 0.12$	
$L = 12 \text{ ft}$		$L = 12 \text{ ft}$	
$\frac{L}{D} = \frac{24}{0.05}$		$\frac{L}{D} = \frac{24}{0.12}$	
$= 476.12$		$= 209$	
3) $N_{ReShell}$		3) N_{ReTube}	
$N_{ReShell} = \frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2.42}$		$N_{ReTube} = \frac{ID \times G_p}{\mu \times 2.42}$	
$= 69,668.27$		$= 311,496$	
4) $J_H = 220$		4) $J_H = 700$	
(Appendiks Kern, Figure 24)		(Appendiks Kern, Figure 24)	
5) $\frac{h_o}{\phi_a} = J_H(k/d_e) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$		5) $\frac{h_i}{\phi_p} = J_H(k/d_i) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$	
$\phi_a = 113.09 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$		$\phi_p = 192.19 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$	
		$t_w = \frac{h_o}{\phi_a} + \frac{h_o}{\phi_p + \frac{h_o}{\phi_a}} (T_c - t_c)$	
		405.848	
		$\mu_w = 0.041 \text{ lb/ft-h}$	

Menghitung faktor ϕ_a	Menghitung faktor ϕ_p
$\phi_a = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$ $\phi_a = 1.00$	$\phi_p = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$ $\phi_p = 1.02$
Menghitung h_o	Menghitung h_{io}
$h_o = \frac{h_o}{\phi_a} \times \phi_a$ $h_o = 112.662$	$h_i = \frac{h_{io}}{\phi_p} \times \phi_p$ $h_i = 160$ $h_{io} = 163$

Tahanan Panas Pipa Bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$U_c = 66.70 \text{ Btu/hrft}^2\text{F}$$

$$R_d = 0.0015$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{66.70} + 0.0015$$

$$\frac{1}{U_D} = 0.02 \times U_D$$

$$U_D = 60.63$$

$$A = \frac{Q}{(U_D \times \Delta t)}$$

$$A = 159.763625 \text{ ft}^2$$

Menghitung required length

Untuk IPS 12 in

$$a'' = 3.338 \text{ ft}^2$$

(Kern, Tabel 11, hal. 844)

Maka,

$$rl = \frac{A}{a''}$$

$$= \frac{159.76}{3.338}$$

$$= 47.86208056 \text{ linft}$$

Menghitung jumlah hairpin dan L aktual

$$\text{hairpir} = \frac{rl}{2 \times L}$$

$$= \frac{47.86208056}{2 \times 12}$$

$$1.9943$$

$$= 2.0$$

$$\begin{aligned}
 La &= \text{hairpin} \times 2.0 \times L \\
 &= 2.0 \times 2.0 \times 12 \\
 &= 48.0 \text{ lin ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung A baru, Ud baru, Rd baru

$$\begin{aligned}
 A \text{ aktual} &= La \times a'' \\
 &= 48.0 \times 3.338 \\
 &= 160.22 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Ud \text{ aktual} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} \\
 &= \frac{507,340.49}{160.22 \times 52.37} \\
 &= 60.45841605 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Rd \text{ aktual} &= \frac{Uc - Ud \text{ baru}}{Uc \times Ud \text{ baru}} \\
 &= 0.001547526
 \end{aligned}$$

$$\text{Dirt factor} = 0.000773763$$

Evaluasi ΔP	
Annulus	Inner pipe
Mencari De' , Re , dan f	Mencari f
$De' = D_2 - D_1$ $= 0.1616 - 0.138$ $= 0.0233 \text{ ft}$ $Re = \frac{De' \times Ga}{\mu}$ $= \frac{0.0233 \times 67495.11}{0.048835312}$ $= 32133.73993$ $f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$ $= 0.0035 + \frac{0.264}{78.149056}$ $f = 0.00687816$ $\rho = 62.30 \text{ lb/ft}^3$ $sg = 0.997$	$Re_p = 311,496$ $f = 0 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$ $= 0 + \frac{0.264}{202.88511}$ $f = 0.004801229$ $\rho = 21.35 \text{ lb/ft}^3$
Mencari ΔFa	Mencari ΔFp
$\Delta Fa = \frac{4.f.Ga^2.La}{2.g.\rho^2.De'}$ $= \frac{6016141747.21}{75440633730.00}$ $= 0.0797 \text{ ft}$	$\Delta Fp = \frac{4.f.Gp^2.Lp}{2.g.\rho^2.D}$ $= \frac{21986287269.91}{43826524184}$ $= 0.502 \text{ ft}$
Mencari V , ΔFl , Δpa	Mencari ΔPs

$ \begin{aligned} V &= \frac{Ga}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{67495.11}{3600 \times 62.3} \\ &= 0.3009 \text{ fps} \\ \Delta F_l &= \frac{2 \times \frac{V^2}{2g'}}{2 \times \frac{0.301}{64.4}} \\ &= 0.009 \\ \Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + \Delta F_l) \rho}{144} \\ &= \frac{0.0797 + 0.009 \times 62.3}{144} \\ &= 0.0385 \text{ psi} \end{aligned} $	$ \begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} \\ &= 0.0743822 \text{ psi} \end{aligned} $
--	---

Tabel B.7 Spesifikasi Alat Regenerator Gas Heater (E-131)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode	:	E-131			
Fungsi	:	Sebagai sumber panas utama untuk menaikkan suhu dry g			
Tipe	:	Double Pipe Heat Exchanger			
Konfigurasi	:	1 series cold stream dan n parallel hot stream			
Kapasitas	:	682.36	kg/jam		
Jumlah parallel(n)	:	2	buah		
T ₁	:	300	°C		
T ₂	:	300	°C		
t ₁	:	140	°C		
t ₂	:	275.39	°C		
Dimensi Alat dan Pressure Drop					
Spesifikasi		Simbol	Ukuran		Ukuran
Dimensi Pipa					
Panjang Pipa	L	48.0	ft	14.64	m
Luas Permukaan Pipa	A	160.224	ft ²	14.89	m ²
Clean Overall Coefficient	Uc	66.70	Btu/(hr)(ft ²)(°F)		
Design Overall Coefficient	Ud	60.458416	Btu/(hr)(ft ²)(°F)		
Fouling Factor	Rd	0.001548			
Jumlah hairpin	hairpin	2.0			
Dimensi Annulus					
Ukuran Pipa	IPS	2	in	0.06	m
Schedule Number	Sch	80			
Diameter luar	OD	2.38	in	0.07	m
Diameter dalam	ID	1.939	in	0.05	m
Pressure drop	ΔPa	0.039	psi		
Dimensi Inner Pipe					

Ukuran Pipa	IPS	1.25	in	0.04	m
<i>Schedule Number</i>	Sch	40			
Diameter luar	OD	1.66	in	0.05	m
Diameter dalam	ID	1.38	in	0.04	m
<i>Pressure drop</i>	Δ Pa	0.074	psi		

4. Knock Out Water Drum (F-140)

Fungsi : Untuk memisahkan air dari gas alam *recovery* hasil *regeneration dehydration unit*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi :

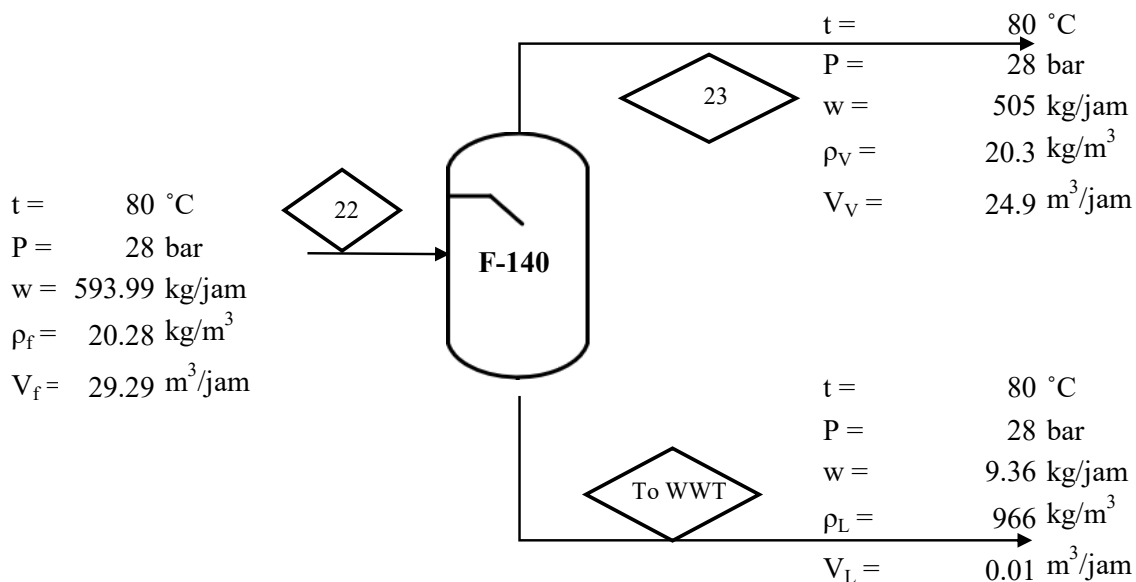
Tabel B.8 Data Operasi *Knock Out Water Drum* (F-140)

Data	Keterangan					
Tekanan Operasi	2800	kpa	28	bar	406	psia
Suhu Operasi	80	°C	353.2	K	636	R

Perhitungan

Tabel B. Data Aliran Inlet Knock Out Water Drum (F-140)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mass Frac.	BM
Metana (C ₁)	332.9192	0.6469	16.0429
Etana (C ₂)	57.9594	0.1126	30.0699
Propana (C ₃)	51.8810	0.1008	44.0970
i-Butana (iC ₄)	14.5498	0.0283	58.1240
n-Butana (nC ₄)	16.0048	0.0311	58.1240
i-Pentana (iC ₅)	9.0305	0.0175	72.1510
n-Pentana (nC ₅)	5.4183	0.0105	72.1510
Hexana (C ₆₊)	4.3145	0.0084	86.1779
Karbondioksida (CO ₂)	7.7117	0.0150	44.0097
Nitrogen (N ₂)	4.9086	0.0095	28.0130
H ₂ O	89.2949	0.0194	18.0151
Total	593.9927	1.0000	



Worksheet (Perhitungan) berdasarkan "Chemical Process Engineering Design and Economic" by H.

Silla

No Mist Eliminator, k_v yang digunakan adalah = 0.2 ft/s = 0.06 m/s

$$\begin{aligned}
 v_v &= k_v \left(\frac{\rho'_L - \rho'_V}{\rho'_V} \right)^{1/2} \\
 &= 0.41 \text{ m/s} \\
 A &= V_v / v_v \\
 &= 0.02 \text{ m}^2 = 0.18 \text{ ft}^2 \\
 D &= (4A/\pi)^{0.5} \\
 &= 0.48 \text{ ft} = 5.77 \text{ in} \\
 &= 6 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Menggunakan standar pipe apabila diameter < 30 in)

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih } t_s &= 3 \text{ menit} \\
 L_L \times A &= V_L \times t_s \\
 L_L &= 0.028680904 \text{ m} = 0.0940975 \text{ ft} \\
 L &= L_L + 1.5D + 1.5\text{ft} \\
 &= 2.34 \text{ ft} = 28.129169 \text{ in} \\
 L/D &= 4.87
 \end{aligned}$$

Perancangan menggunakan kode ASME

1. Ketinggian tutup atas jika menggunakan standard dished head

$$\begin{aligned}
 h_a &= 0.169 \times D \\
 &= 1.01 \text{ in} = 0.08 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

2. Ketinggian tutup bawah jika menggunakan dished head

$$\begin{aligned}
 h_b &= 0.169 \times D \\
 &= 1.01 \text{ in} = 0.08 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

3. Ketebalan Shell

$$\begin{aligned}
 P_{op} &= 406.11 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 1.3 \times P_{op} \\
 &= 446.72 \text{ psia} = 432.02 \text{ psig} \\
 r_i &= 0.5D \\
 &= 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan las "double-welded butt-joint "

$$\begin{aligned}
 E &= 0.8 \\
 C &= 0.0625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Friction factor dari material SA 283 Grade C

$$f = 12650 \text{ psi} \quad \text{Kusnarjo, 2010}$$

$$\begin{aligned}
 t_{shell} &= \frac{(P_{des} \times D)}{2(f \times E - 0.4 P_{des})} + C \\
 &= 0.19 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan $t_{shell} = 0.25 \text{ in} \quad 0.3125$

$$D = 6 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= D + 2 t_{\text{shell}} \\
 &= 6.5 \text{ in} = 0.54 \text{ ft} \\
 \text{Standarisasi OD} &= 40 \text{ in} = 3.33 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 39.5 \text{ in} = 3.29 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

4. Ketebalan tutup atas dan tutup bawah (elliptical dished head)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{ha}} &= \frac{(P_{\text{des}} \times r)}{2 \times (fE - 0.1 P_{\text{des}})} + C \\
 &= 0.49 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi tebal tutup atas} &= 0.50 \text{ in} \quad 0.25 \\
 t_{\text{ha}} &= 0.50 \text{ in} \\
 \text{sf} &= 2.00 \text{ in}
 \end{aligned}$$

5. Tinggi total kolom

$$\begin{aligned}
 H_T &= L + h_a + h_b + 2\text{sf} \\
 &= 34.16 \text{ in} = 2.85 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tabel B.9 Spesifikasi Alat *Knock Out Water Drum* (F-140)

Spesifikasi		Keterangan	
Kode		F-140	
Fungsi		recovery hasil regeneration dehydration	
Tipe		Flash Separator	
Laju Alir Massa (kg/jam)		593.9927	
Bahan		SA 283 Grade C	
Jumlah		1	
Spesifikasi Tower			
	OD	1.02	m
	ID	1.00	m
	Tebal Shell (ts)	0.01	m
	Tebal Tutup Atas (t _{ha})	0.01	m
	Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	0.01	m
	Tekanan operasi	28.00	bar
	Tinggi Tutup Atas	0.03	m
	Tinggi Tutup Bawah	0.03	m
	Tinggi Silinder	0.71	m
	Tinggi Kolom	0.87	m

5. Dehydration Compressor (G-150)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan hasil recovery dehydration

Tipe : Diaphragm Compressor (Reciprocating)

Jumlah : 1

Kondisi Operasi :

Tabel B.10 Data Operasi Regenerator Gas Compressor (G-150)

Data	Keterangan			
Tekanan Masuk	2800	kpa	28	bar
Suhu Masuk	80	°C	353.15	K
Tekanan Keluar	3000	kpa	30	bar
Suhu Keluar	85.85609	°C	359.00609	K
Rate Massa	504.69			kg/jam
Rate Mol	24.98			kmol/jam
Massa Jenis	20.31			kg/m ³
Rate Volume	24.85			m ³ /jam

Tipe Kompresor

Kompresor = Diaphragm Compressors (figure 12-1B, Ludwig Vol 3)

Ratio Specific Heat

Cp/Cv = 1.29 (HYSYS)

Overall Compression Ratio

$$R_c = \frac{P_2}{P_1} = 1.07$$

Max Stage = 10 (Tabel 12-1, Ludwig Vol III)

Jumlah stage compressor = 1

Kapasitas Power (BHP)

1) Kapasitas Volume

$$\frac{bhp}{MMSCFD} = \frac{bhp}{MMSCFD} \times \frac{\text{kapasitas}}{1000000}$$

$\frac{bhp}{MMSCFD} = 10$ (Figure. 12-21, Ludwig vol III)

(14.4 psia and suction temperature)

2) Volume/kapasitas inlet gas alam

$$\text{Volume Gas, per mol} = 22.4 \times (P/P_{op}) \times (T_{op}/T) \quad (\text{keadaan STP, 1 bar \& 273K})$$

$$= 1.03 \quad \text{Liter} \quad (\text{keadaan suction})$$

$$= \text{Rate mol} \times \text{Volume Gas per mol}$$

$$\text{Volume Gas} = 25836.90 \quad \text{Liter} \quad (\text{pada } 25^\circ\text{C dan 1 bar})$$

$$= 21898.15 \quad \text{CFD} \quad (\text{Cubic Feet Per Day})$$

Karena nilai bhp /MMSCFD yang diperoleh berdasarkan kondisi 14,4 psia dan suction temperature 212F, maka :

$$\begin{aligned}
 V_1 &= V_0 \frac{T_1}{T_0} \frac{P_0}{P_1} \\
 &= 23079.59 \text{ CFD} \quad (\text{Cubic Feet Per Day}) \\
 bhp &= \frac{bhp}{\text{MMSCFD}} \times \frac{\text{volume gas}}{1000000} \\
 &= 0.23 \text{ hp} \\
 \text{Asumsi Efisiensi Compressor} &= 70\% \\
 \text{Kerja} &= \frac{W}{\eta} \\
 &= 0.33 \text{ hp} = 0.25 \text{ kW} \\
 \text{Asumsi Efisiensi Motor} &= 75\% \\
 \text{Power} &= \frac{\text{Kerja}}{\eta} \\
 &= 0.44 \text{ hp} = 0.33 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Cylinder Selection

$$\begin{aligned}
 (Pd)(E_v) &= \frac{bhp (10^4)}{(bhp/MMCFD)(P)} \\
 &= 0.55 \text{ cfm}
 \end{aligned}$$

Tabel B.11 Spesifikasi Alat *Regenerator Gas Compressor* (G-150)

Spesifikasi		Keterangan	
Kode		G-150	
Fungsi		Untuk menaikkan tekanan hasil	
Tipe		Diaphragm Compressor (Reciprocating)	
Laju Alir Massa (kg/jam)		504.69	
Jumlah		1	
Suction			
S	Temperature	80	°C
	Pressure	28	bar
Discharge			
D	Temperature	85.85609	°C
	Pressure	30	bar
Spesifikasi Compressor			
	Jumlah Stage	1.29	
	Casing	Cast Steel	
	Shaft	Carbon Steel (AISI-C1405)	
	Piston	Cast Steel	
	Diphargm	Uncooled, Cast Iron	
	Efisiensi	70.00%	
	Power	0.33	kW
	Cylinder Selection	0.5	cfm

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

6. Deethanizer Inlet Compressor (G-210)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan gas alam sebelum masuk ke deethanizer

Tipe : Diaphragm Compressor (Reciprocating)

Jumlah : 1

Kondisi Operasi :

Tabel B.12 Data Operasi *Deethanizer Inlet Compressor (G-210)*

Data	Keterangan		
Tekanan Masuk	3000 kpa	30 bar	435.11 psia
Suhu Masuk	37.78 °C	310.93 K	559.674 R
Tekanan Keluar	3800 kpa	38 bar	551.14 psia
Suhu Keluar	50.306 °C	323.456 K	582.2208 R
Rate Massa	49966.06		kg/jam
Rate Mol	2473.22		kmol/jam
Massa Jenis	25.97		kg/m ³
Rate Volume	1923.99		m ³ /jam

Tipe Kompresor

Kompresor = Diaphragm Compressors (figure 12-1B, Ludwig Vol 3)

Ratio Specific Heat

C_p/C_v = 1.36 (HYSYS)

Overall Compression Ratio

$$R_c = \frac{P_2}{P_1}$$

$$= 1.27$$

Max Stage = 4.5 (Tabel 12-1, Ludwig Vol III)

Jumlah stage compressor = 1

Kapasitas Power (BHP)

1) Kapasitas Volume

$$\frac{bhp}{MMSCFD} = \frac{bhp}{MMSCFD} \times \frac{\text{kapasitas}}{1000000}$$

$$\frac{bhp}{MMSCFD} = 18 \quad \text{(Figure. 12-21, Ludwig vol III)}$$

(14.4 psia and suction temperature)

2) Volume/kapasitas inlet gas alam

$$\text{Volume Gas, per mol} = 22.4 \times (P/P_{op}) \times (T_{op}/T) \quad \text{(keadaan STP, 1 bar \& 273K)}$$

$$= 0.85 \quad \text{Liter} \quad \text{(keadaan suction)}$$

$$= \text{Rate mol} \times \text{Volume Gas per mol}$$

$$\text{Volume Gas} = 2102088.21 \quad \text{Liter} \quad \text{(pada 25°C dan 1 bar)}$$

$$= 1781632.00 \quad \text{CFD} \quad \text{(Cubic Feet Per Day)}$$

APPENDIX B

SPESIFIKASI ALAT

Karena nilai $bhp/MMSCFD$ yang diperoleh berdasarkan kondisi 14,4 psia dan suction temperature 212F, maka :

$$\begin{aligned}
 V_1 &= V_0 \frac{T_1}{T_0} \frac{P_0}{P_1} \\
 &= 2169340.68 \text{ CFD} \quad (\text{Cubic Feet Per Day}) \\
 bhp &= \frac{bhp}{MMSCFD} \times \frac{\text{volume gas}}{1000000} \\
 &= 39.05 \text{ hp} \\
 \text{Asumsi Efisiensi Compress} &= 70\% \\
 \text{Kerja} &= \frac{W}{\eta} \\
 &= 55.78 \text{ hp} = 41.60 \text{ kW} \\
 \text{Asumsi Efisiensi Motor} &= 75\% \\
 \text{Power} &= \frac{\text{Kerja}}{\eta} \\
 &= 74.38 \text{ hp} = 55.46 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Cylinder Selection

$$\begin{aligned}
 (Pd)(E_v) &= \frac{bhp (10^4)}{(bhp/MMCFD)(P)} \\
 &= 48.23 \text{ cfm}
 \end{aligned}$$

Tabel B.13 Spesifikasi Alat *Deethanizer Inlet Compressor* (G-210)

Spesifikasi		Keterangan	
Kode		G-210	
Fungsi		Untuk menaikkan tekanan gas alam	
Tipe		Diaphragm Compressor (Reciprocating)	
Laju Alir Massa (kg/jam)		49966.06	
Jumlah		1	
Suction			
S	Temperature	37.78	°C
	Pressure	30	bar
Discharge			
D	Temperature	50.306	°C
	Pressure	38	bar
Spesifikasi Compressor			
	Jumlah Stage	1.36	
	Casing	Cast Steel	
	Shaft	Carbon Steel (AISI-C1405)	
	Piston	Cast Steel	
	Diphargm	Uncooled, Cast Iron	
	Efisiensi	70.00%	
	Power	55.46	kW
	Cylinder Selection	48.2	cfm

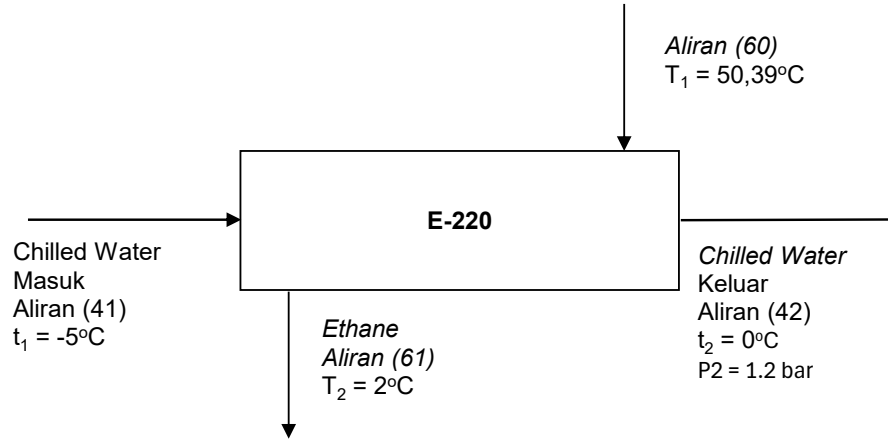
APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

7. Deethanizer Inlet Cooler (E-220)

Fungsi : Untuk menurunkan suhu *dry gas* sebelum masuk ke deethanizer column

Tipe : 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 2 buah



Kondisi Operasi :

Tabel B.14 Data Operasi Deethenizer Inlet Cooler (E-220)

Data	Keterangan		
Laju Alir Massa Gas	49784.39	kg/jam	(Appendiks A)
Laju Alir Massa Gas	49784.39	kg/jam	(dibagi jumlah alat)
Suhu Masuk (T_1)	42.83 °C	315.98 K	109.094 F
Suhu Keluar (T_2)	2 °C	275.15 K	35.6 F
Laju Alir Massa Chilled Water	207372.35	kg/jam	(Appendiks A)
Laju Alir Massa Chilled Water	207372.35	kg/jam	(dibagi jumlah alat)
Suhu Masuk (t_1)	-5 °C	268.15 K	23 F
Suhu Keluar (t_2)	0 °C	273.15 K	32 F
Cp Air Pendingin	1.034	btu/lbF	4.3 kJ/kgC
Pertukaran Panas (Q)	6,946,166	kJ/jam	(Appendiks B)
Pertukaran Panas (Q)	6,946,166	kJ/jam	(dibagi jumlah alat)

Massa Kebutuhan Chilled Water

$$\begin{aligned}
 Q &= m C_p \Delta T \\
 m &= Q / (C_p \Delta T) \\
 &= 320902.13 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Δt

Hot Fluid	Keterangan	Cold Fluid	Perubahan	
109.094	Higher Temp	23	86.094	Δt_1

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

35.6	<i>Lower Temp</i>	32	3.6	Δt_2
73.494	Perubahan	-9	82.494	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$LMTD = \frac{(\Delta t_2 - \Delta t_1)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

$$LMTD = 25.99 \quad F$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= 8.17$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= 0.10$$

$$F_t = 0.977$$

(Appendiks Kern, Gambar 19)

$$\Delta t = F_t \times LMTD$$

$$= 25.39 \quad F$$

Perhitungan suhu Caloric (T_c dan t_c)

(viskositas dapat diabaikan karena gas)

$$T_c = (T_2 + T_1) / 2$$

$$= 72.35 \quad F$$

$$t_c = (t_2 + t_1) / 2$$

$$= 27.5 \quad F$$

Cold Fluid

Hot Fluid

$$k = 0.228 \text{ Btu/hr(ft)F} \quad k = 0.020 \text{ Btu/hr(ft)F}$$

$$C_p = 0.813 \text{ Btu/lbF} \quad C_p = 0.573 \text{ Btu/lbF}$$

$$\mu = 5.060 \text{ cP} \quad \mu = 0.012 \text{ cP}$$

$$sg = 1.046 \quad sg = 0.340$$

Diameter dan Jumlah Pipa

$$\text{Trial UD} = 130 \text{ Btu/hr(ft}^2\text{)F} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 8})$$

$$A = Q / (UD \times \Delta t)$$

$$= 2104.75 \text{ ft}^2 \quad (A > 120 \text{ ft}^2, \text{ maka digunakan STHE})$$

$$A \text{ tiap HE} = 1052.3756$$

Spesifikasi Heat Exchanger (Shell and Tubes)

Panjang Tube, L	12	ft	(Appendiks Kern, Tabel 10) Pilih OD dan BWG
BWG	18		
OD Tube	0.75	in	
ID Tube	0.65	in	
Pitch	0.9375	in triangular	(Appendiks Kern, Tabel 9)
Rd	0.003	ft ² F/Btu	(ditetapkan)
A't	0.334	in ² per tu	(Appendiks Kern, Tabel 10)
A''t	0.1963	ft ² /lin ft	(Appendiks Kern, Tabel 10)

$$\text{Number of Tube (N}_t\text{)} = \frac{A}{L \times A''t}$$

$$= 447 \text{ buah}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned}
 \text{Standarisasi } N_t &= 468 \text{ buah} && (\text{Appendiks Kern, Tabel 9 - 4P}) \\
 \text{IDs} &= 25 \text{ in} && = 2.08 \text{ ft} \\
 \text{UD corrected} &= \frac{N_t \times \text{Trial UD}}{N_t \text{ standarisasi}} \\
 &= 124.10 \text{ Btu/hr(ft}^2\text{)F}
 \end{aligned}$$

Bagian Shell

$$\begin{aligned}
 \text{IDs} &= 25 \text{ in} \\
 n' &= 2 && (\text{jumlah passes pada shell}) \\
 d_e &= 0.55 \text{ in} && (\text{diameter ekivalen})-(\text{Appendiks Kern, Fig 28}) \\
 B &= 5 \text{ in} && (\text{baffle spacing})
 \end{aligned}$$

Bagian Tube

$$\begin{aligned}
 d_i &= 0.65 \text{ in} && (\text{ID Tube}) \\
 d_o &= 0.75 \text{ in} && (\text{OD Tube}) \\
 L &= 12 \text{ ft} && (\text{Panjang Tube}) \\
 n &= 4 && (\text{jumlah passes pada tube}) \\
 N_t &= 468 && (\text{jumlah tube}) \\
 P_t &= 0.94 \text{ in} && (\text{jarak antar sumbu tube - pitch}) \\
 C' &= 0.19 \text{ in} && (\text{jarak antar diameter luar tube} - (C'=P_t - d_o)) \\
 A''t &= 0.2 \text{ ft}^2/\text{lin} && (\text{luas permukaan panjang}) \\
 A't &= 0.33 \text{ in}^2 && (\text{luas permukaan aliran})
 \end{aligned}$$

Evaluasi perpindahan panas			
Bagian Shell (Chilled Water) - Cold		Bagian Tube (Dry Gas) - Hot	
1) Nilai A_s		1) Nilai A_t	
$A_s = \frac{\text{IDs} \times B \times C'}{n' \times P_t \times 144}$		$A_t = \frac{(N_t \times A't)}{144n}$	
$= 0.09 \text{ ft}^2$		$= 0.27 \text{ ft}^2$	
2) Nilai G_s		2) Nilai G_t	
$G_s = M / A_s$		$G_t = m / A_t$	
$= 5265200.564 \text{ lb/hr.ft}^2$		$G_t = 404329.03 \text{ lb/hr.ft}^2$	
		$= G_t / (3600 \rho)$	
		$V = 1.80 \text{ fps}$	
3) N_{ReShell}		3) N_{ReTube}	
$N_{\text{ReShell}} = \frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2.42}$		$N_{\text{ReTube}} = \frac{d_i \times G_t}{\mu \times 2.42}$	
$= 19,708.99$		$= 744,420$	
4) $J_H = 90$ (Appendiks Kern, Figure 28)		4) $J_H = 800$ (Appendiks Kern, Figure 24)	

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

5) $h_o = J_H(k/de) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$ $= 1575.08 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$	5) $h_i = J_H(k/di) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$ $= 277.12 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$
	6) $h_{io} = h_i \times (ID/OD)$ $= 240.91 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$

Tahanan Panas Pipa Bersih (Uc)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 208.949$$

Dirt Factor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= 0.0033 > 0.003 \quad (\text{memenuhi})$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Shell (Chilled Water)	Bagian Tube (Dry Gas)
1) $f = 0.003$ (Appendiks Kern, Figure 29)	1) $f = 0.0001$ (Appendiks Kern, Figure 26)
2) Nilai (N+1) $N+1 = (12 \times L \times n')/B$ $= 28.8000$	2) $\Delta P_1 = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} .di.sg.ft}$ $= 0.41 \text{ psi}$
3) Nilai ΔP_s $\Delta P_s = \frac{f.Gs^2.IDs.(N+1)}{5.22 \times 10^{10} .de.sg.fs}$ $= 0.5770 \text{ psi}$ $\Delta P_s < 10 \text{ psi (memenuhi)}$	3) Nilai ΔP_n $v^2 \times 62.5/(2gc.144) = 0.078$ (Appendiks Kern, fig.27) $\Delta P_n = \frac{4.n.v^2 \times 62.5}{sg. 2gc. 144}$ $= 1.248 \text{ psi}$ $\Delta P_t = \Delta P_n + \Delta P_1$ $= 1.66$ $\Delta P_t < 10 \text{ psi (memenuhi)}$

Tabel B.15 Spesifikasi *Deethanizer Inlet Cooler* (E-220)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-220			
Fungsi	Untuk menurunkan suhu <i>dry gas</i>			
Tipe	Cooler, 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger			
Suhu Masuk	Aliran (5)	=	42.83	°C
	Aliran (41)	=	-5	°C
Suhu Keluar	Aliran (6)	=	2	°C
	Aliran (42)	=	0	°C
Ketentuan	Rd	=	0.0030	
	ΔP Liquid	=	10	psia
	ΔP gas	=	2	psia

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Shell	ID	=	25	in	0.635	m
	Baffle	=	5	in	0.127	m
	Passes	=	2			
	ΔP	=	0.577	psi		
Tube	OD	=	0.75	in	0.019	m
	ID	=	0.652	in	0.017	m
	BWG	=	18			
	Pitch	=	0.9375	in	0.024	m
	Panjang	=	12	ft	3.658	m
	Jumlah	=	468			
	Passes	=	4			
	ΔP	=	1.66	psi		
Rd	Rd	=	0.0033			
Luas Area	A	=	2104.75	ft ²	195.53778	m ²
Jumlah		=	2	buah		

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

8. Deethanizer Column (D-420)

Fungsi : Untuk memisahkan methana dan ethana dari gas alam

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi :

Tabel B.16 Data Operasi Deethanizer Column (D-230)

Data	Keterangan		
Tekanan Operasi	3800 kpa	38 bar	551.14 psia
Suhu Operasi	2 °C	275.15 K	495.27 R

Aliran *feed* masuk kolom

Tabel B.17 Data Aliran *Inlet Deethanizer Column* (D-230)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mass Frac.	BM	Mol (kmol/jam)	Mol Frac.
Metana (C ₁)	32958.62	0.66	16.04	2054.41	0.83
Etana (C ₂)	5737.92	0.11	30.07	190.82	0.08
Propana (C ₃)	5136.16	0.10	44.10	116.47	0.05
i-Butana (iC ₄)	1440.41	0.03	58.12	24.78	0.01
n-Butana (nC ₄)	1584.45	0.03	58.12	27.26	0.01
i-Pentana (iC ₅)	894.01	0.02	72.15	12.39	0.01
n-Pentana (nC ₅)	536.41	0.01	72.15	7.43	0.00
Hexana (C ₆₊)	427.13	0.01	86.18	4.96	0.00
Karbondioksida (CO ₂)	763.44	0.02	44.01	17.35	0.01
Nitrogen (N ₂)	485.95	0.01	28.13	17.28	0.01
H ₂ S	0.00	0.00	34.08	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	18.02	0.00	0.00
Total	49964.50	1.00		2473.14	1.00

Aliran *Distilat*

Tabel B.17 Data Aliran *Distilat Deethanizer Column* (D-230)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mass Frac.	BM	Mol (kmol/jam)	Mol Frac.
Metana (C ₁)	32958.62	0.83	16.04	2054.41	0.83
Etana (C ₂)	5720.70	0.14	30.07	190.25	0.08
Propana (C ₃)	15.41	0.00	44.10	0.35	0.00
i-Butana (iC ₄)	0.00	0.00	58.12	0.00	0.00
n-Butana (nC ₄)	0.00	0.00	58.12	0.00	0.00
i-Pentana (iC ₅)	0.00	0.00	72.15	0.00	0.00
n-Pentana (nC ₅)	0.00	0.00	72.15	0.00	0.00
Hexana (C ₆₊)	0.00	0.00	86.18	0.00	0.00
Karbondioksida (CO ₂)	763.29	0.02	44.01	17.34	0.01
Nitrogen (N ₂)	485.95	0.01	28.13	17.28	0.01

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

H ₂ S	0.00	0.00	34.08	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	18.02	0.00	0.00
Total	39943.97	1.00		2279.62	0.92

Aliran Bottom

Tabel B.18 Data Aliran *Bottom Deethanizer Column (D-230)*

Komponen	Massa (kg/jam)	Mass Frac.	BM	Mol (kmol/jam)	Mol Frac.
Metana (C ₁)	0.00	0.00	16.04	0.00	0.00
Etana (C ₂)	17.21	0.00	30.07	0.57	0.00
Propana (C ₃)	5120.75	0.10	44.10	116.12	0.05
i-Butana (iC ₄)	1440.41	0.03	58.12	24.78	0.01
n-Butana (nC ₄)	1584.45	0.03	58.12	27.26	0.01
i-Pentana (iC ₅)	894.01	0.02	72.15	12.39	0.01
n-Pentana (nC ₅)	536.41	0.01	72.15	7.43	0.00
Hexana (C ₆₊)	427.13	0.01	86.18	4.96	0.00
Karbon dioksida (CO ₂)	0.15	0.00	44.01	0.00	0.00
Nitrogen (N ₂)	0.00	0.00	28.13	0.00	0.00
H ₂ S	0.00	0.00	34.08	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	18.02	0.00	0.00
Total	10020.53	0.20		193.52	0.08

Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Equimolar Counter Flow

Reflux Ratio = 0.224

(HYSYS)

D = 2279.62 kmol

B = 193.52 kmol

(Appendiks A. Neraca Massa)

Vapor Feed = 0.9865

Liquid Feed = 0.0135

a) Aliran Liquid Reflux (L)

L = R x D

L = 510.63 kmol = 10314.826 kg/jam

b) Aliran Uap Masuk Condensor

V = (R+1) x D

V = 2790.26 kmol = 56363.156 kg/jam

c) Aliran Liquid Masuk Reboiler (L')

L' = L + (qF)

L' = 544.02 kmol = 10989.25 kg/jam

d) Aliran Uap Keluar Reboiler (V')

V' = V + (F x (1-q))

V' = 5230.01 kmol = 105646.24 kg/jam

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

Pemilihan data rate berdasarkan rate terbesar :

$$\begin{aligned} L' &= 10989.25 \text{ kg/jam} \\ &= 24226.75 \text{ lb/jam} \\ V' &= 105646.24 \text{ kg/jam} \\ &= 232906.18 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Perancangan Kolom

$$\begin{aligned} \text{BM feed} &= 20.1987 && (\text{HYSYS}) \\ &= \frac{P \times \text{BM}_v}{R \times T} \\ \rho \text{ vapor} &= 2.09 \text{ lb/ft}^3 \\ V_M &= \frac{V}{\rho \text{ vapor}} \\ &= 30.89 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho \text{ liquid} &= 34.39 \text{ lb/ft}^3 && (\text{HYSYS}) \\ Q_M &= \frac{L}{\rho \text{ liquid}} \\ &= 11.74 \text{ ft}^3/\text{menit} = 87.83 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Berdasarkan "Process Plant Design" by J.R. Backhurst & J.H Harker, p.174-183

Perancangan Diameter kolom

1. Beban Maksimum

$$\begin{aligned} V_{\max} &= 1.3 V_m \\ &= 40.15 \text{ ft}^3/\text{s} \\ Q_{\max} &= 1.3 Q_m \\ &= 114.18 \text{ gpm} \\ \text{Beban Minimum} \\ V_{\min} &= 0.7 V_m \\ &= 21.62 \text{ ft}^3/\text{s} \\ Q_{\min} &= 0.7 Q_m \\ &= 61.48 \text{ gpm} \end{aligned}$$

2. Luas Kolom 0.55

$$\begin{aligned} \text{Tray Spacing} &= 21.65 \text{ in} && (\text{HYSYS}) \text{ \& (recommendation 9-30 in)} \\ \sigma &= 10.3 \text{ dyne/cm} && (\text{HYSYS}) \\ V_c &= 9.1 \text{ fps} && (\text{figure 8.121, Ludwig}) \\ \text{Entrainment} &= 0.1 \end{aligned}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{V}{V_c} \right)}$$

(Eq. 8-252 Ludwig Vol.2 Ed.3, p176)

$$\begin{aligned} D_t &= 2.37 \text{ ft} \\ &= 3 \text{ ft} \\ A_t &= \pi D^2/4 \\ &= 7.07 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Penentuan Tipe Tray dan Layout Tray

	D_t	=	3 ft	
	Q	=	114.18 gpm	
	Tipe Tray	=	Cross flow	(figure 8-120, Ludwig)
	L/D	=	0.5	
	l_w	=	1.5 ft	($L = l_w$)
	Faktor koreksi panjang weir (F_w) = 1 (ketetapan sieve tray)			
	h_w	=	2 in	$\leq 2"$
Down-comer	$h_w - h_c$	=	0.5 in	rekomendasi $h_w - h_c = 0.25" - 0.5"$
	h_c	=	1.5 in	
Distribusi Liquid	W_{dl}	=	4 in	$D_t \geq 5 \text{ ft}, W_{dl} = 4 \text{ in}$
	W_e	=	2 in	(lebar daerah yang terbangun)
	l_t	=	2 in	

Trial L/D

L/D	0.60	0.65	0.70	0.75	0.80	0.85
L (ft)	1.80	1.95	2.10	2.25	2.40	2.55
l_w (ft)	1.80	1.95	2.10	2.25	2.40	2.55
$h_{ow \text{ max}}$ (in)	0.28	0.26	0.25	0.24	0.23	0.22
$h_{ow \text{ min}}$ (in)	0.18	0.18	0.17	0.16	0.15	0.15
$h_{l \text{ max}}$ (in)	2.28	2.26	2.25	2.24	2.23	2.22
$h_{l \text{ min}}$ (in)	2.18	2.18	2.17	2.16	2.15	2.15
A_d/A_t	0.05	0.07	0.09	0.11	0.14	0.18
A_d (ft²)	0.37	0.48	0.62	0.79	1.01	1.28
A_{dc} (ft²)	0.23	0.24	0.26	0.28	0.30	0.32
h_d (in)	0.07	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
H/D	0.10	0.12	0.14	0.17	0.20	0.24
H (ft)	0.30	0.36	0.42	0.51	0.60	0.71
L/D	0.60	0.65	0.70	0.75	0.80	0.85
x (ft)	0.87	0.81	0.75	0.66	0.57	0.46
r (ft)	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33
A_a (ft²)	4.27	4.02	3.76	3.35	2.93	2.39

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

A_a/A_t	0.60	0.57	0.53	0.47	0.41	0.34
A_c (ft ²)	6.33	6.11	5.83	5.48	5.06	4.51
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
A_o (ft ²)	0.97	0.58	0.38	0.25	0.17	0.14

Nilai L/D yang dipilih adalah 0.75, karena memenuhi syarat $2'' \leq h_l \leq 4''$ serta $h_d < 1''$

Satisfactory Design

Periksa Pressure Drop Tray (ht)						
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
A_o (ft ²)	0.97	0.58	0.38	0.25	0.17	0.14
A_c (ft ²)	6.33	6.11	5.83	5.48	5.06	4.51
U_{o1} (ft/s)	41.47	68.81	105.94	161.73	242.00	296.58
h_p (in)	2.14	6.53	16.31	39.30	89.81	135.52
h_r (in)	0.91	0.91	0.91	0.91	0.91	0.91
h_t (in)	5.33	9.71	19.47	42.44	92.94	138.64
Periksa Downcomer Back Up						
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
H_d (in)	7.68	12.04	21.79	44.74	95.23	140.92
$H_d/(T+h_w)$	0.32	0.51	0.92	1.89	4.03	5.96
h_b (in)	7.68	12.04	21.79	44.74	95.23	140.92
tw	0.25	0.17	0.05	0.00	0.00	0.00
Periksa Faktor Weeping						
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
U_{o2}	22.33	37.05	57.04	87.09	130.31	159.70
h_{pm}	8.77	25.10	60.66	143.16	323.01	486.02
h_{pw}	0.31	0.31	0.31	0.31	0.31	0.31
Periksa Flooding						
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
Af	6.62	6.58	6.54	6.51	6.47	6.43
Uf	4.67	4.69	4.72	4.75	4.77	4.80
Uvn'	1.53	1.53	1.53	1.53	1.53	1.53
Uvn	1.34	1.34	1.34	1.34	1.34	1.34
Uf/Uvn	3.48	3.50	3.52	3.54	3.56	3.58
Periksa Entrainment						
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
Vc (ft/s)	6.34	6.57	6.89	7.32	7.94	8.90
S' (in)	15.95	15.99	16.02	16.05	16.07	16.10
e	0.08	0.09	0.10	0.13	0.16	0.23
ψ	0.09	0.10	0.12	0.14	0.19	0.30

APPENDIX B

SPESIFIKASI ALAT

Perancangan Tinggi Kolom

1. Tinggi total Tray (HT)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Tray} &= 23 \\ (N) &= 23 \\ \text{Tray aktual} &= 46 \quad \text{Asumsi efisiensi tray 50\%} \\ HT &= T \times (N-1) \\ &= 974.25 \quad \text{in} \end{aligned}$$

2. Tinggi ruang kosong diatas Tray

$$\text{Ditetapkan} = 3 \quad \text{ft}$$

3. Tinggi ruang yang ditempati oleh liquid dalam kolom (HL)

$$\begin{aligned} \text{Rate liquid} &= 24226.75 \quad \text{lb/jam} \\ \rho_{\text{liquid}} &= 34.39 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \text{Waktu} &= 60 \quad \text{s} \\ \text{Tinggal} &= 0.017 \quad \text{jam} \\ A &= 7.07 \quad \text{ft}^2 \\ HL &= \frac{\text{rate liquid} \times t}{\rho_L \times A} \\ &= 1.66 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

4. Tinggi ruang kosong diatas liquid

$$\text{Ditetapkan} = 2 \quad \text{ft}$$

5. Tebal tutup dan tinggi bejana

$$\text{tutup atas} = \text{tutup bawah}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{SA-353 Low Alloy Steel}$$

$$f = 22500$$

$$E = 0.8 \quad (\text{double welded-joint butt})$$

$$C = 0.125$$

Tebal shell

$$P_{\text{op}} = 551.14 \quad \text{psia}$$

$$P_{\text{des}} = 716.49 \quad \text{psia} = 701.79 \quad \text{psig}$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{P_{\text{des}} \times D_t}{2(fE - 0.6 P_{\text{des}})} \\ &= 0.18 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi } ts \text{ menjadi} = 0.25 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 \quad ts \\ &= 36.50 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi OD menjadi} = 38 \quad \text{in}$$

$$r = 36 \quad \text{in}$$

$$icr = 2.375 \quad \text{in}$$

(Tabel 5.7, Brownell)

Tebal Tutup (berbentuk tutup standar dished head) - hemispherical

$$\begin{aligned} t_{\text{ha}} &= \frac{P_{\text{des}} \times r}{(fE - 0.2P_{\text{des}})} + C \\ &= 0.83 \quad \text{in} = 1.38 \quad \text{in} \end{aligned}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Tinggi Tutup

$$H_a = 0.169 \times OD$$

$$= 6.42 \text{ in}$$

Tinggi total Kolom

$$H_T = \text{Tinggi Tray} + \text{Tinggi Ruang Kosong Diatas Tray} + \text{Tinggi Hold}$$

$$= \text{Up Liquid} + \text{Tinggi Ruang Kosong Diatas Liquid} + \text{Tinggi Tutup}$$

$$= 1026.76 \text{ in} = 85.6 \text{ ft}$$

Tabel B.19 Spesifikasi Alat *Deethanizer Column* (D-230)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode	D-230				
Fungsi	Untuk memisahkan metana dan etana				
Tipe	Sieve Tray Distilation				
Laju Alir Massa (kg/jam)	49964.50				
Bahan	SA 353 Low Alloy Steel				
Jumlah	1				
Spesifikasi Plate					
	Type of tray	Cross Flow Sieve Tray			
	Tray spacing	22	in	0.550	m
	Active area	3.3550	ft ²	0.312	m ²
	Hole area	0.2483	ft ²	0.023	m ²
	Downcomer area	0.7931	ft ²	0.074	m ²
	Hole/Tower area	0.035			
	Hole/Active area	0.074			
	Hole size	0.5622	ft	0.171	m
	Weir Length	2.2500	ft	0.686	m
	Weir Height	2	in	0.051	m
	Number of tray	23	(Hysys)		
Spesifikasi Kolom					
	OD	3.166666667	ft	0.965	m
	ID	3.13	ft	0.953	m
	Tebal Shell (ts)	0.25	in	0.006	m
	Tebal Tutup Atas (t _{ha})	1.38	in	0.035	m
	Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	1.38	in	0.035	m
	Tinggi Total	85.6	ft	26.080	m

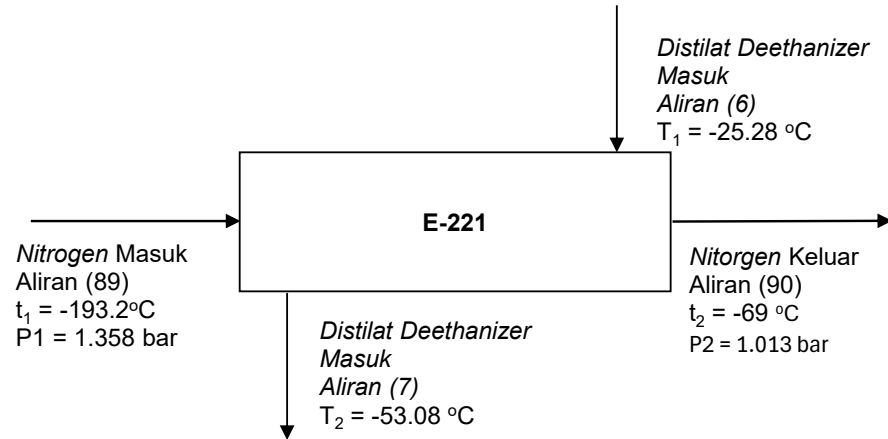
APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

9. Deethanizer Condensor (E-221)

Fungsi : Untuk mengubah fasa gas menjadi liquid top product

Tipe : 1,2 *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah



Kondisi Operasi :

Tabel B.20 Data Operasi *Deethanizer Condensor* (E-221)

Data	Keterangan		
Laju Alir Massa Distilat Deethanizer	39943.97	kg/jam	(Appendiks A)
Laju Alir Massa Distilat Deethanizer	39943.97	kg/jam	(dibagi jumlah alat)
Suhu Masuk (T_1)	-25.28 °C	247.87 K	-13.504 F
Suhu Keluar (T_2)	-53.08 °C	220.07 K	-63.544 F
Laju Alir Massa Nitrogen	4073.09	kg/jam	(Appendiks B)
Laju Alir Massa Nitrogen	4073.09	kg/jam	
Suhu Masuk (t_1)	-193.2 °C	79.95 K	-315.76 F
Suhu Keluar (t_2)	-69 °C	204.15 K	-92.2 F
Cp Nitrogen	0.87	btu/lbF	3.62 kJ/kgC
Pertukaran Panas (Q)	1,832,146.26	kJ/jam	(Appendiks B)
Pertukaran Panas (Q)	1,832,146.26	kJ/jam	(dibagi jumlah alat)

Massa Kebutuhan Nitrogen

$$\begin{aligned}
 Q &= m \text{ Cp } \Delta T \\
 m &= Q / (\text{Cp } \Delta T) \\
 m &= 4073.09 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Δt

Hot Fluid	Keterangan	Cold Fluid	Perubahan	
-13.504	Higher Temp	-315.76	302.256	Δt_1

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

-63.544	Lower Temp	-92.2	-28.656	Δt_2
50.04	Perubahan	-223.56	-330.912	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\ \text{LMTD} &= 134.40 \quad \text{F} \\ R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= 0.22 \\ S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= 0.7 \\ \text{Ft} &= 0.978 \\ \Delta t &= \text{Ft} \times \text{LMTD} \\ &= 131.48 \quad \text{F} \end{aligned}$$

(Appendiks Kern, Gambar 19)

Perhitungan suhu Caloric (Tc dan tc)

$$\begin{aligned} T_c &= (T_2 + T_1) / 2 \\ &= -38.52 \quad \text{F} \\ t_c &= (t_2 + t_1) / 2 \\ &= -203.98 \quad \text{F} \end{aligned}$$

Cold Fluid

$$\begin{aligned} k &= 0.008 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F} \\ C_p &= 0.248 \quad \text{Btu/lbF} \\ \mu &= 0.009 \quad \text{cP} \\ sg &= 0.805 \end{aligned}$$

Hot Fluid

$$\begin{aligned} k &= 0.016 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F} \\ C_p &= 0.635 \quad \text{Btu/lbF} \\ \mu &= 0.010 \quad \text{cP} \\ sg &= 0.312 \end{aligned}$$

Diameter dan Jumlah Pipa

$$\begin{aligned} \text{Trial UD} &= 40 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 8}) \\ &= Q / (\text{UD} \times \Delta t) \\ A &= 330.19 \quad \text{ft}^2 \quad (A > 120 \text{ ft}^2, \text{ maka digunakan STHE}) \end{aligned}$$

Spesifikasi Heat Exchanger (Shell and Tubes)

Panjang Tube, L	8	ft	(Appendiks Kern, Tabel 10) Pilih OD dan BWG
BWG	18		
OD Tube	0.75	in	
ID Tube	0.65	in	
Pitch	0.9375	in triangular	(Appendiks Kern, Tabel 9)
Rd	0.002	ft ² F/Btu	(ditetapkan)
A't	0.334	in ² per tu	(Appendiks Kern, Tabel 10)
A"t	0.1963	ft ² /lin ft	(Appendiks Kern, Tabel 10)

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned}
 \text{Number of Tube (N}_t\text{)} &= \frac{A}{L \times A''t} \\
 &= 210 \quad \text{buah} \\
 \text{Standarisasi IDs} &= 224 \quad \text{buah} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 9 - 4P}) \\
 &= 17.25 \quad \text{in} = 1.44 \quad \text{ft} \\
 \text{UD corrected} &= \frac{N_t \times \text{Trial UD}}{N_t \text{ standarisasi}} \\
 &= 37.55 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F}
 \end{aligned}$$

Bagian Shell

$$\begin{aligned}
 \text{IDs} &= 17.25 \quad \text{in} \\
 n' &= 1 \quad (\text{jumlah passes pada shell}) \\
 d_e &= 0.55 \quad \text{in} \quad (\text{diameter ekivalen})-(\text{Appendiks Kern, Fig 28}) \\
 B &= 3.45 \quad \text{in} \quad (\text{baffle spacing})
 \end{aligned}$$

Bagian Tube

$$\begin{aligned}
 d_i &= 0.652 \quad \text{in} \quad (\text{ID Tube}) \\
 d_o &= 0.75 \quad \text{in} \quad (\text{OD Tube}) \\
 L &= 8 \quad \text{ft} \quad (\text{Panjang Tube}) \\
 n &= 2 \quad (\text{jumlah passes pada tube}) \\
 N_t &= 224 \quad (\text{jumlah tube}) \\
 P_t &= 0.9375 \quad \text{in} \quad (\text{jarak antar sumbu tube - pitch}) \\
 C' &= 0.19 \quad \text{in} \quad (\text{jarak antar diameter luar tube} - (C'=P_t - d_o)) \\
 A''t &= 0.1963 \quad \text{ft}^2/\text{lin} \quad (\text{luas permukaan panjang}) \\
 A't &= 0.334 \quad \text{in}^2 \quad (\text{luas permukaan aliran})
 \end{aligned}$$

Evaluasi perpindahan panas			
Bagian Shell (Nitrogen) - Cold		Bagian Tube (Distilat) - Hot	
1) Nilai As		1) Nilai At	
As = $\frac{\text{IDs} \times B \times C'}{n' \times P_t \times 144}$		At = $\frac{(N_t \times A't)}{144n}$	
= 0.08 ft ²		= 0.26 ft ²	
2) Nilai Gs		2) Nilai Gt	
Gs = M / A_s		Gt = m / A_t	
= 108607.53 lb/hr.ft ²		= 338891.618 lb/hr.ft ²	
		V = $G_t / (3600 \rho)$	
		= 1.51 fps	
3) N _{ReShell}		3) N _{ReTube}	
N _{ReShell} = $\frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2.42}$		N _{ReTube} = $\frac{d_i \times G_t}{\mu \times 2.42}$	
= 216,542.51		= 752,510	
4) J _H = 293 (Appendiks Kern, Figure 28)		4) J _H = 1000 (Appendiks Kern, Figure 24)	

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

5) $h_o = J_H(k/de) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$ $= 44.44 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$	5) $h_i = J_H(k/di) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$ $= 295.24 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$
	6) $h_{io} = h_i \times (ID/OD)$ $= 256.66 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$

Tahanan Panas Pipa Bersih (Uc)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 37.88$$

Dirt Factor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= 0.00023 > 0.002 \quad (\text{memenuhi})$$

Evaluasi ΔP			
Bagian Shell (Nitrogen)		Bagian Tube (Distilat Deethanizer)	
1) $f = 0.0015$ (Appendiks Kern, Figure 29)		1) $f = 0.00009$ (Appendiks Kern, Figure 26)	
2) Nilai (N+1)		2) $\Delta P_1 = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot ft}$	
$N+1 = \frac{(12 \times L)}{B}$ $= 27.82608696$		$= 0.09 \text{ psi}$	
3) Nilai ΔPs		3) Nilai ΔPn	
$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot fs}$ $= 0.01530 \text{ psi}$		$v^2 \times 62.5 / (2gc \cdot 144) = 0.018$ (Appendiks Kern, fig.27)	
		$\Delta P_n = \frac{4 \cdot n \cdot v^2 \times 62.5}{sg \cdot 2gc \cdot 144}$	
		$= 0.144 \text{ psi}$	
		$\Delta P_t = \Delta P_n + \Delta P_1$	
		$= 0.24 \text{ psi}$	
$\Delta P_s < 10 \text{ psia (memenuhi)}$		$\Delta P_t < 10 \text{ psi (memenuhi)}$	

Tabel B.21 Spesifikasi Alat *Deethanizer Condensor* (E-221)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-221			
Fungsi	Untuk mengubah fasa gas menjadi liquid top product deethanizer (LNG)			
Tipe	Cooler, 1,2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Suhu Masuk	Aliran (7)	=	-25.28	°C
	Nitrogen	=	-193.2	°C
Suhu Keluar	Aliran (8)	=	-53.08	°C
	Nitrogen	=	-69	°C
Ketentuan	Rd	=	0.002	
	ΔP Liquid	=	10	psi

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

	ΔP gas	=	2	psi		
Shell	ID	=	17.25	in	0.438	m
	Baffle	=	3.45	in	0.088	m
	Passes	=	1			
	ΔP	=	0.015	psia		
Tube	OD	=	0.75	in	0.019	m
	ID	=	0.652	in	0.017	m
	BWG	=	18			
	Pitch	=	0.9375	in	0.024	m
	Panjang	=	8	ft	2.438	m
	Jumlah	=	224			
	Passes	=	2			
	ΔP	=	0.24	psi		
Rd	Rd	=	0.0002			
Luas Area	A	=	330.19	ft ²	30.676	m
Jumlah		=	1	buah		

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

9. Deethanizer Accumulator (F-423)

Fungsi : Untuk menampung liquid hasil kondensasi E-221

Tipe : Tangki silinder horizontal

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi :

Tabel B.22 Data Operasi Deethanizer Accumulator (F-240)

Data	Keterangan		
Tekanan Operasi	3600 kpa	36 bar	522.1357 psia
Suhu Operasi	-53.08 °C	220.07 K	396.126 R
Laju Alir Massa	56363.17		kg/jam
Densitas	44.43		kg/m ³

Volume Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Alir} &= \text{Laju Alir Massa/Densitas} \\
 &= 1268.58 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Residence Time} &= 30 \text{ s} \\
 V &= \text{Laju Alir} \times \text{Residence Time} \\
 &= 10.57 \text{ m}^3 = 373.33 \text{ ft}^3 \\
 \text{Tangki melebihi 50\% tangki} \\
 V_t &= 746.67 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Dimensi Tangki

$$\begin{aligned}
 L_s/D &= 1.5 \\
 H &= 1.5 D \\
 V_t &= 1/4\pi D^2 L_s + 2 \times 0.0847 D^3 \\
 &= 1.347 D^3 \\
 D &= (V_t/1.347)^{1/3} \\
 &= 8.21 \text{ ft} = 9 \text{ ft} \\
 L_s &= 13.5 \text{ ft} \\
 H &= 13.5 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan Konstruks} &= \text{Carbon Steel SA-283 Grade C} \\
 f &= 12650 \\
 E &= 0.8 \quad \text{(double welded-joint butt)} \\
 C &= 0.125
 \end{aligned}$$

Tebal shell

$$\begin{aligned}
 P_{op} &= 522.136 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 678.776 \text{ psia} = 664.076 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_{des} \times D_t}{2(fE - 0.6 P_{des})} \\
 &= 0.43 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi } t_s \text{ menjadi} &= 0.438 \text{ in} \\
 OD &= ID + 2 t_s \\
 &= 108.875 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi OD menjad} &= 114 \text{ in} \\
 ID &= 113.125 \text{ in} \\
 sf &= 3.5 \text{ in} \\
 \text{Tinggi tutup (berbentuk tutup standar dished head) - elliptical} \\
 t_{ha} &= \frac{P_{des} \times r}{2(fE - 0.2P_{des})} + C \\
 &= 3.89 \text{ in} = 4.00 \text{ in} \\
 \text{Tinggi tutup} \\
 OA &= 0.169 \times OD \\
 &= 19.27 \text{ in} = 1.61 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total Bejana} \\
 H_T &= L_s + h_a + h_b + 2sf \\
 &= 207.53 \text{ in} = 17.29 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tabel B.23 Spesifikasi Alat *Deethanizer Accumulator* (F-240)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode		F-423			
Fungsi		Untuk menampung liquid hasil kondensasi E-221			
Tipe		Tangki Silinder, Horizontal			
Laju Alir Massa (kg/jam)		56363.17			
Bahan		Carbon Steel SA 283 Grade C			
Jumlah		1			
Spesifikasi Tower					
	Diameter	9.50	ft	2.896	m
	Tebal Shell (ts)	0.4375	in	0.011	m
	Tipe Tutup	Elliptical Dished Head			
	Tebal Tutup Atas (t _{ha})	1.61	ft	0.489	m
	Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	1.61	ft	0.489	m
	Tinggi Liquid	8.65	ft	2.636	m
	Tinggi Total	17.3	ft	5.271	m

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

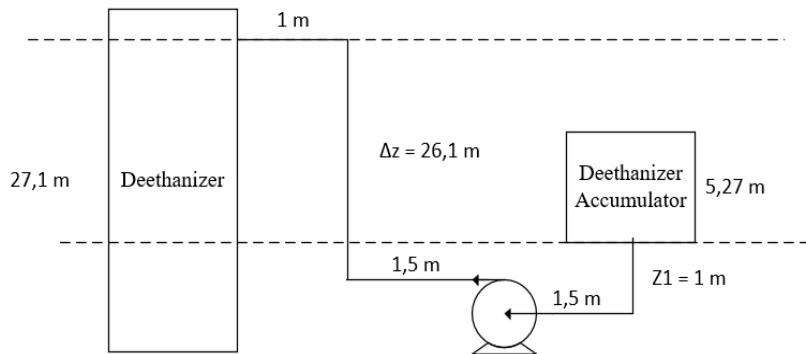
10. Deethanizer Pump (L-250)

Fungsi : Untuk memompa fluida reflux hasil kondensasi

Jumlah : 1 buah

Tabel B.24 Data Operasi *Deethanizer Pump* (L-250)

Data	Keterangan					
Tekanan Masuk	3600	kpa	36	bar	522.14	psia
Suhu Masuk	-53.09	°C	220.06	K	396.108	R
Tekanan Keluar	3800	kpa	38	bar	551.14	psia
Suhu Keluar	2	°C	275.15	K	495.27	R
Laju Alir Massa	10314.83	kg/jam	2.87	kg/s	6.32	lb/s
Densitas Larutan	455	kg/m ³	28.43		lb/ft ³	
Viskositas	0.0001				lb/ft-s	



$$Z1 = 1 \text{ m}$$

$$Z2 = 27.1 \text{ m}$$

$$\Delta Z = 26.1 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Deethanizer} = 26.08 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Accumulator} = 5.27 \text{ m}$$

Rencana Perpipaan

Acc ke Elbow 1	1	m
Elbow 1 ke Pump	1.5	m
Pump ke Elbow 2	1.5	m
Elbow 2 ke Elbow 3	26.08	m
Elbow 3 ke Column	1	m
Total	31.08	m

Jumlah Sambungan dan Valve

Elbow 90 3

Diameter Pipa

Aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$\text{Volumetrik Rate} = \text{Laju Alir Massa} / \rho$$

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned}
 (Q) &= 0.22 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 D_{\text{Optimal}} &= 3.9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers. 15 hal 496)} \\
 &= 3.06 \text{ in} \\
 &\text{Material Pipa: Carbon Steel Sch 40, NPS = 4 in} \\
 \text{Standarisasi OD} &= 4.5 \text{ in} = 0.38 \\
 \text{ID} &= 4.026 \text{ in} = 0.34 \text{ m} \\
 A &= \frac{1}{4}\pi d^2 \\
 &= 12.73 \text{ in}^2 = 0.09 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran

$$\begin{aligned}
 v &= Q/A \\
 &= 2.51 \text{ ft/s} \\
 N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\
 &= 411610.93
 \end{aligned}$$

Friction Loss

a) Contraction loss at tank exit

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0.55 (1 - A_2/A_1) \\
 &= 0.55 \\
 h_c &= K_c \frac{v_2^2}{2g_c} \\
 &= 0.054 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

b) Friction dalam elbow 90°

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0.75 \quad \text{(Geankoplis, Tabel 2.10-2)} \\
 h_f &= K_f \frac{v_2^2}{2g_c} \\
 &= 0.074 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 3 \text{ buah Elbow } 90^\circ &= 0.221 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

c) Friction pada Pipa Lurus

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= 0.000046 \text{ m} \quad \text{(Commercial Steel, Fig 2.10-3 Geankoplis)} \\
 \varepsilon/D &= 0.00014 \\
 N_{\text{Re}} &= 411610.93 \\
 f &= 0.0039 \quad \text{(Commercial Steel, Fig 2.10-3 Geankoplis)} \\
 \Delta L &= 101.9685 \text{ ft} = 31.1 \text{ m} \\
 F_f &= \frac{4f \Delta L v^2}{D 2g_c} \\
 &= 0.47 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

e) Expansion Loss

$$h_{\text{ex}} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \frac{v_2^2}{(2\alpha)g_c}$$

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

Untuk aliran turbulen,

$$\begin{aligned}\alpha &= 1 \\ v_2^2 &= 0.0494 \quad \text{ft}^2/\text{s}^2 \\ g_c &= 32.2 \quad \text{lbmft/lbfs} \\ h_{ex} &= 0 \quad \text{ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

f) Total Friction

$$\Sigma F = 0.74 \quad \text{ft.lbf/lbm}$$

Daya Pompa

Persamaan Bernoulli

$$\begin{aligned}-W_s &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(z_2 - z_1)g}{g_c} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha g_c} + \Sigma F \\ \Sigma F &= 0.74 \\ \alpha &= 1 \\ g &= 32.174 \quad \text{ft/s}^2 \\ g_c &= 32.174 \quad \text{lbm.ft/lbf.s}^2 \\ \rho &= 28.43 \quad \text{lb/ft}^3 \\ v_2^2 &= 6.32 \quad 0\end{aligned}$$

Kecepatan fluida di permukaan tangki diasumsikan nol ($v_1 \approx 0$) karena pergerakannya sangat lambat dan kontribusinya kecil terhadap energi total

$$\begin{aligned}v_1^2 &= 0 \\ v_2^2 - v_1^2 &= 6.31675238591252 \\ z_1 &= 3.280839895 \quad \text{ft} \\ z_2 &= 88.84514436 \quad \text{ft} \\ z_2 - z_1 &= 85.56430446 \quad \text{ft} \\ p_1 &= 522.14 \quad \text{psia} \\ &= 75187.54368 \quad \text{lbf/ft}^2 \\ p_2 &= 551.14 \quad \text{psia} \\ &= 79364.62944 \quad \text{lbf/ft}^2 \\ p_2 - p_1 &= 4177.08576 \quad \text{lbf/ft}^2\end{aligned}$$

$$-W_s = 233.34 \quad \text{ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi Pompa

$$\begin{aligned}\eta &= 75\% \\ W_p &= \frac{-W_s}{-\eta} \\ &= 311.12 \quad \text{ft.lbf/lbm} \\ \text{Power} &= \text{Mass rate} \times W_p \\ &= 1965.30 \quad \text{ft.lbf/s} = 3.6\end{aligned}$$

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

Memeriksa Kavitas pada Pompa

$$(NPSHa) = \frac{P_1}{\rho} - \frac{P_{vp}}{\rho} + \frac{g}{gc} z_1 - \frac{v^2}{2gc} - F$$

Keterangan:

P ₁	=	Tekanan inlet (Pa)			
P _{vp}	=	Vapor pressure (Pa) =	3566 bar	517 psia	74487 lbf/ft ²
v	=	Velocity of pipe (m/s)			
F	=	Friction loss in suction line to pump (J/kg)			
gc	=	32.174			

$$(NPSHa) = \frac{P_1}{\rho} - \frac{P_2}{\rho} + \frac{g \cdot z_1}{gc} - \frac{v^2}{2} - F$$

=			+	-	-
	2644.6854	-	2620.0453	+	3.3
	27.08	ft	8.3	m	0.74

Dari Carl R. Branan, hal. 120, diperoleh persamaan :

$$\frac{n(Q)^{0.5}}{(NPSH)^{0.75}} = C$$

Keterangan:	n	=	Kecepatan putar	=	2900
	Q	=	Volumetric Rate	=	99.81264562
	C	=	Konstanta	=	9000

NPSH req = 24.90861735 ft

NPSHa > NPSHreq
maka pompa tidak mengalami kavitas

Tabel B.25 Spesifikasi Alat *Deethanizer Pump* (L-250)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode	L-250				
Fungsi	Untuk memompa fluida reflux hasil kondensasi				
Tipe	Centrifugal Pump				
Laju Alir Massa (kg/ja	10314.83				
Material	Carbon Steel				
Jumlah	1				
Spesifikasi Motor					
	Suction Pressure	36.00	bar		
	Discharge Pressure	38.00	bar		
	OD Pipa	4.50	in	0.114	m
	ID Pipa	4.03	in	0.102	m
	Material Pipa	Carbon Steel Grade B			
	Daya Pompa	3.57	hP	2.665	kW

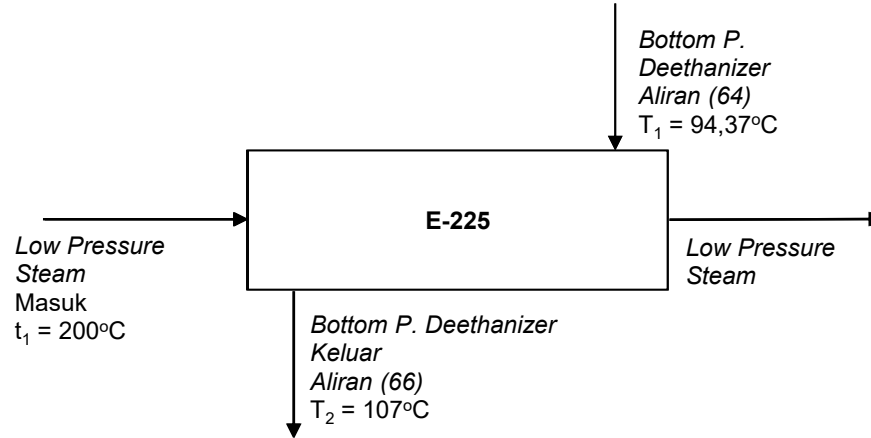
APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

11. Deethanizer Reboiler (E-222)

Fungsi : Untuk memanaskan kembali bottom product kolom deethanizer

Tipe : 1,4 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1 buah



Kondisi Operasi :

Tabel B.26 Data Operasi *Deethanizer Reboiler* (E-222)

Data	Keterangan		
Laju Alir Massa LP Steam	993.11	kg/jam	(Appendiks B)
Laju Alir Massa LP Steam	993.11	kg/jam	(dibagi jumlah alat)
Suhu Masuk (t_1)	200 °C	473.15 K	392 F
Suhu Keluar (t_2)	200 °C	473.15 K	392 F
Laju Alir Massa B.P Deethanizer	8015.65	kg/jam	(Appendiks A)
Laju Alir Massa B.P Deethanizer	8015.65	kg/jam	(dibagi jumlah alat)
Suhu Masuk (T_1)	94.37 °C	367.52 K	201.866 F
Suhu Keluar (T_2)	107 °C	380.15 K	224.60 F
H steam	1231.38	btu/lb	2864.2 kJ/kg
Pertukaran Panas (Q)	2,844,466	kJ/jam	(Appendiks B)

Perhitungan Δt

Hot Fluid	Keterangan	Cold Fluid	Perubahan	
392	Higher Temp	201.866	190.134	Δt_1
392	Lower Temp	224.6	167.4	Δt_2
0	Perubahan	-22.734	22.734	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$\text{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

$$\text{LMTD} = 178.53 \text{ F}$$

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

$$F_t = 1 \quad (\text{Isothermal})$$

$$\Delta t = \frac{F_t \times \text{LMTD}}{178.53} \quad F$$

Perhitungan suhu Caloric (Tc dan tc)

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2}$$

$$= 392 \quad F$$

$$t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2}$$

$$= 213.233 \quad F$$

Hot Fluid			Cold Fluid		
k	=	0.019 Btu/hr(ft)F	k	=	0.033 Btu/hr(ft)F
Cp	=	0.471 Btu/lbF	Cp	=	1.166 Btu/lbF
μ	=	0.016 cP	μ	=	0.055 cP
sg	=	0.997	sg	=	0.532

Diameter dan Jumlah Pipa

$$\text{Trial UD} = 100 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 8})$$

$$A = \frac{Q}{(\text{UD} \times \Delta t)}$$

$$= 151.01 \quad \text{ft}^2 \quad (A > 120 \text{ ft}^2, \text{ maka digunakan STHE})$$

Spesifikasi Heat Exchanger (Shell and Tubes)

Panjang Tube, L	18 ft	(Appendiks Kern, Tabel 10) Pilih OD dan BWG
BWG	10	
OD Tube	0.75 in	
ID Tube	0.48 in	
Pitch	0.9375 in triangular	(Appendiks Kern, Tabel 9)
Rd	0.0025 jft ² F/Btu	(ditetapkan)
A't	0.182 in ² per tul	(Appendiks Kern, Tabel 10)
A''t	0.1963 ft ² /lin ft	(Appendiks Kern, Tabel 10)

$$\text{Number of Tube (N}_t\text{)} = \frac{A}{L \times A''t}$$

$$= 42.7 \quad \text{buah}$$

$$\text{Standarisasi IDs} = 47 \quad \text{buah} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 9 - 4P})$$

$$= 10 \quad \text{in} = 0.83 \quad \text{ft}$$

$$\text{UD corrected} = \frac{N_t \times \text{Trial UD}}{N_t \text{ standarisasi}}$$

$$= 90.93 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F}$$

Bagian Shell

$$\text{IDs} = 10 \quad \text{in}$$

$$n' = 1 \quad (\text{jumlah passes pada shell})$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

de	=	0.55 in	(diameter ekivalen)-(Appendiks Kern, Fig 28)
B	=	2 in	(baffle spacing)

Bagian Tube

di	=	0.482 in	(ID Tube)
do	=	0.75 in	(OD Tube)
L	=	18 ft	(Panjang Tube)
n	=	4	(jumlah passes pada tube)
Nt	=	47	(jumlah tube)
Pt	=	0.9375 in	(jarak antar sumbu tube - pitch)
C'	=	0.19 in	(jarak antar diameter luar tube) - (C'=Pt - do)
A''t	=	0.1963 ft ² /lin	(luas permukaan panjang)
A't	=	0.182 in ²	(luas permukaan aliran)

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian Shell (Steam) - Hot	Bagian Tube (B. P. Deethanizer) - Cold
1) Nilai As	1) Nilai At
As = $\frac{IDs \times B \times C'}{n' \times Pt \times 144}$	At = $\frac{(Nt \times A't)}{144n}$
As = 0.03 ft ²	At = 0.01 ft ²
2) Nilai Gs	2) Nilai Gt
Gs = M / As	Gt = m/At
Gs = 78797.32 lb/hr.ft2	Gt = 1189607.81 lb/hr.ft2
	Gt = Gt / (3600 ρ)
	V = 5.30 fps
3) N _{ReShell}	3) N _{ReTube}
N _{ReShell} = $\frac{de \times Gs}{\mu \times 2.42}$	N _{ReTube} = $\frac{di \times Gt}{\mu \times 2.42}$
N _{ReShell} = 92,720.47	N _{ReTube} = 360,573.43
4) J _H = 200 (Appendiks Kern, Figure 28)	4) J _H = 740.00 (Appendiks Kern, Figure 24)
5) ho = J _H (k/de) x (c _p μ x 2.42/k) ^{1/3}	5) hi = J _H (k/di) x (c _p μ x 2.42/k) ^{1/3}
ho = 83.10 Btu/hr.ft ² .F	hi = 1023.50 Btu/hr.ft ² .F
	6) hio = hi x (ID/OD)
	hio = 657.77 Btu/hr.ft ² .F

Tahanan Panas Pipa Bersih (Uc)

$$Uc = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$$

$$Uc = 73.781$$

Dirt Factor (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$= 0.0026 > 0.0025 \quad (\text{memenuhi})$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Shell (Steam)	Bagian Tube (B. P. Deethanizer)
1) $f = 0.0015$ (Appendiks Kern, Figure 29)	1) $f = 0.00015$ (Appendiks Kern, Figure 26)
2) Nilai (N+1) $N+1 = (12 \times L \times n')/E$ $= 108$	2) $\Delta P1 = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot ft}$ $= 6.85 \text{ psi}$
3) Nilai ΔPs $\Delta Ps = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot IDs \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot fs}$ $= 0.0146 \text{ psi}$ $\Delta Ps < 2 \text{ psi (memenuhi)}$	3) Nilai ΔPn $v^2 \times 62.5 / (2gc \cdot 144) = 0.01$ (Appendiks Kern, fig.27) $\Delta Pn = \frac{4 \cdot n \cdot v^2 \times 62.5}{sg \cdot 2gc \cdot 144}$ $= 0.16 \text{ psi}$ $\Delta Pt = \Delta Pn + \Delta P1$ $= 7.0053$ $\Delta Pt < 10 \text{ psi (memenuhi)}$

Tabel B.27 Spesifikasi Alat *Debutanizer Reboiler* (E-225)

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-225					
Fungsi	Untuk memanaskan kembali bottom product kolom deethanizer					
Tipe	Reboiler, 1,4 Shell and Tube Heat Exchanger					
Suhu Masuk	LP Steam	=	200	°C		
	Aliran (64)	=	94.37	°C		
Suhu Keluar	LP Steam	=	200	°C		
	Aliran (66)	=	107	°C		
Ketentuan	Rd	=	0.0025			
	ΔP Liquid	=	10	psi		
	ΔP gas	=	2	psi		
Shell	ID	=	10	in	0.254	m
	Baffle	=	2	in	0.051	m
	Passes	=	1			
	ΔP	=	0.015	psi		
Tube	OD	=	0.75	in	0.019	m
	ID	=	0.482	in	0.012	m
	BWG	=	10			
	Pitch	=	0.94	in	0.024	m
	Panjang	=	18	ft	5.486	m
	Jumlah	=	47			
	Passes	=	4			
	ΔP	=	7.005	psi		

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Rd	Rd	=	0.0026			
Luas Area	A	=	151.01	ft ²	14.030	m
Jumlah		=	1	buah		

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

13. Debutanizer Column (D-231)

Fungsi : Untuk memisahkan propane dan butane dari kondensat (C5+)

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi :

Tabel B.28 Data Operasi Debutanizer Column (D-231)

Data	Keterangan		
Tekanan Operasi	2000 kpa	20 bar	290.08 psia
Suhu Operasi	79.15 °C	352.3 K	634.14 R

Aliran *feed* masuk kolom

Tabel B.29 Data Aliran *Inlet Debutanizer Column* (D-231)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mass Frac.	BM	Mol (kmol/jam)	Mol Frac.
Metana (C ₁)	0.00	0.00	16.04	0.00	0.00
Etana (C ₂)	17.21	0.00	30.07	0.57	0.00
Propana (C ₃)	5120.74	0.51	44.10	116.12	0.60
i-Butana (iC ₄)	1440.41	0.14	58.12	24.78	0.13
n-Butana (nC ₄)	1584.45	0.16	58.12	27.26	0.14
i-Pentana (iC ₅)	894.01	0.09	72.15	12.39	0.06
n-Pentana (nC ₅)	536.41	0.05	72.15	7.43	0.04
Hexana (C ₆₊)	427.13	0.04	86.18	4.96	0.03
Karbon-dioksida (CO ₂)	0.14	0.00	44.01	0.00	0.00
Nitrogen (N ₂)	0.00	0.00	28.01	0.00	0.00
H ₂ S	0.00	0.00	34.08	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	18.02	0.00	0.00
Total	10020.51	1.00		193.52	1.00

Aliran *Distilat*

Tabel B.30 Data Aliran *Distilat Debutanizer Column* (D-231)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mass Frac.	BM	Mol (kmol/jam)	Mol Frac.
Metana (C ₁)	0.00	0.00	16.04	0.00	0.00
Etana (C ₂)	17.21	0.00	30.07	0.57	0.00
Propana (C ₃)	5120.75	0.63	44.10	116.12	0.60
i-Butana (iC ₄)	1440.36	0.18	58.12	24.78	0.13
n-Butana (nC ₄)	1579.70	0.19	58.12	27.18	0.14
i-Pentana (iC ₅)	2.68	0.00	72.15	0.04	0.00
n-Pentana (nC ₅)	0.07	0.00	72.15	0.00	0.00
Hexana (C ₆₊)	0.00	0.00	86.18	0.00	0.00
Karbon-dioksida (CO ₂)	0.15	0.00	44.01	0.00	0.00

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Nitrogen (N ₂)	0.00	0.00	28.01	0.00	0.00
H ₂ S	0.00	0.00	34.08	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	18.02	0.00	0.00
Total	8160.92	1.00		168.69	0.87

Aliran Bottom

Tabel B.31 Data Aliran *Bottom Debutanizer Column (D-231)*

Komponen	Massa (kg/jam)	Mass Frac.	BM	Mol (kmol/jam)	Mol Frac.
Metana (C ₁)	0.00	0.00	16.04	0.00	0.00
Etana (C ₂)	0.00	0.00	30.07	0.00	0.00
Propana (C ₃)	0.00	0.00	44.10	0.00	0.00
i-Butana (iC ₄)	0.05	0.00	58.12	0.00	0.00
n-Butana (nC ₄)	4.75	0.00	58.12	0.08	0.00
i-Pentana (iC ₅)	891.33	0.09	72.15	12.35	0.06
n-Pentana (nC ₅)	536.34	0.05	72.15	7.43	0.04
Hexana (C ₆₊)	427.13	0.04	86.18	4.96	0.03
Karbon dioksida (CO ₂)	0.00	0.00	44.01	0.00	0.00
Nitrogen (N ₂)	0.00	0.00	28.01	0.00	0.00
H ₂ S	0.00	0.00	34.08	0.00	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	18.02	0.00	0.00
Total	1859.61	0.19		24.83	0.13

Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Equimolar Counter Flow

Reflux Ratio = 0.90

D = 168.69 kmol (Appendiks A. Neraca Massa)

B = 24.83 kmol

Vapor Feed = 0.461

Liquid Feed = 0.539

a) Aliran Liquid Reflux (L)

L = R x D

= 152.50 kmol = 7745.41 kg/jam

b) Aliran Uap Keluar Top

V = (R+1) x D

= 321.19 kmol = 16313.34 kg/jam

c) Aliran Liquid Masuk Reboiler (L')

L' = L + (qF)

= 256.73 kmol = 13039.23 kg/jam

d) Aliran Uap Keluar Reboiler (V')

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned} V' &= V + (F \times (1-q)) \\ &= 410.48 \text{ kmol} = 20848.37 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Pemilihan data rate berdasarkan rate terlewat Asumsi 8 jam

$$\begin{aligned} L' &= 13039.23 \text{ kg/jam} \\ &= 28746.09 \text{ lb/jam} \\ V' &= 20848.37 \text{ kg/jam} \\ &= 45962.02 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan Perancangan Kolom

$$\begin{aligned} \text{BM feed} &= 50.790958 && (\text{HYSYS}) \\ \rho \text{ vapor} &= \frac{P \times \text{BM}_v}{R \times T} \\ &= 2.17 \text{ lb/ft}^3 \\ V_M &= \frac{V}{\rho \text{ vapor}} \\ &= 5.90 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \rho \text{ liquid} &= 29.36 \text{ lb/ft}^3 \\ Q_M &= \frac{L}{\rho \text{ liquid}} \\ &= 16.32 \text{ ft}^3/\text{menit} = 122.07 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Berdasarkan "Process Plant Design" by J.R. Backhurst & J.H Harker, p.174-183

Perancangan Diameter kolom

1. Beban Maksimum

$$\begin{aligned} V_{\max} &= 1.3 V_m \\ &= 7.67 \text{ ft}^3/\text{s} \\ Q_{\max} &= 1.3 Q_m \\ &= 158.69 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Beban Minimum

$$\begin{aligned} V_{\min} &= 0.7 V_m \\ &= 4.13 \text{ ft}^3/\text{s} \\ Q_{\min} &= 0.7 Q_m \\ &= 85.45 \text{ gpm} \end{aligned}$$

2. Luas Kolom

$$\begin{aligned} \text{Tray Spacing} &= 24 \text{ in} && (\text{HYSYS}) \text{ \& (recommendation 9-30 in)} \\ \sigma &= 4.305 \text{ dyne/cm} && (\text{HYSYS}) \\ V_c &= 7.5 \text{ fps} && (\text{figure 8.121, Ludwig}) \\ \text{Entrainment} &= 0.1 \end{aligned}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} \left(\frac{V}{V_c} \right)} \quad (\text{Eq. 8-252 Ludwig Vol.2 Ed.3, p176})$$

$$\begin{aligned} D_t &= 1.14 \text{ ft} \\ &= 3 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_t &= \pi D^2/4 \\ &= 7.07 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Penentuan Tipe Tray dan Layout Tray

$$\begin{aligned} D_t &= 3 \text{ ft} \\ Q &= 158.69 \text{ gpm} \\ \text{Tipe Tray} &= \text{Cross Flow} \quad (\text{figure 8-120, Ludwig}) \\ L/D &= 0.5 \\ l_w &= 1.5 \text{ ft} \quad (L = l_w) \end{aligned}$$

$$\text{Faktor koreksi panjang weir (Fw)} = 1 \quad (\text{ketetapan sieve tray})$$

$$\begin{aligned} h_w &= 2 \text{ in} \quad \leq 2" \\ \text{Down-comer } h_w - h_c &= 0.5 \text{ in} \quad \text{rekomendasi } h_w - h_c = 0.25" - 0.5" \\ h_c &= 1.5 \text{ in} \\ \text{Distribusi } W_{dl} &= 4 \text{ in} \quad Dt \geq 5 \text{ ft, } W_{dl} = 4 \text{ in} \\ \text{Liquid } W_e &= 2 \text{ in} \quad (\text{lebar daerah yang terbuang}) \\ l_t &= 2 \text{ in} \end{aligned}$$

Trial L/D

L/D	0.60	0.65	0.70	0.75	0.80	0.85
L (ft)	1.80	1.95	2.10	2.25	2.40	2.55
l_w (ft)	1.80	1.95	2.10	2.25	2.40	2.55
$h_{ow \max}$ (in)	0.35	0.33	0.31	0.30	0.29	0.28
$h_{ow \min}$ (in)	0.23	0.22	0.21	0.20	0.19	0.18
$h_{l \max}$ (in)	2.35	2.33	2.31	2.30	2.29	2.28
$h_{l \min}$ (in)	2.23	2.22	2.21	2.20	2.19	2.18
A_d/A_t	0.05	0.07	0.09	0.11	0.14	0.18
A_d (ft ²)	0.37	0.48	0.62	0.79	1.01	1.28
A_{dc} (ft ²)	0.23	0.24	0.26	0.28	0.30	0.32
h_d (in)	0.08	0.08	0.07	0.07	0.07	0.07
H/D	0.10	0.12	0.14	0.17	0.20	0.24
H (ft)	0.30	0.36	0.42	0.51	0.60	0.71
L/D	0.60	0.65	0.70	0.75	0.80	0.85

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

x (ft)	0.87	0.81	0.75	0.66	0.57	0.46
r (ft)	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33	1.33
A_a (ft²)	4.27	4.02	3.76	3.35	2.93	2.39
A_a/A_t	0.60	0.57	0.53	0.47	0.41	0.34
A_c (ft²)	6.33	6.11	5.83	5.48	5.06	4.51
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
A_o (ft²)	0.97	0.58	0.38	0.25	0.17	0.14

Nilai L/D yang dipilih adalah 0.75, karena memenuhi syarat $2'' \leq h_l \leq 4''$ serta $h_d < 1''$

Satisfactory Design

Periksa Pressure Drop Tray (ht)						
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
A_o (ft²)	0.97	0.58	0.38	0.25	0.17	0.14
A_c (ft²)	6.33	6.11	5.83	5.48	5.06	4.51
U_{o1} (ft/s)	7.92	13.14	20.23	30.88	46.20	56.62
h_p (in)	1.14	3.46	8.64	20.81	47.56	71.77
h_r (in)	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06	1.06
h_t (in)	4.55	6.85	12.02	24.17	50.91	75.10
Periksa Downcomer Back Up						
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
H_d (in)	6.97	9.26	14.40	26.54	53.26	77.45
H_d/(T+h_w)	0.27	0.36	0.55	1.02	2.05	2.98
h_b (in)	6.97	9.26	14.40	26.54	53.26	77.45
tw	0.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Periksa Faktor Weeping						
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
U_{o2}	4.26	7.07	10.89	16.63	24.88	30.49
h_{pm}	0.39	1.11	2.68	6.32	14.25	21.45
h_{pw}	0.32	0.32	0.32	0.31	0.31	0.31
Periksa Flooding						
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
Af	6.62	6.58	6.54	6.51	6.47	6.43
Uf	0.89	0.90	0.90	0.91	0.91	0.92
Uvn'	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Uvn	0.76	0.76	0.76	0.76	0.76	0.76
Uf/Uvn	1.18	1.19	1.19	1.20	1.21	1.21
Periksa Entrainment						
n	2.00	2.50	3.00	3.50	4.00	4.00
Vc (ft/s)	1.21	1.26	1.32	1.40	1.52	1.70

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

S' (in)	18.13	18.18	18.22	18.25	18.28	18.31
e	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
ψ	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Perancangan Tinggi Kolom

1. Tinggi total Tray (HT)

Jumlah tray

$$(N) = 28$$

$$\text{Tray aktual} = 46.666667 \text{ asumsi efisiensi tray } 60\%$$

$$= 47$$

$$HT = T \times (N-1)$$

$$= 1104 \text{ in}$$

2. Tinggi ruang kosong diatas Tray

$$\text{Ditetapkan} = 3 \text{ ft}$$

3. Tinggi ruang yang ditempati oleh liquid dalam kolom (HL)

$$\text{Rate liquid} = 28746.09 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 29.36 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Waktu} = 30 \text{ s}$$

$$\text{Tinggal} = 0.008 \text{ jam}$$

$$A = 7.07 \text{ ft}^2$$

$$HL = \frac{\text{rate liquid} \times t}{\rho_L \times A}$$

$$= 1.15 \text{ ft}$$

4. Tinggi ruang kosong diatas liquid

$$\text{Ditetapkan} = 2 \text{ ft}$$

5. Tebal tutup dan tinggi bejana

tutup atas = tutup bawah

Bahan SA-353 Low Alloy

konstruksi = Steel

$$f = 22500$$

$$E = 0.8 \quad \text{(double welded-joint butt)}$$

$$C = 0.125$$

Tebal shell

$$P_{op} = 290.08 \text{ psia}$$

$$P_{des} = 377.10 \text{ psia} = 362.40 \text{ psig}$$

$$ts = \frac{P_{des} \times D_t}{2(fE - 0.6 P_{des})}$$

$$= 0.156 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ts menjadi} = 0.19 \text{ in}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 \text{ ts} \\
 &= 36.38 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi OD menjadi} &= 38 \text{ in} \\
 r &= 36 \text{ in} \\
 icr &= 2.375 \text{ in}
 \end{aligned}
 \quad \textbf{(Tabel 5.7, Brownell)}$$

Tebal Tutup (berbentuk tutup standar dished head) - torispherical

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{P_{des} \times r}{(fE - 0.2P_{des})} + C \\
 &= 0.85 \text{ in} = 1.00 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi Tutup

$$\begin{aligned}
 H_a &= 0.169 \times OD \\
 &= 6.422 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi total Kolom

$$\begin{aligned}
 H_T &= \text{Hold Up Liquid} + \text{Tinggi Ruang Kosong Diatas Liquid} + \text{Tinggi Tutup} \\
 &= 1156.00 \text{ in} = 96.3 \text{ ft} \\
 &\quad 29.4 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tabel B.32 Spesifikasi Alat Debutanizer Column (D-231)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode		D-231			
Fungsi		Untuk memisahkan propane dan butane dari			
Tipe		Sieve Tray Distillation			
Laju Alir Massa (kg/jam)		10020.51			
Bahan		SA 353 Low Alloy Steel			
Jumlah		1			
Spesifikasi Plate					
	Type of tray	Cross Flow Sieve Tray			
	Tray spacing	24	in	0.610	m
	Active area	3.35	ft ²	0.312	m ²
	Hole area	0.25	ft ²	0.023	m ²
	Downcomer area	0.79	ft ²	0.074	m ²
	Hole/Tower area	0.035			
	Hole/Active area	0.074			
	Hole size	0.56	ft	0.171	m
	Weir Length	2.25	ft	0.686	m
	Weir Height	2	in	0.051	m
	Number of Tray	28	HYSYS		

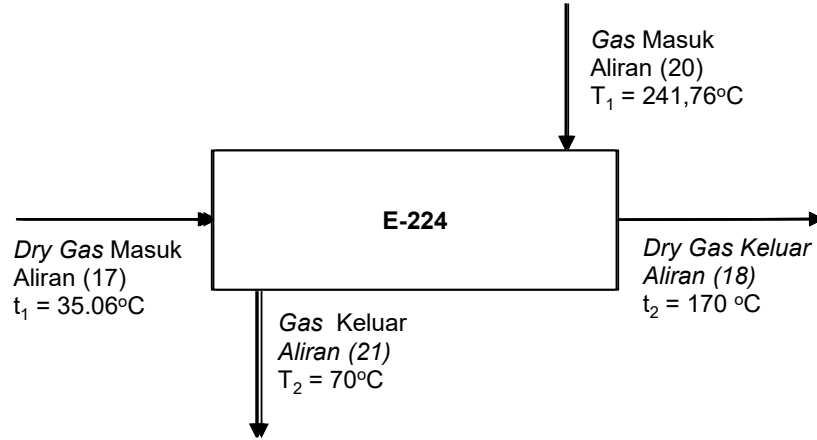
APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi Tower					
	OD	3.17	ft	0.965	m
	ID	3.14	ft	0.956	m
	Tebal Shell (ts)	0.19	in	0.005	m
	Tebal Tutup Atas (t _{ha})	1.00	in	0.025	m
	Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	1.00	in	0.025	m
	Tinggi Total	96.3	ft	29.362	m

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

14. Debutanizer Condenser (E-223)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu *dry gas* untuk regenerasi *molecular sieve*
Tipe : Double Pipe Heat Exchanger
Jumlah : 1 buah



Kondisi Operasi :

Tabel B.33 Data Operasi *Debutanizer Condenser* (E-223)

Data	Keterangan			
Laju Alir Massa Dry Gas dan Air	8160.92	kg/jam	(Appendiks A)	
Laju Alir Massa Dry Gas dan Air	8160.92	kg/jam	(dibagi jumlah alat)	
Suhu Masuk (T_1)	68.69 °C	341.84 K	155.642	F
Suhu Keluar (T_2)	61.25 °C	334.4 K	142.25	F
Laju Alir Massa Dry Gas	1491.68	kg/jam	(Appendiks A)	
Laju Alir Massa Dry Gas	1491.68	kg/jam	(dibagi jumlah alat)	
Suhu Masuk (t_1)	25.00 °C	298.15 K	77.00	F
Suhu Keluar (t_2)	45.00 °C	318.15 K	113.00	F
Pertukaran Panas (Q)	124,906.92	kJ/jam	(Appendiks B)	

Perhitungan Δt

<i>Hot Fluid</i>	Keterangan	<i>Cold Fluid</i>	Perubahan	
155.642	<i>Higher Temp</i>	77.00	78.642	Δt_1
142.25	<i>Lower Temp</i>	113	29.25	Δt_2
13.392	Perubahan	36	49.392	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$\text{LMTD} = \frac{(\Delta t_2 - \Delta t_1)}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\text{LMTD} = 49.94 \quad \text{F}$$

APPENDIX B

SPESIFIKASI ALAT

1 series cold stream dan n parallel hot stream

$$\begin{aligned}
 n \text{ (aliran paralel)} &= 3 \\
 P'' &= \frac{42.64}{78.64} = 0.54 \text{ F} \\
 R'' &= 1.63 \text{ F} \\
 \gamma &= 0.63 \\
 \text{Ruas kiri} &= \frac{1 - P'}{\gamma} = 0.73 \\
 \text{Ruas kanan} &= 2.3 \times \frac{n}{1 - R''} \times \log \left[(1 - R'') \left(\frac{1}{P''} \right)^{\frac{1}{n}} + R'' \right] = 0.73 \\
 \text{Solver} &= 0.0000 \\
 \Delta LMTD_{New} &= \Delta LMTD_{awal} \times \gamma \\
 &= 31.26 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Perhitungan suhu Caloric (Tc dan tc)

Tc		=	(T ₂ +T ₁)/2	
		=	148.946	F
tc		=	(t ₂ +t ₁)/2	
		=	95.00	F
Cold Fluid				
k	=	0.3607	Btu/hr(ft)F	
Cp	=	1.0305	Btu/lbF	
μ	=	0.742	cP	
sg	=	0.997		
Hot Fluid				
k	=	0.012	Btu/hr(ft)F	
Cp	=	0.513	Btu/lbF	
μ	=	0.010	cP	
sg	=	0.511		

Ukuran Pipa

Annulus				Inner pipe			
IPS (in)	4			IPS (in)	3		
Sch number	40			Sch number	40		
OD (in)	4.5	in	0.38	ft	OD (in), D1	3.5	in 0.29 ft
ID (in), D2	4.026	in	0.34	ft	ID (in)	3.07	in 0.26 ft

Data flow area dan annulus dari Tabel 6.2 hal 110

Flow area			
Annulus, a _a	=	3.14	in ²
	=	0.022	ft ²
Inner pipe, a _p	=	7.38	in ²
	=	0.051	ft ²
Annulus size			
d _e	=	1.14	in
	=	0.10	ft
d _e '	=	0.53	in
	=	0.04	ft

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Fluida	Flow rate	Peletakkan fluida	Flow area
Hot	1491.68	Annulus	0.02
Cold	8160.92	Inner Pipe	0.05

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian Annulus	Bagian Inner Pipe
1) Flow area $A_s = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4}$ $= 0.022 \text{ ft}^2$ $D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$ $= 0.094 \text{ ft}$	1) Flow area $D = 0.26 \text{ ft}$ $a_p = \frac{\pi (D^2)}{4}$ $= 0.05 \text{ ft}^2$
2) Mass velocity $G_a = \frac{W}{a_a}$ $= 152268.44 \text{ lb/hr.ft}^2$	2) Mass velocity $G_p = \frac{W}{n \times a_p}$ $= 116786.15 \text{ b/hr.ft}^2$
$D = 0.094$ $L = 12 \text{ ft}$ $\frac{L}{D} = \frac{36}{0.094}$ $= 381.9$	$D = 0.256$ $L = 12 \text{ ft}$ $\frac{L}{D} = \frac{36}{0.256}$ $= 141$
3) $N_{ReShell}$ $N_{ReShell} = \frac{d_e \times G_s}{\mu \times 2.42}$ $= 7,990.93$	3) N_{ReTube} $N_{ReTube} = \frac{ID \times G_p}{\mu \times 2.42}$ $= 1,220,533$
4) $J_H = 22$ (Appendiks Kern, Figure 28)	4) $J_H = 1000$ (Appendiks Kern, Figure 24)
5) $\frac{h_o}{\phi_a} = \left((c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3} \right)$ $\phi_a = 145.22 \text{ u/hr.ft}^2.F$	5) $\frac{h_i}{\phi_p} = \left((c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3} \right)$ $\phi_p = 46.71 \text{ u/hr.ft}^2.F$ $t_w = \frac{\frac{h_o}{\phi_a}}{t_c + \frac{\frac{h_{io}}{\phi_p} + \frac{h_o}{\phi_a}} (T_c - t_c)}$ $= 95.000$ $\mu_w = 0.042 \text{ lb/ft-h}$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Menghitung faktor ϕ_a	Menghitung faktor ϕ_p
$\phi_a = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$ $\phi_a = 1.69$	$\phi_a = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$ $\phi_a = 0.93$
Menghitung h_o	Menghitung h_{io}
$h_o = \frac{h_o}{\phi_a} \times \phi_a$ $h_o = 245.992$	$\frac{h_{io}}{\phi_p} = \frac{h_i}{\phi_p} \times \phi_p$ $h_{io} = 40.9$ $h_{io} = 38$

Tahanan Panas Pipa Bersih (U_c)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 32.92 \text{ Btu/hrft}^2\text{F}$$

$$R_d = 0.0015$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{32.92} + 0$$

$$\frac{1}{U_D} = 0.03$$

$$U_D = 31.37$$

$$A = \frac{Q}{(U_D \times \Delta t)}$$

$$= 127.3700913 \text{ ft}^2$$

Menghitung required length

Untuk IPS 24 in

$$a'' = 5.747 \text{ ft}^2$$

(Kern, Tabel 11, hal. 844)

Maka,

$$rl = \frac{A}{a''}$$

$$= \frac{127.37}{5.747}$$

$$= 22.16288347 \text{ ft}$$

Menghitung jumlah hairpin dan L aktual

$$\text{hairpin} = \frac{rl}{3 \times L}$$

$$= \frac{22.16}{3 \times 12}$$

$$= 0.616$$

$$= 1.0$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned} La &= \text{hairpin} \times 2.0 \times L \\ &= 1.0 \times 2.0 \times 12 \\ &= 24.0 \text{ lin ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung A baru, Ud baru, Rd baru

$$\begin{aligned} A \text{ aktual} &= La \times a'' \\ &= 24.0 \times 5.75 \\ &= 137.9 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ud \text{ aktual} &= \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} \\ &= \frac{124,906.92}{137.9 \times 31.26} \\ &= 28.97242571 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Rd \text{ actual} &= \frac{Uc - Ud \text{ baru}}{Uc \times Ud \text{ baru}} \\ &= 0.004142047 \end{aligned}$$

$$\text{Dirt factor} = 0.001380682$$

Evaluasi ΔP	
Annulus	Inner pipe
Mencari De', Re, dan f	Mencari f
$\begin{aligned} De' &= D_2 - D_1 \\ &= 0.336 - 0.29 \\ &= 0.044 \text{ ft} \\ Re &= \frac{De' \times Ga}{\mu} \\ &= \frac{0.044 \times 152268.44}{1.796028016} \\ &= 3716.219012 \\ f &= 0.004 + \frac{0.264}{Re^{0.42}} \\ &= 0.004 + \frac{0.264}{31.582212} \\ &= 0.011859136 \\ \rho &= 23.69 \text{ lb/ft}^3 \\ sg &= 0.997 \end{aligned}$	$\begin{aligned} Re_p &= 1,220,533 \\ f &= 0 + \frac{0.264}{Re^{0.42}} \\ &= 0 + \frac{0.264}{360.03998} \\ f &= 0.004233252 \\ \rho &= 21.3 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$
Mencari ΔFa	Mencari ΔFp
$\begin{aligned} \Delta Fa &= \frac{4.f.Ga^2.La}{2.g.\rho^2.De'} \\ &= \frac{26396363142.37}{20572606286} \\ &= 1.283 \text{ ft} \end{aligned}$	$\begin{aligned} \Delta Fp &= \frac{4.f.Gp^2.Lp}{2.g.\rho^2.D} \\ &= \frac{16628355940.38}{97388370038} \\ &= 0.17 \text{ ft} \end{aligned}$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Mencari V, ΔF _l , ΔP _a				Mencari ΔP _s			
V	=	$\frac{Ga}{3600 \times \rho}$		ΔP _s	=	$\frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$	
	=	$\frac{152268.44}{3600 \times 23.7}$			=	0.03 psi	
	=	1.785 fps					
ΔF _l	=	$\frac{V^2}{2 \times 2g'}$					
	=	$\frac{1.79^2}{2 \times 64.4}$					
	=	0.055					
ΔP _a	=	$\frac{(\Delta F_a + \Delta F_l) \rho}{144}$					
	=	$\frac{1.283 + 0.06 \times 23.7}{144}$					
	=	0.22 psi					

Tabel B.34 Spesifikasi Alat *Debutanizer Condenser* (E-223)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode	:	E-223			
Fungsi	:	Untuk mengubah fasa gas menjadi liquid top product			
Tipe	:	Double Pipe Heat Exchanger			
Konfigurasi	:	1 series cold stream dan n parallel hot strean			
Laju Alir Massa	:	9652.60	kg/jam		
Jumlah parallel(n)	:	3	buah		
T ₁	:	68.69	°C		
T ₂	:	61.25	°C		
t ₁	:	25.00	°C		
t ₂	:	45.00	°C		
Dimensi Alat dan Pressure Drop					
Spesifikasi	Simbo	Ukuran		Ukuran	
Dimensi Pipa					
Panjang Pipa	L	24.000	ft	7.320	m
Luas Permukaan Pipa	A	137.928	ft ²	12.820	m ²
Clean Overall Coefficient	Uc	32.923	Btu/(hr)(ft ²)(°F)		
Design Overall Coefficient	Ud	28.972	Btu/(hr)(ft ²)(°F)		
Fouling Factor	Rd	0.004			
Jumlah hairpin	hairp	1			
Dimensi Annulus					
Ukuran Pipa	IPS	4	in	0.11	m
Schedule Number	Sch	40			
Diameter luar	OD	4.5	in	0.12	m
Diameter dalam	ID	4.026	in	0.11	m

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

<i>Pressure drop</i>	ΔPa	0.22	psi		
Dimensi Inner Pipe					
Ukuran Pipa	IPS	3	in	0.08	m
<i>Schedule Number</i>	Sch	40			
Diameter luar	OD	3.5	in	0.09	m
Diameter dalam	ID	3.068	in	0.08	m
<i>Pressure drop</i>	ΔPa	0.025	psi		

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

15. Debutanizer Accumulator (F-241)

Fungsi : Untuk menampung liquid hasil kondensasi E-223

Tipe : Tangki silinder horizontal

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi :

Tabel B.35 Data Operasi *Debutanizer Accumulator* (F-241)

Data	Keterangan		
Tekanan Operasi	1500 kpa	15 bar	217.56 psia
Suhu Operasi	61.25 °C	334.4 K	601.92 R
Laju Alir Massa	16313.34		kg/jam
Densitas	34.02		kg/m3

Volume Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Alir} &= \text{Laju Alir Massa/Densitas} \\
 &= 479.52 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Residence Time} &= 30 \text{ s} \\
 V &= \text{Laju Alir} \times \text{Residence Time} \\
 &= 4.00 \text{ m}^3 = 141.12 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Tangki melebihi 50% tangki

$$V_t = 282.24 \text{ ft}^3$$

Dimensi Tangki

$$\begin{aligned}
 L_s/D &= 1.5 \\
 H &= 1.5 D \\
 V_t &= 1/4\pi D^2 L_s + 2 \times 0.0847 D^3 \\
 &= 1.347 D^3 \\
 D &= (V_t/1.347)^{1/3} \\
 &= 5.94 \text{ ft} = 6 \text{ ft} \\
 L_s &= 9 \text{ ft} \\
 H &= 9 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan Konstruksi} &= \text{Carbon Steel SA-283 Grade C} \\
 f &= 12650 \\
 E &= 0.8 \quad \text{(double welded-joint butt)} \\
 C &= 0.125
 \end{aligned}$$

Tebal shell

$$\begin{aligned}
 P_{op} &= 217.56 \text{ psia} \\
 P_{des} &= 282.82 \text{ psia} = 268.12 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_{des} \times D_t}{2(fE - 0.6 P_{des})} \\
 &= 0.21 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi } t_s \text{ menjadi} &= 0.25 \text{ in} \\
 OD &= ID + 2 t_s \\
 &= 73 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi OD menjadi} &= 78 \text{ in} \\
 ID &= 77.5 \text{ in} \\
 sf &= 2.25 \text{ in} \\
 \text{Tinggi tutup (berbentuk tutup standar dished head) - elliptical} \\
 t_{ha} &= \frac{P_{des} \times r}{2(fE - 0.2P_{des})} + C \\
 &= 1.16 \text{ in} = 2 \text{ in} \\
 \text{Tinggi tutup} \\
 OA &= 0.169 \times OD \\
 &= 13.18 \text{ in} = 1.10 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi total Bejana} \\
 H_T &= L_s + h_a + h_b + 2sf \\
 &= 138.86 \text{ in} = 11.57 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tabel B.36 Spesifikasi Alat *Debutanizer Accumulator* (F-241)

Spesifikasi		Keterangan			
Kode		F-433			
Fungsi		Untuk menampung liquid hasil kondensasi E-432			
Tipe		Tangki Silinder, Horizontal			
Laju Alir Massa (kg/jam)		16313.34			
Bahan		Carbon Steel SA 283 Grade C			
Jumlah		1			
Spesifikasi Tower					
	Diameter	6.5	ft	1.981	m
	Tebal Shell (ts)	0.25	in	0.006	m
	Tipe Tutup	Elliptical Dished Head			
	Tebal Tutup Atas (t _{ha})	1.10	ft	0.335	m
	Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	1.10	ft	0.335	m
	Tinggi Liquid	5.79	ft	1.764	m
	Tinggi Total	11.6	ft	3.527	m

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

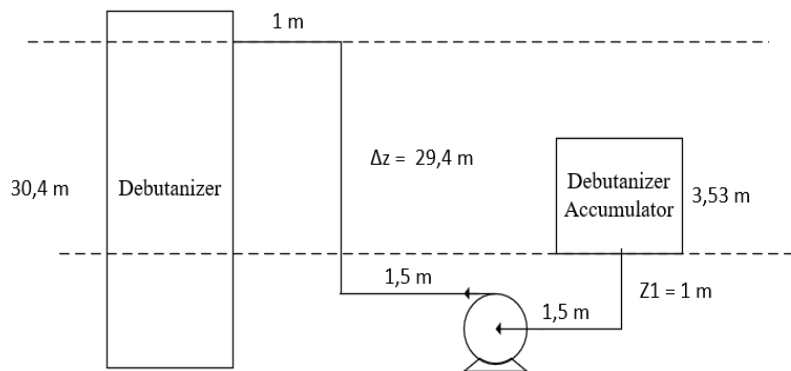
16. Debutanizer Pump (L-251)

Fungsi : Untuk memompa fluida reflux hasil kondensasi

Jumlah : 1 buah

Tabel B.37 Data Operasi *Debutanizer Pump* (L-251)

Data	Keterangan		
Tekanan Masuk	1500 kpa	15 bar	217.56 psia
Suhu Masuk	61.25 °C	334.4 K	601.92 R
Tekanan Keluar	2000 kpa	20 bar	290.08 psia
Suhu Keluar	79.15 °C	352.3 K	634.14 R
Laju Alir Massa	10314.83 kg/jar	2.87 kg/s	6.32 lb/s
Densitas Larutan	480 kg/m ³	29.99	lb/ft ³
Viskositas	0.0001		lb/ft-s



$$Z1 = 1 \text{ m}$$

$$Z2 = 30.4 \text{ m}$$

$$\Delta Z = 29.4 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Deethanizer} = 29.36 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Accumulator} = 3.53 \text{ m}$$

Rencana Perpipaan

Acc ke Elbow 1	1	m
Elbow 1 ke Pump	1.5	m
Pump ke Elbow 2	1.5	m
Elbow 2 ke Elbow 3	29.4	m
Elbow 3 ke Column	1	m
Total	34.4	m

Jumlah Sambungan dan Valve

Elbow 90 3

Diameter Pipa

Aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

APPENDIX B

SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned}
 \text{Volumetrik Rate} &= \text{Laju Alir Massa}/\rho \\
 (Q) &= 0.21 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 D_{\text{Optimal}} &= 3.9 \times Q f^{0.45} \times \rho^{0.13} \text{ (Peter and Timmerhauss pers. 15 hal 496)} \\
 &= 3.01 \text{ in} \\
 &\text{Material Pipa: Carbon Steel Sch 40, NPS = 3 in} \\
 \text{Standarisasi OD} &= 3.5 \text{ in} = 0.29 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 3.068 \text{ in} = 0.26 \text{ m} \\
 A &= 1/4\pi d^2 \\
 &= 7.39 \text{ in}^2 = 0.05 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Jenis Aliran

$$\begin{aligned}
 v &= Q/A \\
 &= 4.10 \text{ ft/s} \\
 N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\
 &= 488446.90
 \end{aligned}$$

Friction Loss

a) Contraction loss at tank exit

$$\begin{aligned}
 K_c &= 0.55 (1 - A_2/A_1) \\
 &= 0.55 \\
 h_c &= \frac{v_2^2}{K_c \cdot 2g_c} \\
 &= 0.144 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

b) Friction dalam elbow 90°

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0.75 \quad (\text{Geankoplis, Tabel 2.10-2}) \\
 h_f &= \frac{v_2^2}{K_f \cdot 2g_c} \\
 &= 0.196 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

3 buah Elbow 90° = 0.589 ft.lbf/lbm

c) Friction pada Pipa Lurus

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Commercial Steel, Fig 2.10-3 Geankoplis}) \\
 \varepsilon/D &= 0.00018 \\
 N_{\text{Re}} &= 488446.90 \\
 f &= 0.004 \quad (\text{Commercial Steel, Fig 2.10-3 Geankoplis}) \\
 \Delta L &= 112.73622 \text{ ft} = 34.36 \text{ m} \\
 F_f &= \frac{4f \Delta L v^2}{D \cdot 2g_c} \\
 &= 1.85 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

e) Expansion Loss

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \frac{v_2^2}{(2\alpha)g_c}$$

Untuk aliran turbulen,

$$\alpha = 1$$

$$v_2^2 = 0.0444 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$g_c = 32.2 \text{ lbmft/lbfs}$$

$$h_{ex} = 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

f) Total Friction

$$\Sigma F = 2.58 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya Pompa

Persamaan Bernoulli

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{z_2 - z_1}{g_c} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha g_c} + \Sigma F \\ \Sigma F &= 2.58 \\ \alpha &= 1 \\ g &= 32.174 \text{ ft/s}^2 \\ g_c &= 32.174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2 \\ \rho &= 29.99 \text{ lb/ft}^3 \\ v_2^2 &= 16.83091910875500 \text{ 0} \end{aligned}$$

Kecepatan fluida di permukaan tangki diasumsikan nol ($v_1 \approx 0$) karena pergerakannya sangat lambat dan kontribusinya kecil terhadap energi total

$$\begin{aligned} v_1^2 &= 0 \\ v_2^2 - v_1^2 &= 16.83091910875500 \\ z_1 &= 3.280839895 \text{ ft} \\ z_2 &= 99.61286089 \text{ ft} \\ z_2 - z_1 &= 96.332021 \text{ ft} \\ p_1 &= 217.56 \text{ psia} \\ &= 31328.1432 \text{ lbf/ft}^2 \\ p_2 &= 290.08 \text{ psia} \\ &= 41770.8576 \text{ lbf/ft}^2 \\ p_2 - p_1 &= 10442.7144 \text{ lbf/ft}^2 \end{aligned}$$

$$-W_s = 447.38 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi Pompa

$$\begin{aligned} \eta &= 75\% \\ W_p &= \frac{-W_s}{-\eta} \end{aligned}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned} &= 596.50 \text{ ft.lbf/lbm} \\ \text{Power} &= \text{Mass rate} \times W_p \\ &= 3767.96 \text{ ft.lbf/} = 6.85 \text{ hP} \end{aligned}$$

Memeriksa Kavitas pada Pompa

$$(NPSHa) = \frac{P_1}{\rho} - \frac{P_{vp}}{\rho} + \frac{g}{gc} z_1 - \frac{v^2}{2gc} - F$$

Keterangan:

$$\begin{aligned} P_1 &= \text{tekanan inlet (Pa)} \\ P_{vp} &= \text{vapor pressure (Pa)} = 1459 \text{ bar} \quad 212 \text{ psia} \quad 30468.089 \text{ lbf/ft}^2 \\ v &= \text{velocity of pipe (m/s)} \\ F &= \text{friction loss in suction line to pump (J/kg)} \\ gc &= 32.174 \quad 0 \\ (NPSHa) &= \frac{P_1}{\rho} - \frac{P_2}{\rho} + \frac{g \cdot z_1}{gc} - \frac{v^2}{2} - F \\ &= 1044.5589 - 1015.8825 + 3.28 - 0.26 - 2.58 \\ &\quad 29.12 \text{ ft} \quad 8.87 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Carl R. Branan, hal. 120, diperoleh persamaan :

$$\frac{n(Q)^{0.5}}{(NPSH)^{0.75}} = C$$

$$\begin{aligned} \text{Keterangan:} \quad n &= \text{Kecepatan putar} = 2900 \text{ rpm} \\ Q &= \text{volumetric rate} = 94.61407033 \text{ gpm} \\ C &= \text{Konstanta} = 9000 \end{aligned}$$

$$NPSH_{req} = 24.31622721 \text{ ft}$$

$NPSHa > NPSH_{req}$
maka pompa tidak mengalami kavitasi

Tabel B.38 Spesifikasi Alat *Debutanizer Pump* (L-251)

Spesifikasi		Keterangan	
Kode		L-251	
Fungsi		Untuk memompa fluida reflux hasil kondensasi	
Tipe		Centrifugal Pump	
Laju Alir Massa (kg/jam)		10314.83	
Material		Carbon Steel	
Jumlah		1	
Spesifikasi Motor			
	Suction Pressure	15.00	bar

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Discharge Pressur	20.00	bar		
OD Pipa	3.50	in	0.089	m
ID Pipa	3.07	in	0.078	m
Material Pipa	Carbon Steel Grade B			
Daya Pompa	6.85	hP	5.109	kW

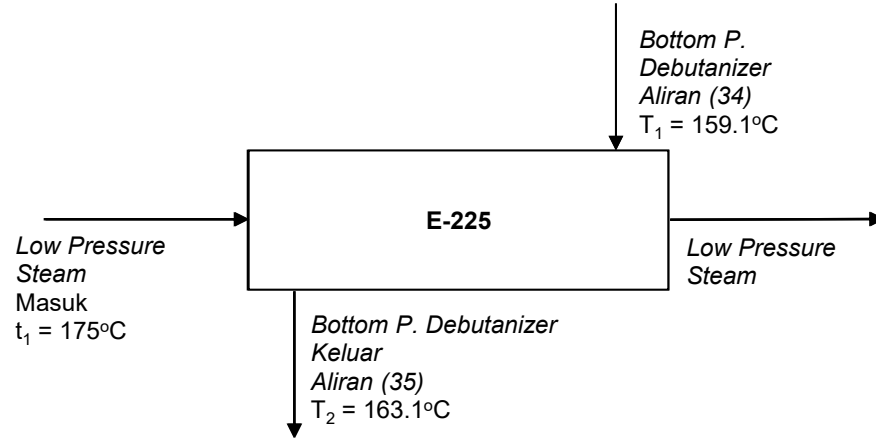
APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

17. Debutanizer Reboiler (E-225)

Fungsi : Untuk memanaskan kembali bottom product kolom debutanizer

Tipe : 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1 buah



Kondisi Operasi :

Tabel B.39 Data Operasi *Debutanizer Reboiler* (E-225)

Data	Keterangan		
Laju Alir Massa LP Steam	1174.22	kg/jam	(Appendiks B)
Suhu Masuk (t_1)	175 °C	448.15 K	347 F
Suhu Keluar (t_2)	175 °C	448.15 K	347 F
Laju Alir Massa B.P. Debutanizer	1859.61	kg/jam	(Appendiks A)
Suhu Masuk (T_1)	159.1 °C	432.25 K	318.38 F
Suhu Keluar (T_2)	163.1 °C	436.25 K	325.58 F
H steam	1208.90	btu/lb	2811.9 kJ/kg
Pertukaran Panas (Q)	3301798.14	kJ/jam	(Appendiks B)

Perhitungan Δt

<i>Hot Fluid</i>	Keterangan	<i>Cold Fluid</i>	Perubahan	
347	<i>Higher Temp</i>	318.38	28.62	Δt_1
347	<i>Lower Temp</i>	325.58	21.42	Δt_2
0	Perubahan	-7.2	7.2	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$LMTD = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

$$LMTD = 24.85 \text{ F}$$

$$F_t = 1$$

(Isothermal)

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

$$\Delta t = \frac{F_t \times \text{LMTD}}{24.85} \quad F$$

Perhitungan suhu Caloric (Tc dan tc) (viskositas dapat diabaikan karena gas)

$$\begin{aligned} T_c &= (T_2 + T_1)/2 \\ &= 347 \quad F \\ t_c &= (t_2 + t_1)/2 \\ &= 321.98 \quad F \end{aligned}$$

Hot Fluid			Cold Fluid		
k	=	0.205 Btu/hr(ft)F	k	=	0.029 Btu/hr(ft)F
Cp	=	0.804 Btu/lbF	Cp	=	0.894 Btu/lbF
μ	=	0.015 cP	μ	=	0.074 cP
sg	=	0.997	sg	=	0.631

Diameter dan Jumlah Pipa

$$\begin{aligned} \text{Trial UD} &= 200 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 8}) \\ &= Q / (\text{UD} \times \Delta t) \\ A &= 629.76 \quad \text{ft}^2 \quad (A > 120 \text{ ft}^2, \text{ maka digunakan STHE}) \end{aligned}$$

Spesifikasi Heat Exchanger (Shell and Tubes)

Panjang Tube, L	20	ft	(Appendiks Kern, Tabel 10) Pilih OD dan BWG	
BWG	10			
OD Tube	0.75	in		
ID Tube	0.48	in		
Pitch	0.9375	in square	(Appendiks Kern, Tabel 9)	
Rd	0.003	ft ² F/Btu	(Appendiks Kern, Tabel 12)	
A't	0.182	in ² per tul	(Appendiks Kern, Tabel 10)	
A''t	0.1963	ft ² /lin ft	(Appendiks Kern, Tabel 10)	

$$\begin{aligned} \text{Number of Tube (N}_t\text{)} &= \frac{A}{L \times A''t} \\ &= 160 \quad \text{buah} \\ \text{Standarisasi} &= 252 \quad \text{buah} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 9 - 4P}) \\ \text{IDs} &= 19.25 \quad \text{in} = 1.6 \quad \text{ft} \\ &= \frac{N_t \times \text{Trial UD}}{\text{UD corrected}} \\ \text{UD corrected} &= N_t \text{ standarisasi} \\ &= 127.31 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F} \end{aligned}$$

Bagian Shell

IDs	=	19.25 in	
n'	=	2	(jumlah passes pada shell)
de	=	0.55 in	(diameter ekivalen)-(Appendiks Kern, Fig 28)
B	=	2.8875 in	(baffle spacing)

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Bagian Tube

di	=	0.482 in	(ID Tube)
do	=	0.55 in	(OD Tube)
L	=	20 ft	(Panjang Tube)
n	=	4	(jumlah passes pada tube)
Nt	=	252	(jumlah tube)
Pt	=	0.9375 in	(jarak antar sumbu tube - pitch)
C'	=	0.39 in	(jarak antar diameter luar tube) - (C'=Pt - do)
A" ^t	=	0.1963 ft ² /lin	(luas permukaan panjang)
A' ^t	=	0.182 in ²	(luas permukaan aliran)

Evaluasi perpindahan panas			
Bagian Shell (Steam) - Hot		Bagian Tube (B. P. Debutanizer) - Cold	
1) Nilai As		1) Nilai At	
As	= $\frac{ID_s \times B \times C'}{n' \times Pt \times 144}$	At	= $\frac{(Nt \times A'^t)}{144n}$
	= 0.08 ft ²		= 0.08 ft ²
2) Nilai Gs		2) Nilai Gt	
Gs	= M / As	Gt	= m / At
	= 32441.55 lb/hr.ft ²		= 51,473.40 lb/hr.ft ²
			= $Gt / (3600 \rho)$
		V	= 0.23 fps
3) N _{ReShell}		3) N _{ReTube}	
N _{ReShell}	= $\frac{de \times Gs}{\mu \times 2.42}$	N _{ReTube}	= $\frac{di \times Gt}{\mu \times 2.42}$
	= 40,880.14		= 11,559.22
4) J _H	= 130	4) J _H	= 48
	(Appendiks Kern, Figure 28)		(Appendiks Kern, Figure 24)
5) ho	= $J_H(k/de) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$	5) hi	= $J_H(k/di) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$
	= 304.05 Btu/hr.ft ² .F		= 60.90 Btu/hr.ft ² .F
		6) hio	= hi x (ID/OD)
			= 53.37 Btu/hr.ft ² .F

Tahanan Panas Pipa Bersih (Uc)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 45.40$$

Dirt Factor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= 0.0142 > 0.003 \quad (\text{memenuhi})$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Evaluasi ΔP			
Bagian Shell (Steam)		Bagian Tube (B.P. Debutanizer)	
1)	$f = 0.0017$ (Appendiks Kern, Figure 29)	1)	$f = 0.00016$ (Appendiks Kern, Figure 26)
2)	Nilai (N+1) $N+1 = (12 \times L)/B$ $= 83.12$	2)	$= \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot ft}$ $\Delta P_t = 0.01 \text{ psia}$
3)	Nilai ΔP_s $\Delta P_s = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot IDs \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot fs}$ $= 0.000347 \text{ psia}$ $\Delta P_s < 2 \text{ psi (memenuhi)}$	3)	Nilai ΔP_n $v^2 \times 62.5 / (2gc \cdot 144) = 0.001$ (Appendiks Kern, fig.27) $= \frac{4 \cdot n \cdot v^2 \times 62.5}{sg \cdot 2gc \cdot 144}$ $\Delta P_r = 0.016 \text{ psia}$ $\Delta P_T = \Delta P_n + \Delta P_1$ $= 0.03$ $\Delta P_T < 10 \text{ psi (memenuhi)}$

Tabel B.40 Spesifikasi Alat *Debutanizer Reboiler* (E-225)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-225			
Fungsi	Untuk memanaskan kembali bottom product kolom debutanizer			
Tipe	Reboiler, 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger			
Suhu Masuk	LP Steam	=	175	°C
	Aliran (34)	=	159.1	°C
Suhu Keluar	LP Steam	=	175	°C
	Aliran (36)	=	163.1	°C
Ketentuan	Rd	=	0.003	
	ΔP Liquid	=	10	psi
	ΔP gas	=	2	psi
Shell	ID	=	19.25	in 0.489 m
	Baffle	=	2.8875	in 0.073 m
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0.0003	psi
Tube	OD	=	0.55	in 0.014 m
	ID	=	0.482	in 0.012 m
	BWG	=	10	
	Pitch	=	0.94	in 0.024 m
	Panjang	=	20	ft 6.096 m
	Jumlah	=	252	
	Passes	=	4	
	ΔP	=	0.03	psi
Rd	Rd	=	0.01	

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Luas Area	A	=	629.76	ft ²	58.507	m
Jumlah		=	1	buah		

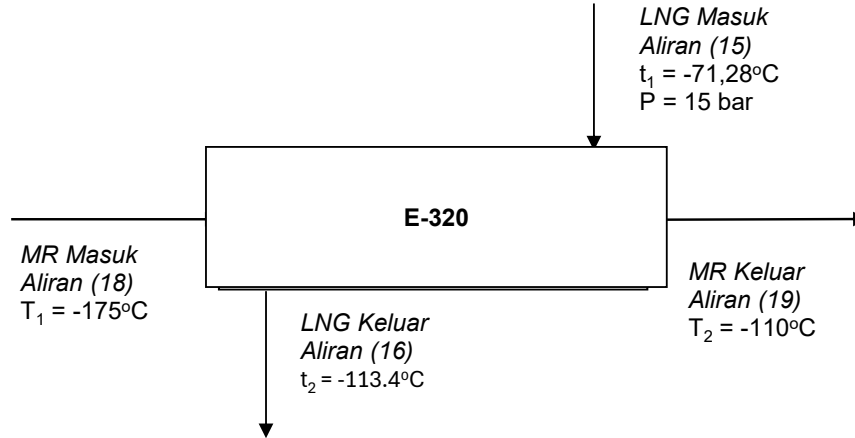
APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

18. MR Coolbox (E-320)

Fungsi : Untuk menurunkan suhu LNG

Tipe : 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 2 buah



Kondisi Operasi :

Tabel B.41 Data Operasi *MR Coolbox* (E-320)

Data	Keterangan		
Laju Alir Massa LNG	39950.69	kg/jam	(Appendiks B)
Laju Alir Massa LNG	19975.34	kg/jam	(dibagi jumlah alat)
Suhu Masuk (t_1)	-71.28 °C	201.87 K	-96.304 F
Suhu Keluar (t_2)	-113.2 °C	159.95 K	-171.76 F
Laju Alir Massa MR	41298.40	kg/jam	(Appendiks A)
Laju Alir Massa MR	20649.20	kg/jam	(dibagi jumlah alat)
Suhu Masuk (T_1)	-175 °C	98.15 K	-283 F
Suhu Keluar (T_2)	-110 °C	163.15 K	-166 F
ΔH HP Steam	1187.29	btu/lb	2802 kJ/kg
Pertukaran Panas (Q)	19754765.53	kJ/jam	(Appendiks B)
Pertukaran Panas (Q)	9877382.766	kJ/jam	(Appendiks B)

Perhitungan Δt

Hot Fluid	Keterangan	Cold Fluid	Perubahan	
-96.304	Higher Temp	-283	186.696	Δt_1
-171.76	Lower Temp	-166	5.76	Δt_2
75.456	Perubahan	-117	180.936	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$LMTD = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

$$LMTD = 52.01 \quad F \quad 79.9$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= 1.55 \\
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= 0.63 \\
 Ft &= 0.77 \\
 \Delta t &= \frac{Ft \times \text{LMTD}}{40.05} \quad F
 \end{aligned}$$

Perhitungan suhu Caloric (Tc dan tc)

$$\begin{aligned}
 T_c &= (T_2 + T_1)/2 \\
 &= -134.032 \quad F \\
 t_c &= (t_2 + t_1)/2 \\
 &= -224.5 \quad F
 \end{aligned}$$

Hot Fluid			Cold Fluid		
k	=	0.085 Btu/hr(ft)F	k	=	0.074 Btu/hr(ft)F
Cp	=	0.435 Btu/lbF	Cp	=	0.929 Btu/lbF
μ	=	0.007 cP	μ	=	0.061 cP
sg	=	0.462	sg	=	0.317

Diameter dan Jumlah Pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Trial UD} &= 75 \text{ Btu/hr(ft}^2\text{)F} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 8}) \\
 &= Q / (\text{UD} \times \Delta t) \\
 A_{\text{Overall}} &= 6233.17 \text{ ft}^2 \\
 A_{\text{Tiap HE}} &= 3116.59 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Heat Exchanger (Shell and Tubes)

Panjang Tube, L	12	ft	(Appendiks Kern, Tabel 10) Pilih OD dan BWG
BWG	18		
OD Tube	0.75	in	
ID Tube	0.65	in	
Pitch	0.9375	in triangular	(Appendiks Kern, Tabel 9)
Rd	0.0015	ft ² F/Btu	(ditetapkan)
A"t	0.334	in ²	per tu (Appendiks Kern, Tabel 10)
A"t	0.1963	ft ² /lin ft	(Appendiks Kern, Tabel 10)

$$\begin{aligned}
 \text{Number of Tube (N}_t\text{)} &= \frac{A}{L \times A''t} \\
 &= 1323 \text{ buah} \\
 \text{Standarisasi} &= 1330 \text{ buah} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 9 - 4P}) \\
 \text{IDs} &= 39 \text{ in} = 3.25 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned} \text{UD} &= \frac{N_t \times \text{Trial UD}}{N_t \text{ standarisasi}} \\ \text{corrected} &= 74.61 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F} \end{aligned}$$

Bagian Shell

IDs	=	39 in	
n'	=	1	(jumlah passes pada shell)
de	=	0.55 in	(diameter ekivalen)-(Appendiks Kern, Fig 28)
B	=	7.8 in	(baffle spacing)

Bagian Tube

di	=	0.652 in	(ID Tube)
do	=	0.75 in	(OD Tube)
L	=	12 ft	(Panjang Tube)
n	=	2	(jumlah passes pada tube)
Nt	=	1330	(jumlah tube)
Pt	=	0.9375 in	(jarak antar sumbu tube - pitch)
C'	=	0.19 in	(jarak antar diameter luar tube) - (C'=Pt - do)
A" _t	=	0.1963 ft ² /lin ft	(luas permukaan panjang)
A' _t	=	0.334 in ²	(luas permukaan aliran)

Evaluasi perpindahan panas			
Bagian Shell (MR) - Hot		Bagian Tube (LNG) - Cold	
1) Nilai As		1) Nilai At	
As = $\frac{IDs \times B \times C'}{n' \times Pt \times 144}$		At = $\frac{(Nt \times A't)}{144n}$	
= 0.42 ft ²		= 1.54 ft ²	
2) Nilai Gs		2) Nilai Gt	
Gs = $\frac{M}{As}$		Gt = $\frac{m}{At}$	
= 208,405.47 lb/hr.ft2		Gt = 59,012 lb/hr.ft2	
		= $Gt / (3600 \rho)$	
		V = 0.26 fps	
3) N _{ReShell}		3) N _{ReTube}	
N _{ReShell} = $\frac{de \times Gs}{\mu \times 2.42}$		N _{ReTube} = $\frac{di \times Gt}{\mu \times 2.42}$	
= 64,841		= 21,765	
4) J _H = 160		4) J _H = 80	
(Appendiks Kern, Figure 28)		(Appendiks Kern, Figure 24)	
5) ho = $J_H(k/de) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$		5) hi = $J_H(k/di) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$	
= 316.93 Btu/hr.ft ² .F		= 133.67 Btu/hr.ft ² .F	

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

	6)	$h_{io} = h_i \times (ID/OD)$ $= 116.21 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$
--	----	--

Tahanan Panas Pipa Bersih (Uc)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 85.03$$

Dirt Factor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= 0.0016 > 0.0015 \quad (\text{memenuhi})$$

Evaluasi ΔP			
Bagian Shell (MR) - Hot		Bagian Tube (LNG) - Cold	
1)	$f = 0.0017$ (Appendiks Kern, Figure 29)	1)	$f = 0.0002$ (Appendiks Kern, Figure 26)
2)	Nilai (N+1) $N+1 = (12 \times L \times n')/B$ $= 18.46153846$	2)	$\Delta P_1 = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} . \text{di.sg.ft}}$ $= 0.0008 \text{ psi}$
3)	Nilai ΔPs $\Delta P_s = \frac{f.G_s^2.IDs.(N+1)}{5.22 \times 10^{10} . \text{de.sg.fs}}$ $= 0.0139 \text{ psi}$ ΔPs < 2 psia (memenuhi)	3)	Nilai ΔPn $v^2 \times 62.5 / (2gc.144) = 0.001$ (Appendiks Kern, fig.27) $\Delta P_n = \frac{4.n.v^2 \times 62.5}{sg. 2gc. 144}$ $= 0.008 \text{ psi}$ $\Delta P_t = \Delta P_n + \Delta P_1$ $= 0.01 \text{ psi}$ ΔPt < 2 psia (memenuhi)

Tabel B.42 Spesifikasi Alat *MR Coolbox* (E-320)

Spesifikasi	Keterangan				
Kode	E-320				
Fungsi	Untuk menurunkan suhu LNG				
Tipe	Coolbox, 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger				
Suhu Masuk	Aliran (10)	=	-71.28	°C	
	Aliran (13)	=	-175	°C	
Suhu Keluar	Aliran (11)	=	-113.2	°C	
	Aliran (14)	=	-110	°C	
Ketentuan	Rd	=	0.002		
	ΔP Gas	=	2	psi	
	ΔP gas	=	2	psi	
Shell	ID	=	39	in	0.991 m
	Baffle	=	7.8		

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Sheet	Passes	=	1			
	ΔP	=	0.01	psi		
Tube	OD	=	0.75	in	0.019	m
	ID	=	0.652	in	0.017	m
	BWG	=	18			
	Pitch	=	0.94	in	0.024	m
	Panjang	=	12	ft	3.658	m
	Jumlah	=	1330			
	Passes	=	2			
	ΔP	=	0.01	psi		
Rd	Rd	=	0.00			
Luas Area	A	=	6233.17	ft ²	579.081	m ²
Jumlah		=	2	buah		

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

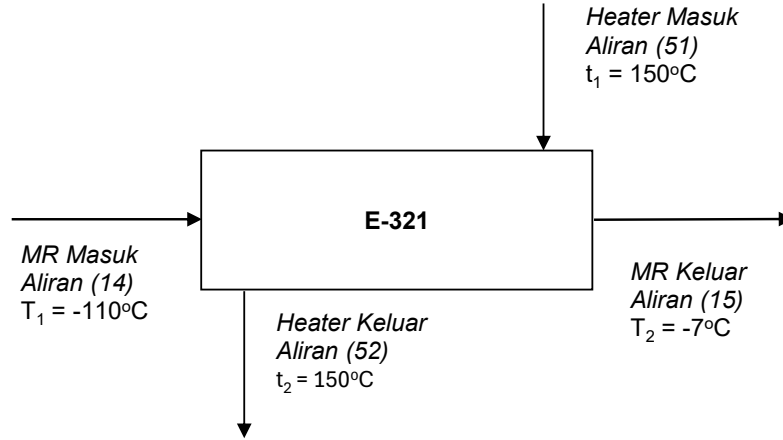
APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

19. MR Heater (E-321)

Fungsi : Untuk menukar suhu gas alam regenerasi

Tipe : 1,2 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 1 buah



Kondisi Operasi :

Tabel B.43 Data Operasi *MR Exchanger* (E-321)

Data	Keterangan		
Laju Alir Massa Steam	17203.63	kg/jam	(Appendiks B)
Suhu Masuk (t_1)	150 °C	423.15 K	302 F
Suhu Keluar (t_2)	150 °C	423.15 K	302 F
Laju Alir Massa MR	105954.21	kg/jam	(Appendiks A)
Suhu Masuk (T_1)	-110 °C	163.15 K	-166 F
Suhu Keluar (T_2)	-12.17 °C	260.98 K	10.094 F
H Steam	1505.23	btu/lb	3365.7 kJ/kg
Pertukaran Panas (Q)	47,232,569	kJ/jam	(Appendiks B)

Perhitungan Δt

<i>Hot Fluid</i>	Keterangan	<i>Cold Fluid</i>	Perubahan	
302	<i>Higher Temp</i>	-166	468	Δt_1
302	<i>Lower Temp</i>	10.094	291.906	Δt_2
0	Perubahan	-176.094	176.094	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$LMTD = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

$$LMTD = 373.05 \text{ F}$$

$$F_t = 1 \quad (\text{Isothermal})$$

$$\Delta t = \frac{F_t \times LMTD}{373.05 \text{ F}}$$

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

Perhitungan suhu Caloric (Tc dan tc)

$$\begin{aligned}
 T_c &= (T_2 + T_1)/2 \\
 &= 302.00 \quad F \\
 t_c &= (t_2 + t_1)/2 \quad 0.47 \\
 &= -77.95 \quad F
 \end{aligned}$$

Hot Fluid		Cold Fluid
k = 0.011 Btu/hr(ft)F		k = 0.011 Btu/hr(ft)F
Cp = 0.671 Btu/lbF		Cp = 0.410 Btu/lbF
μ = 0.009 cP		μ = 0.014 cP
sg = 1.00		sg = 0.462

Diameter dan Jumlah Pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Trial UD} &= 100 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 8}) \\
 A &= Q/(\text{UD} \times \Delta t) \\
 &= 1200.02 \quad \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Heat Exchanger (Shell and Tubes)

Panjang Tube, L	22	ft	(Appendiks Kern, Tabel 10) Pilih OD dan BWG
BWG	14		
OD Tube	0.75	in	
ID Tube	0.58	in	
Pitch	0.9375	in triangular	(Appendiks Kern, Tabel 9)
Rd	0.0015	ft ² F/Btu	(ditetapkan)
A't	0.268	in ² per tub	(Appendiks Kern, Tabel 10)
A''t	0.1963	ft ² /lin ft	(Appendiks Kern, Tabel 10)

$$\begin{aligned}
 \text{Number of Tube (N}_t\text{)} &= \frac{A}{L \times A''t} \\
 &= 278 \quad \text{buah} \\
 \text{Standarisas IDs} &= 342 \quad \text{buah} \quad (\text{Appendiks Kern, Tabel 9 - 4P}) \\
 &= 21.25 \quad \text{in} = 1.77 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{UD corrected} &= \frac{N_t \times \text{Trial UD}}{N_t \text{ standarisasi}} \\
 &= 81.25 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F}
 \end{aligned}$$

Bagian Shell

IDs	=	21.25 in	
n'	=	1	(jumlah passes pada shell)
de	=	0.73 in	(diameter ekivalen)-(Appendiks Kern, Fig 28)
B	=	4.25 in	(baffle spacing)

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Bagian Tul

di	=	0.584 in	(ID Tube)
do	=	0.75 in	(OD Tube)
L	=	22 ft	(Panjang Tube)
n	=	2	(jumlah passes pada tube)
Nt	=	342	(jumlah tube)
Pt	=	0.9375 in	(jarak antar sumbu tube - pitch)
C'	=	0.19 in	(jarak antar diameter luar tube) - (C'=Pt - do)
A''t	=	0.1963 ft ² /lin	(luas permukaan panjang)
A't	=	0.268 in ²	(luas permukaan aliran)

Evaluasi perpindahan panas			
Bagian Shell (HP Steam) - Hot		Bagian Tube (Gas Alam R.) - Cold	
1) Nilai As		1) Nilai At	
As	= $\frac{IDs \times B \times C'}{n' \times Pt \times 144}$	At	= $\frac{(Nt \times A't)}{144n}$
	= 0.13 ft ²		= 0.32 ft ²
2) Nilai Gs		2) Nilai Gt	
Gs	= M / As	Gt	= m/At
	= 302284.80 lb/hr.ft2	Gt	= 733,772 lb/hr.ft2
			= Gt / (3600 ρ)
		V	= 3.27 fps
3) N _{ReShell}		3) N _{ReTube}	
N _{ReShell}	= $\frac{de \times Gs}{\mu \times 2.42}$	N _{ReTube}	= $\frac{di \times Gt}{\mu \times 2.42}$
	= 808,565.56		= 1,061,787
4) J _H	= 900	4) J _H	= 1000
	(Appendiks Kern, Figure 28)		(Appendiks Kern, Figure 24)
5) ho	= J _H (k/de) x (c _p μ x 2.42/k)	5) hi	= J _H (k/di) x (c _p μ x 2.42/k) ^{1/3}
	= 184.64 Btu/hr.ft ² .F		= 247.81 Btu/hr.ft ² .F
		6) hio	= hi x (ID/OD)
			= 192.96 Btu/hr.ft ² .F

Tahanan Panas Pipa Bersih (Uc)

$$Uc = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$$

$$= 94.35$$

Dirt Factor (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$$= 0.0017 > 0.0015 \quad (\text{memenuhi})$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Evaluasi ΔP	
Bagian Shell (HP Steam) - Hot	Bagian Tube (Gas Alam R.) - Cold
1) $f = 0.0009$ (Appendiks Kern, Figure 29)	1) $f = 0.00008$ (Appendiks Kern, Figure 26)
2) Nilai (N+1) $N+1 = 12 \times L \times n' / I$ $= 62.117647$	2) $\Delta P1 = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \cdot di \cdot sg \cdot ft}$ $= 0.07$ psi
3) Nilai ΔPs $\Delta Ps = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot IDs \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \cdot de \cdot sg \cdot fs}$ $= 0.12$ psi $\Delta Ps < 10$ psi (memenuhi)	3) Nilai ΔPn $v^2 \times 62.5 / (2gc \cdot 144) = 0.06$ (Appendiks Kern, fig.27) $\Delta Pn = \frac{4 \cdot n \cdot v^2 \times 62.5}{sg \cdot 2gc \cdot 144}$ $= 0.48$ psia $\Delta Pt = \Delta Pn + \Delta P1$ $= 0.55$ $\Delta Pt < 2$ psi (memenuhi)

Tabel B.44 Spesifikasi Alat *MR Heater* (E-321)

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	E-321			
Fungsi	Untuk menukar suhu gas alam regenerasi			
Tipe	Heat Exchanger, 1,2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Suhu Masuk	Aliran (51)	=	150	°C
	Aliran (14)	=	-110	°C
Suhu Keluar	Aliran (52)	=	150	°C
	Aliran (15)	=	-12.17	°C
Ketentuan	Rd	=	0.0015	
	ΔP Liquid	=	10	psi
	ΔP gas	=	2	psi
Shell	ID	=	21.25	in 0.540 m
	Baffle	=	4.25	in 0.108 m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.12	psi
Tube	OD	=	0.75	in 0.019 m
	ID	=	0.584	in 0.015 m
	BWG	=	14	
	Pitch	=	0.94	in 0.024 m
	Panjang	=	22	ft 6.706 m
	Jumlah	=	342	
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0.55	psi
Rd	Rd	=	0.0017	

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Luas Area	A	=	1200.02	ft ²	111.486	m
Jumlah		=	1	buah		

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

20. MR Compressor (G-330)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan MR Refrigerant dari 4.7 bar menjadi 5 bar

Tipe : Centrifugal Compressor

Jumlah : 1

Kondisi Operasi :

Tabel B.45 Data Operasi *MR Compressor (G-330)*

Data	Keterangan		
Tekanan Masuk	470 kpa	4.7 bar	68.17 psia
Suhu Masuk	-7 °C	266.15 K	479.07 R
Tekanan Keluar	500 kpa	5 bar	72.52 psia
Suhu Keluar	8.42216328 °C	281.572163 K	506.83 R
Rate Massa	107953.12		kg/jam
Rate Mol	3288.57		kmol/jam
Massa Jenis	7.50		kg/m ³
Rate Volume	14400.79		m ³ /jam

Tipe Kompresor

Kompresor = Centrifugal Compressor (figure 12-1B, Ludwig Vol 3)

Ratio Specific Heat

Cp/Cv = 1.3 (HYSYS)

Overall Compression Ratio

$$R_c = \frac{P_2}{P_1}$$

$$= 1.06$$

Max Stage = 10 (Tabel 12-1, Ludwig Vol III)

Jumlah stage compressor = 1 (Rc < 5)

Kapasitas Power (BHP)

1) Kapasitas Volume

$$\frac{bhp}{MMSCFD} = \frac{bhp}{MMSCFD} \times \frac{\text{kapasitas}}{1000000}$$

$$\frac{bhp}{MMSCFD} = 10 \quad \begin{matrix} \text{(Figure. 12-21, Ludwig vol III)} \\ \text{(14.4 psia and suction temperature)} \end{matrix}$$

2) Volume/kapasitas inlet gas alam

$$\text{Volume Gas, per mol} = 22.4 \times (P/P_{op}) \times (T_{op}/T) \quad \text{(keadaan STP, 1 bar \& 273K)}$$

$$= 4.64 \text{ Liter} \quad \text{(keadaan suction)}$$

$$= \text{Rate mol} \times \text{Volume Gas per mol}$$

$$\text{Volume Gas} = 15271525.7 \text{ Liter} \quad \text{(pada 25°C dan 1 bar)}$$

$$= 12943433.5 \text{ CFD} \quad \text{(Cubic Feet Per Day)}$$

Karena nilai *bhp*/MMSCFD yang diperoleh berdasarkan kondisi 14,4 psia dan suction temperature 212F, maka :

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned}
 V_1 &= V_0 \frac{T_1}{T_0} \frac{P_0}{P_1} \\
 &= 13015426 \text{ CFD} \quad (\text{Cubic Feet Per Day}) \\
 bhp &= \frac{bhp}{\text{MMSCFD}} \times \frac{\text{volume gas}}{1000000} \\
 &= 130.15 \text{ hp} \\
 \text{Asumsi Efisiensi Compres} &= 70\% \\
 \text{Kerja} &= \frac{W}{\eta} \\
 &= 185.93 \text{ hp} = 138.65 \text{ kW} \\
 \text{Asumsi Efisiensi Motor} &= 75\% \\
 \text{Power} &= \frac{\text{Kerja}}{\eta} \\
 &= 247.91 \text{ hp} = 184.87 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Cylinder Selection

$$\begin{aligned}
 (P_d)(E_v) &= \frac{bhp (10^4)}{(bhp/MMCFD)(P)} \\
 &= 1570.63 \text{ cfm}
 \end{aligned}$$

Tabel B.46 Spesifikasi Alat *MR Compressor* (G-330)

Spesifikasi		Keterangan	
Kode		G-330	
Fungsi		Untuk menaikkan tekanan MR Refrigerant dari 4.7 bar menjadi 5 bar	
Tipe		Centrifugal Compressor	
Laju Alir Massa (kg/jam)		107953.12	
Jumlah		1	
Suction			
S	Temperature	-7	°C
	Pressure	4.7	bar
Discharge			
D	Temperature	8.422163281	°C
	Pressure	5	bar
Spesifikasi Compressor			
	Jumlah Stage	1	
	Casing	Cast Steel	
	Shaft	Carbon Steel (AISI-C1405)	
	Piston	Cast Steel	
	Diphargm	Uncooled, Cast Iron	
	Efisiensi	70%	
	Power	184.87	kW
	Cylinder Selection	1570.6	cfm

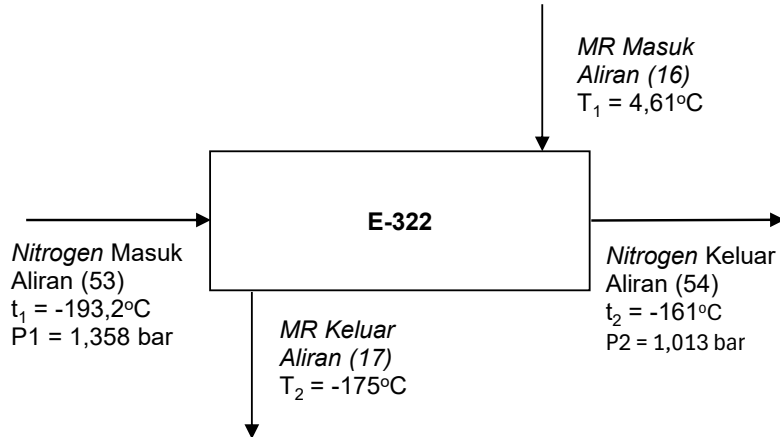
APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

21. MR Cooler (E-322)

Fungsi : Untuk menurunkan suhu MR

Tipe : 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 4 buah



Kondisi Operasi :

Tabel B.47 Data Operasi *MR Cooler (E-322)*

Data	Keterangan		
Laju Alir Massa MR	167,890.68	kg/jam	(Appendiks A)
Laju Alir Massa MR	41,972.67	kg/jam	(dibagi jumlah alat)
Suhu Masuk (T_1)	4.61 °C	277.76 K	40.298 F
Suhu Keluar (T_2)	-175 °C	98.15 K	-283 F
Laju Alir Massa Nitrogen	167,890.68	kg/jam	(Appendiks A)
Laju Alir Massa Nitrogen	41972.67	kg/jam	(dibagi jumlah alat)
Suhu Masuk (t_1)	-193.2 °C	79.95 K	-315.76 F
Suhu Keluar (t_2)	-161 °C	112.15 K	-257.8 F
Cp Air Pendingin	3.34	btu/lbF	13.98 kJ/kgC
Pertukaran Panas (Q)	75503382.99	kJ/jam	(Appendiks B)
Pertukaran Panas (Q)	18875845.75	kJ/jam	(dibagi jumlah alat)

Perhitungan Δt

Hot Fluid	Keterangan	Cold Fluid	Perubahan	
40.298	Higher Temp	-315.76	356.058	Δt_1
-283	Lower Temp	-257.8	25.2	Δt_2
323.298	Perubahan	-57.96	330.858	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$LMTD = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

$$LMTD = 124.93 \text{ F}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{5.58}{t_2 - t_1}$$

$$S = \frac{T_1 - t_1}{0.16}$$

$$F_t = 0.94$$

$$\Delta t = \frac{F_t \times \text{LMTD}}{117.37} \quad \text{F}$$

Perhitungan suhu Caloric (Tc dan tc)

viskositas dapat diabaikan karena gas

$$T_c = \frac{(T_2 + T_1)}{2} = \frac{-121.351}{2} \quad \text{F} = -60.6755 \quad \text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_2 + t_1)}{2} = \frac{0.149}{2} = 0.0745 \quad \text{F}$$

Cold Fluid

Hot Fluid

k	=	0.005	Btu/hr(ft)F	k	=	0.113	Btu/hr(ft)F
Cp	=	0.248	Btu/lbF	Cp	=	0.448	Btu/lbF
μ	=	0.032	cP	μ	=	0.086	cP
sg	=	0.805		sg	=	0.015	

Diameter dan Jumlah Pipa

$$\text{Trial UD} = 60 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F} \quad (\text{Perry, Tabel 11-25})$$

$$A_{\text{Overall}} = \frac{Q}{(U_d \times \Delta t)} = 10161.91 \quad \text{ft}^2 \quad (A > 120 \text{ ft}^2, \text{ maka digunakan STHE})$$

$$A_{\text{tiap alat}} = 2540.4765 \quad \text{ft}^2$$

Spesifikasi Heat Exchanger (Shell and Tubes)

Panjang Tube, L	30	ft	(Appendiks Kern, Tabel 10) Pilih OD dan BWG	
BWG	18			
OD Tube	1.50	in		
ID Tube	1.40	in		
Pitch	1.875	in triangular	(Appendiks Kern, Tabel 9)	
Rd	0.002	ft ² F/Btu	(ditetapkan)	
A't	1.54	in ²	per tu	(Appendiks Kern, Tabel 10)
A''t	0.3925	ft ² /lin ft	(Appendiks Kern, Tabel 10)	

$$\text{Number of Tube (N}_t\text{)} = \frac{A}{n \times L \times A''t} = \frac{216}{1 \times 30 \times 0.3925} = 230 \quad \text{buah}$$

Standarisasi = 230 buah (Appendiks Kern, Tabel 9 - 4P)

$$\text{IDs} = 35 \quad \text{in} = 2.92 \quad \text{ft}$$

$$\text{UD} = \frac{N_t \times \text{Trial UD}}{230} = \frac{216 \times 60}{230} = 56.52 \quad \text{Btu/hr(ft}^2\text{)F}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned} \text{corrected} &= N_t \text{ standarisasi} \\ &= 56.283 \text{ Btu/hr(ft}^2\text{)F} \end{aligned}$$

Bagian Shell

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= 35 \text{ in} \\ n' &= 2 \text{ (jumlah passes pada shell)} \\ de &= 1.08 \text{ in (diameter ekivalen)-(Appendiks Kern, Fig 28)} \\ B &= 21 \text{ in (baffle spacing)} \end{aligned}$$

Bagian Tul

$$\begin{aligned} di &= 1.4 \text{ in (ID Tube)} \\ do &= 1.50 \text{ in (OD Tube)} \\ L &= 30 \text{ ft (Panjang Tube)} \\ n &= 4 \text{ (jumlah passes pada tube)} \\ N_t &= 230 \text{ (jumlah tube)} \\ Pt &= 1.875 \text{ in (jarak antar sumbu tube - pitch)} \\ C' &= 0.38 \text{ in (jarak antar diameter luar tube) - (C'=Pt - do)} \\ A''t &= 0.3925 \text{ ft}^2/\text{lin (luas permukaan panjang)} \\ A't &= 1.54 \text{ in}^2 \text{ (luas permukaan aliran)} \end{aligned}$$

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian Shell (Air Pendingin) - Cold	Bagian Tube (MR) - Hot
1) Nilai As	1) Nilai At
$As = \frac{IDs \times B \times C'}{n' \times Pt \times 144}$ $= 0.51 \text{ ft}^2$	$At = \frac{(N_t \times A't)}{144n}$ $= 0.61 \text{ ft}^2$
2) Nilai Gs	2) Nilai Gt
$Gs = M / As$ $= 724958.81 \text{ lb/hr.ft}^2$	$Gt = m / At$ $= 601744.47 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = Gt / (3600 \rho)$ $= 2.68 \text{ fps}$
3) $N_{ReShell}$	3) N_{ReTube}
$N_{ReShell} = \frac{de \times Gs}{\mu \times 2.42}$ $= 852,509.13$	$N_{ReTube} = \frac{di \times Gt}{\mu \times 2.42}$ $= 339,060$
4) $J_H = 705$ (Appendiks Kern, Figure 28)	4) $J_H = 620$ (Appendiks Kern, Figure 24)
5) $ho = J_H(k/de) \times (c_p \mu \times 2.42/k)$ $= 63.89 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$	5) $hi = J_H(k/di) \times (c_p \mu \times 2.42/k)^{1/3}$ $= 561.34 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$
	6) $hio = hi \times (ID/OD)$ $= 523.92 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Tahanan Panas Pipa Bersih (Uc)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 56.94$$

Dirt Factor (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= 0.000206 > 0.002 \quad (\text{memenuhi})$$

Evaluasi ΔP	
Bagian Shell (Nitrogen)	Bagian Tube (MR)
1) $f = 0.0009$ (Appendiks Kern, Figure 29)	1) $f = 0.0001$ (Appendiks Kern, Figure 26)
2) Nilai (N+1) $N+1 = 12 \times L \times n' / I$ $= 34.285714$	2) $\Delta P_1 = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \cdot \text{di.sg.ft}}$ $= 1.98 \text{ psia}$
3) Nilai ΔPs $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \cdot \text{de.sg.fs}}$ $= 0.52 \text{ psia}$ $\Delta P_s < 10 \text{ psia (memenuhi)}$	3) Nilai ΔPn $v^2 \times 62.5 / (2gc \cdot 144) = 0.01$ (Appendiks Kern, fig.27) $\Delta P_n = \frac{4 \cdot n \cdot v^2 \times 62.5}{sg \cdot 2gc \cdot 144}$ $= 0.16 \text{ psia}$ $\Delta P_t = \Delta P_n + \Delta P_1$ $= 2.14$ $\Delta P_t < 2.8 \text{ psia (memenuhi)}$

Tabel B.48 Spesifikasi Alat *MR Cooler* (E-322)

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	E-322					
Fungsi	Untuk menurunkan suhu MR					
Tipe	Cooler, 2,4 Shell and Tube Heat Exchanger					
Suhu Masuk	Aliran (22)	=	4.61	°C		
	Nitrogen	=	-193.2	°C		
Suhu Keluar	Aliran (18)	=	-175	°C		
	Nitrogen	=	-161	°C		
Ketentuan	Rd	=	1.40			
	ΔP Liquid	=	10	psi		
	ΔP gas	=	10	psi		
Shell	ID	=	35	in	0.889	m
	Baffle	=	21	in	0.533	m
	Passes	=	2			
	ΔP	=	0.52	psi		

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

Tube	OD	=	1.50	in	0.038	m
	ID	=	1.40	in	0.036	m
	BWG	=	18			
	Pitch	=	1.875	in	0.048	m
	Panjang	=	30	ft	9.144	m
	Jumlah	=	230			
	Passes	=	4			
	ΔP	=	2.14	psi		
Rd	Rd	=	0.00			
Luas Area	A	=	10161.91	ft ²	944.072	m ²
Jumlah		=	4	buah		

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

22. LNG Storage Tank (F-340)

Kondisi Operasi

Suhu	=	-113.4	°C	Density	=	381.474	kg/m ³
Tekanan	=	15	bar	Volume Flow	=	107.5287	m ³ /h
Mass Flow	=	41019.39596	kg/h	Vs	=	0.029869	m ³ /s

Waktu tinggal	=	7 hari	=	168	jam
Volumue Liquid	=	$V_s \times t$			
	=	107.5287	x	168	
	=	18064.81624		m ³	
	=	637953.5662		ft ³	

Tangki akan dibangun sebanyak	=	2	buah
total volume liquid per tangki	=	637953.6	/ 2
	=	318976.7831	ft ³
Ruang kosong pada tangki	=	20%	VL
	=	127590.7132	ft ³
Total Volume Tangki	=	382772.1397	ft ³

1. Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki

Rasio tinggi silinder dengan diameter = 1.5
(L_s/D_i)

$$\begin{aligned} \text{Volume Total} &= \text{Volume Silinder} + (\text{Volume tutup atas Dishead Head}) \\ 382772.1397 \text{ ft}^3 &= \frac{\pi D_i^2 L_s}{4} + 0,0847 D_i^3 \end{aligned}$$

$$382772.1397 \text{ ft}^3 = \frac{\pi D_i^2 1,5 D_i}{4} + 0,0847 D_i^3$$

$$382772.1397 \text{ ft}^3 = 1.262797245 D_i^3$$

$$D_i = 67.17416 \text{ ft}$$

$$= 806.0899 \text{ in} = 20.47468 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi silinder (Ls)} &= 100.7612 \text{ ft} \\ &= 1209.135 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Volume Silinder} = \frac{\pi D_i^2 L_s}{4}$$

$$= 357098.34 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Tutup} = 86649.06517 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutandalam tank} &= \text{Volume larutan dalam bin} - \text{volume larutan dished head} \\ &= 382772.1 \text{ ft}^3 - 86649.07 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

APPENDIX B

SPEKIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned} &= 296123.0745 \text{ ft}^3 \\ \text{Tinggi larutan dalam tank} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{ID}^2} \\ &= \frac{296123.0745 \text{ ft}^3}{3544.005148 \text{ ft}^2} \\ &= 83.55605089 \text{ ft} \\ &= 1002.672611 \text{ in} \end{aligned}$$

2. Menghitung ketebalan shell

Material = SA-212 Grade B (*Carbon Steel*)

$$P_{\text{operasi}} = 217.557 \text{ psi}$$
$$P_{\text{desain}} = 1,1 P_{\text{operasi}} = 239.3127 \text{ psi (Sinnott, 2008)}$$

f = 20000 psi

C = 0.06 in

$$E = 0.8 \quad (\text{Double welded butt joint})$$

Tebal tube akan digunakan persamaan (2-21) pada buku (kusnarjo,2010)

$$t_s = \frac{p_i \cdot d_i}{2(fE - 0,6p_i)} + C$$

$$t_s = \frac{239.3127}{2 \times (20000 \times 0.8 - 0.6 \times 239.31)} + 0.1$$

$$t_s = 6.142950695 \text{ in} = 0.875 \text{ in}$$

Menghitung *Outside Diameter*

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \text{ ts}$$
$$\text{OD} = 806.1 + 2 \times 6.1$$
$$\text{OD} = 818.3757973 \text{ in}$$

5. Menghitung tebal dan tinggi tutup

Menurut (Coulson,2003) untuk >15 bar, digunakan *torispherical heads*. Akan tetapi, lebih umum digunakan *ellipsoidal heads* dengan alasan lebih ekonomis. Menurut (Silla,2003), jika >150 psig menggunakan *ellipsoidal heads*, jika <150 psig menggunakan *torispherical heads*.

Type = *torispherical heads*

Menghitung W

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad \begin{array}{lcl} \text{dimana} & r & = 806.1 \\ & icr & = 48 \end{array}$$

$$W = 1.8$$

(persamaan 2-29, kusnarjo,2010)

$$t_h = \frac{p_i \cdot r \cdot W}{2(fE - 0.1p_i)} + C$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$th = \frac{239.3127 \times 806.1 \times 1.770621}{2 \times (20000 \times 0.8 - 0.1 \times 239)} + 0.1$$

$$th = 10.68992976 \text{ in}$$

tinggi tutup (h) = 0,169 x OD (Kusnarjo 2010)

= 138.3055097 in

Tinggi total dari vessel : Tinggi tutup atas + tinggi silinder

Tinggi total = 138.3055097 + 1002.672611

= 1140.97812 in

= 95.08151004 ft

= 28.981 m

Tabel B.51 Spesifikasi Alat LNG *Storage Tank* (F-340)

Spesifikasi		Keterangan	
Nama Alat	=	<i>LNG Storage Tank</i>	
Kode	=	F-340	
Fungsi	=	Menyimpan produk LNG	
Bahan	=	SA-212 Grade B (Carbon Steel)	
Tipe	=	Storage tank	
Jumlah	=	4	
Temperatur operasi	=	-113.4	°C
Tekanan operasi	=	15	bar
Kapasitas	=	18065	m ³
Diameter dalam (ID)	=	20	m
Diameter luar (OD)	=	21	m
Tinggi Tangki	=	29	m
Tutup atas			
Tipe	=	<i>torispherical heads</i>	
Tinggi	=	4	m
Tebal	=	0.3	m

APPENDIX B SPESIFIKASI ALAT

23. LPG Storage Tank (F-243)

Kondisi Operasi

Suhu	=	61.25	°C	Density	=	32.80	kg/m ³
Tekanan	=	15	bar	Volume Flow	=	248.795	m ³ /h
Mass Flow	=	8160.9248	kg/h	Vs	=	0.06911	m ³ /s

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal} &= 7 \text{ hari} = 168 \text{ jam} \\
 \text{Volume LPG} &= V_s \times t \\
 &= 248.795 \times 168 \\
 &= 41797.55431 \text{ m}^3 \\
 &= 1476068.091 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tangki akan dibangun sebanyak} &= 3 \text{ buah} \\
 \text{total volume per tangki} &= 1476068 / 3 \\
 &= 492022.697 \text{ ft}^3 \\
 \text{Ruang kosong pada tangki} &= 20\% \text{ VL} \\
 &= 295213.6182 \text{ ft}^3 \\
 \text{Total Volume Tangki} &= 590427.2364 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Diameter dan Tinggi Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Rasio tinggi silinder dengan diameter} &= 1.5 \\
 (\text{Ls/Di})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Total} &= \text{Volume Silinder} + (\text{Volume tutup atas Dishhead Head}) \\
 590427.2364 \text{ ft}^3 &= \frac{\pi D_i^2 L_s}{4} + 0.0847 D_i^3
 \end{aligned}$$

$$590427.2364 \text{ ft}^3 = \frac{\pi D_i^2 1.5 D_i}{4} + 0.0847 D_i^3$$

$$590427.2364 \text{ ft}^3 = 1.262797245 D_i^3$$

$$\begin{aligned}
 D_i &= 77.61475 \text{ ft} \\
 &= 931.377 \text{ in} = 23.65698 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, tinggi silinder (Ls)} &= 116.4221 \text{ ft} \quad 35 \text{ m} \\
 &= 1397.065 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume Silinder} = \frac{\pi D_i^2 L_s}{4}$$

$$= 550825.32 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Tutup} = 133656.4571 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam tank} &= \text{Volume larutan dalam bin} - \text{volume larutan dishhead head} \\
 &= 590427.2 \text{ ft}^3 - 133656.5 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

APPENDIX B

SPEKIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned} &= 456770.7793 \text{ ft}^3 \\ \text{Tinggi larutan dalam tank} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{ID}^2} \\ &= \frac{456770.7793 \text{ ft}^3}{4731.277121 \text{ ft}^2} \\ &= 96.54280812 \text{ ft} \\ &= 1158.513697 \text{ in} \end{aligned}$$

Ketebalan shell

Material	=	SA-212 Grade B (<i>Carbon Steel</i>)		
P operasi	=	217.557	psi	
P desain	=	1,1 P operasi	=	239.3127 psi (Sinnott, 2008)
f	=	12650	psi	
C	=	0.125	in	
E	=	0.8	<i>(Double welded butt joint)</i>	

Tebal tube akan digunakan persamaan (2-21) pada buku (kusnarjo,2010)

$$t_s = \frac{p_i \cdot d_i}{2(fE - 0,6p_i)} + C$$

$$t_s = \frac{239.3127}{2 \times (12650 \times 0.8 - 0.6 \times 239.31)} + 0.1$$

$$t_s = 11.29586638 \text{ in} = 0.875 \text{ in}$$

Outside Diameter

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ ts} \\ \text{OD} &= 931.4 + 2 \times 11 \\ \text{OD} &= 953.9687104 \text{ in} \quad 24 \end{aligned}$$

Tebal dan tinggi tutup

Menurut (Coulson, 2005) untuk >15 bar, digunakan *torispherical heads*. Akan tetapi, lebih umum digunakan *ellipsoidal heads* dengan alasan lebih ekonomis. Menurut (Silla, 2003), jika >150 psig menggunakan *ellipsoidal heads*, jika <150 psig menggunakan *torispherical heads*.

Type = *torispherical heads*

Menghitung W

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

dimana

r	=	931.4
icr	=	56

W = 1.8

(persamaan 2-29, kusnarjo,2010)

$$t_h = \frac{p_{i.r.W}}{2(fE - 0.1p_i)} + C$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$th = \frac{239.3127 \times 931.4 \times 1.770621}{2 \times (12650 \times 0.8 - 0.1 \times 239)} + 0.1$$

$$th = 19.66994689 \text{ in} = 20$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi tutup (h)} &= 0,169 \times OD \quad (\text{Kusnarjo 2010}) \\ &= 161.2207121 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi total dari *vessel* = Tinggi tutup atas + tinggi silinder

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= 161.2207121 + 1158.513697 \\ &= 1319.734409 \text{ in} \\ &= 109.9778675 \text{ ft} \\ &= 33.521 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel B.52 Spesifikasi Alat *LPG Storage Tank* (F-242)

Spesifikasi		Keterangan	
Nama Alat	=	<i>LPG Storage Tank</i>	
Kode	=	F-242	
Fungsi	=	Menyimpan produk LPG	
Bahan	=	SA-212 Grade B (Carbon Steel)	
Tipe	=	Storage tank	
Jumlah	=	3	
Temperatur operasi	=	61.25	°C
Tekanan operasi	=	15	bar
Kapasitas	=	41798	m ³
Diameter dalam (ID)	=	24	m
Diameter luar (OD)	=	24	m
Tinggi Tangki	=	34	m
Tutup atas			
Tipe	=	<i>torispherical heads</i>	
Tinggi	=	4	m
Tebal	=	1	m

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

24. Condensate Storage Tank (F-243)

Fungsi : Untuk menyimpan produk *condensate*

Tipe : Tangki silinder tegak, tutup bawah datar dan tutup atas elliptical

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi :

Tabel B.53 Data Operasi *Condensate Storage Tank* (F-243)

Data	Keterangan		
Tekanan Operasi	2000 kpa	20 bar	290.0754 psia
Suhu Operasi	163.1 °C	436.25 K	785.25 R
Laju Alir	1905.36		kg/jam
Densitas	435.8718688		kg/m ³

Diameter Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Alir (Q)} &= \text{Mass Rate}/\rho \\
 &= 4.37 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 t &= 7 \text{ hari} = 168 \text{ jam} \\
 \text{Volume} &= Q \times t \\
 &= 734.39 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume} &= 734.39 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Safety Factor, Volume Total dianggap maksimal memenuhi 80% tangki

$$\begin{aligned}
 V_t &= 917.99 \text{ m}^3 \\
 V_t &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\
 H &= 2D \\
 D &= (2V_t/\pi)^{1/3} \\
 &= 8.36 \text{ m} = 27.43 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi Tangki Diameter} = 28 \text{ ft} = 8.53 \text{ m}$$

Tinggi Tangki

$$\begin{aligned}
 H &= 2D \\
 &= 17.07 \text{ m} = 56 \text{ ft} \\
 \text{Tinggi liquid} &= \frac{\text{Volume Liquid}}{0.25\pi D^2} \\
 &= 16.72 \text{ m} = 54.86 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tebal shell

Material : 2 Lapisan Lapisan dalam, Baja dengan campuran 9% Nikel
Lapisan luar, Carbon Steel dan ditutupin dengan PC Concrete

$$\begin{aligned}
 f &= 12650 \text{ psi} \\
 E &= 0.8 \quad (\text{double welded butt joint}) \\
 C &= 0.125
 \end{aligned}$$

APPENDIX B
SPESIFIKASI ALAT

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{\rho g h}{144} \\
 &= 10.36 \text{ psi} \\
 P &= 300.43 \text{ psia} \\
 P_{\text{des}} &= 390.57 \text{ psia} = 375.87 \text{ psig} \\
 ts &= \frac{P_{\text{des}} \times r}{(fE - 0.6 P_{\text{des}})} \\
 &= 0.53 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi ts} &= 0.63 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal Tutup Atas dan Bawah (elliptical dished head)

$$\begin{aligned}
 t_{\text{ha}} &= \frac{P_{\text{des}} D}{2(fE - 0.1 P_{\text{des}})} \\
 &= 0.52 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi } t_{\text{ha}} &= 0.625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tabel B.54 Spesifikasi Alat *Condensate Storage Tank* (F-243)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-243	
Fungsi	menyimpan produk condensate	
Tipe	Storage Tank, Silinder Tegak	
Kapasitas (kg/jam)	1905.36	
Bahan	Inside Layer	Steel + 9% Nickel
	Outside Layer	Carbon Steel SA 2
Jumlah	1	
Spesifikasi Tangki		
Diameter	8.5344	m
Tebal Shell (ts)	0.02	m
Tipe Tutup	Elliptical Dished Head	
Tebal Tutup Atas (t _{ha})	0.02	m
Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	0.02	m
Tinggi Liquid	16.72	m
Tinggi Total	17	m

APENDIKS C

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	0.3486	(Million Ton Per Annum)
	=	348,600.00	ton/tahun
Durasi Operasi	=	330	hari
Basis	=	1	tahun
Nilai Tukar USD ke Rupiah	=	Rp 16,751	(Sumber: Bank Indonesia)
Tahun Pengadaan Alat	=	2027	
Tahun Mulai Konstruksi	=	2028	
Durasi Konstruksi	=	2	tahun
Tahun Operasi Dimulai	=	2030	

C.1. Harga Tanah

Pabrik akan didirikan di daerah Kabupaten Gresik, Jalan Pelabuhan Maspion Jetty, Kec. Manyar, Jawa Timur.

Harga tanah/meter persegi	=	Rp 3,500,000	/m ²
Panjang Tanah	=	300	m
Lebar Tanah	=	330	m
Luas Tanah	=	99,000	m ² 10
Harga Beli Tanah	=	Rp 346,500,000,000	

C.2. Harga Peralatan

Diasumsikan penyiapan modal melalui investor dilakukan pada Maret 2026 - Maret 2027. Kontrak dengan vendor penyedia alat dilakukan pada tahun 2027 dan pembangunan pabrik dimulai pada tahun 2028. Pabrik akan beroperasi mulai tahun 2030.

Harga dari setiap peralatan dapat berubah tergantung dengan perubahan ekonomi yang ada, sehingga besarnya harga alat dapat dinyatakan dengan faktor CE index sebagai berikut.

$$\text{Harga Alat Sekarang} = \frac{\text{CEPCI Sekarang}}{\text{CEPCI Basis}} * \text{Harga Alat}$$

Tabel C.1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

Tahun	Annual Index
1999	390.60
2000	394.10
2001	394.30
2002	395.60
2003	402.00
2004	444.20
2005	468.20
2006	499.60
2007	525.40
2008	575.40

2009	521.90
2010	550.80
2011	585.70
2012	584.60
2013	567.30
2014	576.10
2015	556.80
2016	541.70
2017	567.50
2018	603.10
2019	607.50
2020	596.20
2021	708.80
2022	816.00
2023	797.90
2024	800.00

Sumber : <https://www.training.itservices.manchester.ac.uk/public/gced/CEPCI.html>

Untuk mencari CEPCI pada tahun 2027, maka dapat dilakukan forecasting dengan metode Least-Square (Timmerhaus, 2003).

$$y = \bar{a} + b(x - \bar{x})$$

Dengan

$$a = \text{nilai rata rata } y = \bar{y}$$

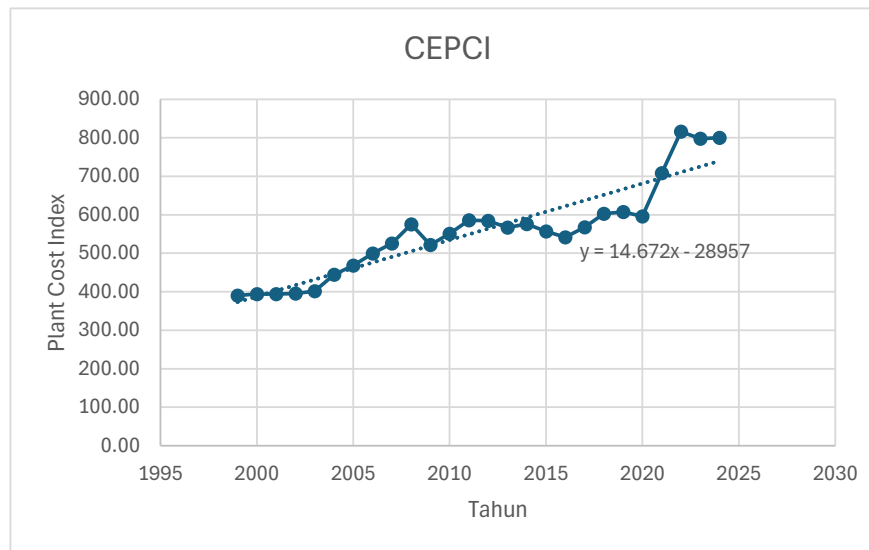
$$b = \frac{n \sum xy - (\sum x)(\sum y)}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

Label C.2 Perhitungan Forecasting CEPC

No	x	y	x ²	y ²	xy
1	1999	390.60	3,996,001.00	152,568.36	780,809.40
2	2000	394.10	4,000,000.00	155,314.81	788,200.00
3	2001	394.30	4,004,001.00	155,472.49	788,994.30
4	2002	395.60	4,008,004.00	156,499.36	791,991.20
5	2003	402.00	4,012,009.00	161,604.00	805,206.00
6	2004	444.20	4,016,016.00	197,313.64	890,176.80
7	2005	468.20	4,020,025.00	219,211.24	938,741.00
8	2006	499.60	4,024,036.00	249,600.16	1,002,197.60
9	2007	525.40	4,028,049.00	276,045.16	1,054,477.80
10	2008	575.40	4,032,064.00	331,085.16	1,155,403.20
11	2009	521.90	4,036,081.00	272,379.61	1,048,497.10
12	2010	550.80	4,040,100.00	303,380.64	1,107,108.00
13	2011	585.70	4,044,121.00	343,044.49	1,177,842.70
14	2012	584.60	4,048,144.00	341,757.16	1,176,215.20
15	2013	567.30	4,052,169.00	321,829.29	1,141,974.90
16	2014	576.10	4,056,196.00	331,891.21	1,160,265.40

17	2015	556.80	4,060,225.00	310,026.24	1,121,952.00
18	2016	541.70	4,064,256.00	293,438.89	1,092,067.20
19	2017	567.50	4,068,289.00	322,056.25	1,144,647.50
20	2018	603.10	4,072,324.00	363,729.61	1,217,055.80
21	2019	607.50	4,076,361.00	369,056.25	1,226,542.50
22	2020	596.20	4,080,400.00	355,454.44	1,204,324.00
23	2021	708.80	4,084,441.00	502,397.44	1,432,484.80
24	2022	816.00	4,088,484.00	665,856.00	1,649,952.00
25	2023	797.90	4,092,529.00	636,644.41	1,614,151.70
26	2024	800.00	4,096,576.00	640,000.00	1,619,200.00
Sum	44209	14,471.30	88,838,871.00	209,418,523.7	639,761,701.7
Avg	2011.5	524.23	4,046,188.50	324,140.63	1,037,031.35

Berdasarkan data diatas, dilakukan pembuatan plot dari grafik tahun terhadap CECPI



Berdasarkan grafik tersebut, didapatkan,

$$\begin{aligned}
 b &= \text{Slope grafik} = 14.67 \\
 a &= \text{Rata-Rata } y = 524.23
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan Least-Square, maka dapat ditentukan CECPI pada 2027

$$\begin{aligned}
 y &= \bar{a} + b(x - \bar{x}) \\
 y &= 524.23 + 14.67 (2027 - 2012) \\
 &= 524.23 + 227.42 \\
 &= 751.65
 \end{aligned}$$

Dari hasil tersebut, maka CECPI pada 2027 adalah 751.7

C.2.1. Perhitungan Harga Peralatan

Penentuan harga dari suatu peralatan pabrik menggunakan bantuan matche.com dengan data harga pada matche.com 2014. Perhitungan harga peralatan diasumsikan dipengaruhi faktor

lokasi.

Location factor type II = 1.25

Berikut adalah contoh perhitungan harga alat untuk Absorber Column

Absorber Column

Jumlah = 1

Harga Alat di tahun 2014 = \$ 380,125

$$\text{Harga Alat di tahun 2025} = \frac{\text{CEPCI 2025}}{\text{CEPCI 2014}} \times \text{Harga alat pada 2014}$$

$$= \$ 722,247.86$$

Tabel C.3 Tabel Harga Alat

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan (USD)		Total Harga (USD)
				Tahun Acuan	2027	
1	D-120	Dehydration Column	3	765,500.00	998,765.27	2,996,295.82
2	E-130	Regenerator Gas Exchanger	1	5,700.00	7,436.92	7,436.92
3	E-131	Regenerator Gas Heater	1	4,500.00	5,871.25	5,871.25
4	F-140	Knock Out Water Regenerator	1	12,200.00	15,917.62	15,917.62
5	G-150	Dehydration Compressor	1	1,300.00	1,696.14	1,696.14
6	G-210	Dehydration Compressor	1	33,000.00	43,055.85	43,055.85
7	E-220	Deethanizer Inlet	2	110,800.00	144,563.28	289,126.56
8	D-230	Deethanizer Column	1	341,400.00	445,432.35	445,432.35
9	E-221	Deethanizer Condenser	1	36,000.00	46,970.02	46,970.02
10	F-240	Deethanizer Reflux Drum	1	20,800.00	27,138.23	27,138.23
11	L-250	Deethanizer Pump	1	8,500.00	11,090.14	11,090.14
12	E-222	Deethanizer Reboiler	1	14,800.00	19,309.90	19,309.90
13	D-231	Debutanizer Column	1	91,300.00	119,121.19	119,121.19
14	E-224	Debutanizer Condenser	1	3,100.00	4,044.64	4,044.64
15	F-241	Debutanizer Reflux Drum	1	15,900.00	20,745.09	20,745.09
16	L-251	Debutanizer Pump	1	7,300.00	9,524.48	9,524.48
17	E-225	Debutanizer Reboiler	1	39,100.00	51,014.66	51,014.66
18	E-320	Mixed Refrigerant Coolbox	2	1,290,000.00	1,683,092.36	3,366,184.72
19	E-321	Mixed Refrigerant Heater	1	75,300.00	98,245.62	98,245.62

20	G-330	Mixed Refrigerant Compressor	1	78,400.00	102,290.26	102,290.26
21	E-322	Mixed Refrigerant Cooler	4	97,600.00	127,340.94	509,363.77
22	F-340	LNG Storage Tank	2	937,700.00	1,223,438.53	2,446,877.07
23	F-242	LPG Storage Tank	3	547,200.00	713,944.29	2,141,832.88
24	F-243	Condensate Storage Tank	1	74,200.00	96,810.43	96,810.43
Total Keseluruhan						\$ 12,875,396
Total Keseluruhan (Dalam Rupiah)				Rp	215,680,129,703.96	

C.2.2. Perhitungan harga Alat Utilitas

Alat utilitas yang digunakan selama proses produksi mencakup beberapa hal berikut.

1. Air untuk sanitasi, Cooling Water, dan Process Water
2. Steam
3. Listrik untuk sumber energi penerangan dan penggerak

Berdasarkan buku Coulson dan Richardson (Vol. 4, Ed. 4, 2005) Tabel 6.1 halaman 252, peralatan utilitas diperkirakan sebesar 45% dari harga peralatan proses. Sehingga, dapat dihitung total harga peralatan utilitas sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Harga Peralatan Utilitas} &= 45\% \times \text{Harga Peralatan Proses} \\
 &= 45\% \times \$ 12,875,395.62 \\
 &= \$ 5,793,928.03
 \end{aligned}$$

C.2.3. Perhitungan Total Harga Peralatan

Dari perhitungan total harga peralatan proses dan utilitas, maka dapat dihitung Total Harganya.

$$\begin{aligned}
 \text{Total harga peralatan \& utilitas} &= \text{Harga Peralatan Proses} + \text{Harga Alat Utilitas} \\
 &= \$ 12,875,396 + \$ 5,793,928 \\
 &= \$ 18,669,324
 \end{aligned}$$

C.3. Harga Bahan Baku

Tabel C.4 Tabel Harga Bahan Baku

Bahan Baku	Kebutuhan		Harga		Total Harga (USD)
Bahan Baku Awal					
Gas Alam	14105520	mmbtu/th	\$ 5.00	/mmb	\$ 70,527,600
Molecular Sieve	4918	kg	\$ 1.50	/kg	\$ 7,377
Mixed Refrigeran	201560	kg	\$ 1.60	/kg	\$ 322,496
Nitrogen	48619	kg	\$ 1.00		\$ 48,619
Total dalam USD					\$ 70,906,092

Bahan Baku per Tahun					
Gas Alam	14105520	mmbtu/th	\$ 5.00	/mmb	\$ 70,527,600
Molecular Sieve 4	4918	kg/4 th	\$ 1.50	/kg	\$ 7,377
Mixed Refrigeran	201560	kg/th	\$ 1.60	/kg	\$ 322,496
Nitrogen	48619	kg/th	\$ 1.00		\$ 48,619
Total dalam USD					\$ 70,906,092

C.4. Harga Penjualan Produk

Tabel C.5 Tabel Harga Penjualan Produk

Produk	Produksi/tahun		Harga (\$)		Total Harga
LNG	16,156,800	mmbtu	\$ 13.00	/mmbtu	\$ 210,038,400
LPG	64,635	ton	\$ 500.00	/ton	\$ 32,317,262
Condensate	212,421	barrel	\$ 68.00	/barrel	\$ 14,444,628
Total dalam USD					\$ 256,800,290
Total dalam Rupiah					Rp 4,301,748,973,373

C.5. Gaji Karyawan

C.5.1. Penentuan Jumlah Karyawan Proses

Kapasitas Produksi	=	348,600	ton/tahun
Jumlah hari efektif/tahun	=	330	
Rata-rata produksi/hari	=	1056.36	ton/hari

Berdasarkan buku Kusnarjo (Gambar 10, halaman 139), perhitungan total pekerja sebagai berikut

$$\begin{aligned}
 \text{Total Pekerja (M)} &= 15.20 \times P^{0.25} \quad \text{dengan P = produksi} \\
 &= 15.20 \times 5.70 \\
 &= 86.66 \text{ pekerja.jam/hari.tahapan proses}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Pekerja (M)} &= 86.66 \text{ orang.jam/hari.tahapan proses} \times 3 \text{ tahapan proses} \\
 &= 259.97 \text{ orang.jam/hari} = 260 \text{ orang.jam/hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu operasi pabrik} &= 24 \text{ jam} \\
 \text{Waktu kerja} &= 8 \text{ jam} \\
 \text{Kelompok kerja dibutuhkan} &= 3 \text{ Shift} \\
 \text{Jumlah karyawan proses} &= \frac{260 \text{ orang.jam}}{\text{hari}} \times \frac{1}{3 \text{ shift/hari}} \times \frac{1}{8 \text{ jam}} \\
 &= 10.83 \text{ orang} = 11 \text{ orang/regu} \\
 \text{Total karyawan proses} &= 11 \text{ orang/regu} \times 3 \text{ regu} \\
 &= 33 \text{ orang}
 \end{aligned}$$

Pabrik LNG dari Gas Alam 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. Operator operasi yang diperlukan diantaranya 1 opeartor lapangan dan 1 operator ruangan pada masing-masing tiap tahapan proses

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 C.6 Jadwal *Shift* dengan Sistem 2-2-2

Hari	1	2	3	4	5	6	7
<i>Shift</i>							
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

Distribusi waktu *shift* diatur sebagai berikut.

Shift I 07.00 - 15.00

Shift II 15.00 - 23.00

Shift III 23.00 – 07.00

Untuk pekerja non-*shift* pembagian jam kerja dapat dilakukan sebagai berikut.

Senin - Kamis : 08.00 - 16.00 WIB

Istirahat : 12.00 - 13.00 WIB

Jumat : 08.00 - 16.30

Istirahat : 11.30 - 13.00

C.5.2. Perhitungan Gaji Karyawan

Berikut perhitungan gaji karyawan per tahunnya.

$$\begin{aligned}
 \text{Jabatan} &= \text{Direktur Utama} \\
 \text{Gaji/bulan} &= \text{Rp } 67,943,729.00 \\
 \text{Jumlah} &= 1 \text{ orang} \\
 \text{Gaji/tahun} &= \text{Gaji/bulan} \times \frac{12 \text{ bulan}}{1 \text{ tahun}} \times 1 \\
 &= \text{Rp } 67,943,729.00 \times \frac{12 \text{ bulan}}{1 \text{ tahun}} \times 1 \\
 &= \text{Rp } 815,324,748.00
 \end{aligned}$$

Tabel C.7 Tabel Daftar Gaji Pekerja

No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah	Gaji/Tahun
1	Direktur Utama	Rp 67,943,729.00	1	Rp 815,324,748.00

2	Komisaris Utama	Rp 62,369,596.00	1	Rp 748,435,152.00
3	Vice President	Rp 57,425,463.00	6	Rp 4,134,633,336.00
4	Direktur Keuangan dan Umum	Rp 62,369,596.00	1	Rp 748,435,152.00
5	Direktur Operasi dan Produksi	Rp 62,369,596.00	1	Rp 748,435,152.00
6	Manager	Rp 47,677,197.00	6	Rp 3,432,758,184.00
7	Supervisor	Rp 32,024,798.00	10	Rp 3,842,975,760.00
8	Staff Administrasi	Rp 9,452,126.20	10	Rp 1,134,255,144.00
9	Karyawan Daya Manusia	Rp 9,452,126.20	10	Rp 1,134,255,144.00
10	Staff Perencanaan & Pengendalian Usaha	Rp 9,452,126.20	10	Rp 1,134,255,144.00
11	Staff Pabrik	Rp 9,452,126.20	33	Rp 3,743,041,975.20
12	Staff Teknologi	Rp 9,452,126.20	10	Rp 1,134,255,144.00
13	Staff Perencanaan & Pengendalian Pemeliharaan	Rp 9,452,126.20	10	Rp 1,134,255,144.00
Karyawan				
14	Sopir	Rp 5,144,133.00	4	Rp 246,918,384.00
15	Keamanan & Kebersihan	Rp 5,144,133.00	8	Rp 493,836,768.00
16	Dokter	Rp 16,702,399.00	2	Rp 400,857,576.00
17	Perawat	Rp 9,452,126.20	2	Rp 226,851,028.80
Total			125	Rp 25,253,778,936

Total gaji karyawan per bulan = Rp 60,666,940,425.00

Total gaji karyawan per tahun akan dibuat gaji karyawan per bulan selama 15 bulan untuk biaya lain seperti tunjangan hari raya, uang bonus, dan lain-lain.

Total gaji karyawan per tahun = Rp 910,004,106,375.00
= \$ 54,324,257

C.6. Analisis Ekonomi

Dalam analisis ekonomi kita perlu untuk meninjau beberapa aspek terkait, antara lain:

1. Nilai bersih sekarang (*Net Present Value / NPV*)
2. Laju pengembalian modal (*Internal Rate Return / IRR*)
3. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time / POT*)
4. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

Sebelum meninjau hal tersebut, diperlukan adanya peninjauan parameter berikut ini.

1. Penaksiran Modal (*Total Capital Investment*), yang meliputi :
 - a. FCI (*Fixed Capital Investment*), Modal Tetap
 - b. WCI (*Working Capital Investment*), Modal Kerja.
2. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*), yang meliputi :
 - a. *Manufacturing Cost*, Biaya Pembuatan
 - b. *General Expenses*, Biaya Pengeluaran Umum.
 - c. *Plant Overhead Cost*, Biaya *Plant Overhead*
3. Biaya Total

Dalam analisis ekonomi ini, Biaya Total perlu ditinjau untuk mengetahui besarnya BEP. Oleh karena itu, perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa hal berikut

- FC (*Fixed Cost*), Biaya Tetap
- SVC (*Semi Variabel Cost*), Biaya Semi Variabel
- VC (*Variable Cost*), Biaya Variabel

C.6.1 Perhitungan TCI (*Total Capital Investment*)

A. Perhitungan FCI (*Fixed Capital Investment*)

Perhitungan berdasarkan (Kusnarjo, 2010) untuk fluid processing plant

Tabel C.8 Perhitungan Biaya Langsung (*Direct Cost*)

A. *Direct Cost*

No.	Jenis Pengeluaran	Persentase (%)		Jumlah	
1	Pengadaan alat	100%	E	\$	18,669,323.65
2	Instalasi alat	25%	E	\$	4,667,330.91
3	Instrumentasi dan kontrol	20%	E	\$	3,733,864.73
4	Perpipaan	50%	E	\$	9,334,661.83
5	Perlistrikan	20%	E	\$	3,733,864.73
6	Bangunan & service	10%	E	\$	1,866,932.37
7	Fasilitas servis	40%	E	\$	7,467,729.46
8	Tanah	3%	E	\$	560,079.71
Total Direct Cost				\$	50,033,787.39

B. *Indirect Cost*

Tabel C.9 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost*)

No.	Jenis Pengeluaran	Persentase (%)		Jumlah	
9	<i>Engineering and Supervision</i>	5%	DC	\$	2,501,689.37
10	<i>Legal Expenses</i>	1%	FCI	1%	FCI
11	Ongkos kontraktor	3%	FCI	3%	FCI
12	Biaya tak terduga	5%	FCI	5%	FCI
Indirect Cost		14%	I	\$	2,501,689.46

+ 9% FCI

C. *Fixed Capital Investment*

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost} \\
 &= \$ 50,033,787.39 + \$ 2,501,689 + 9\% \text{ FCI} \\
 &= \$ 52,535,476.85 + 9\% \text{ FCI}
 \end{aligned}$$

Maka, didapatkan perhitungan untuk FCI

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} - 9\% \text{ FCI} &= \$ 52,535,476.85 \\
 91\% \text{ FCI} &= \$ 52,535,476.85 \\
 \text{FCI} &= \$ 52,535,476.85 \\
 &\quad \underline{\hspace{10em}} \\
 &\quad 91\% \\
 &= \$ \mathbf{57,731,293.24}
 \end{aligned}$$

Sehingga, komponen yang belum diketahui pada indirect cost dapat ditentukan

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
----	----------	------------	-------------

1	<i>Engineering and Supervision</i>	5%	DC	\$	2,501,689
2	<i>Legal Expenses</i>	1%	FCI	\$	577,313
3	<i>Construction expense and Contractor Fee</i>	10%	FCI	\$	5,773,129
4	<i>Contingency</i>	5%	FCI	\$	2,886,565
Total				\$	11,738,696

Nilai FCI/CAPEX akan dijumlah dengan bahan proses pada awal proses berjalan karena bahan ini perlu ada dalam konstruksi awal pabrik

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga, FCI} &= \$ 57,731,293.24 + \text{Bahan awal proses} \\
 &= \$ 57,731,293.24 + \$ 70,906,092.00 \\
 &= \$ \mathbf{128,637,385.24}
 \end{aligned}$$

D. *Work Capital Investment*

Nilai WCI adalah 12% dari TCI, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + 12\% \text{ TCI} \\
 88\% \text{ TCI} &= \text{FCI} \\
 88\% \text{ TCI} &= \$ 128,637,385.24 \\
 \text{TCI} &= \$ 146,178,846.86 \\
 \text{WCI} &= 15\% \text{ TCI} \\
 \text{WCI} &= \$ 21,926,827.03
 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned}
 \text{Modal Tetap (FCI)} &= \$ \mathbf{128,637,385} \\
 \text{Modal Kerja (WCI)} &= \$ \mathbf{21,926,827} + \\
 \hline
 \text{Total Investasi (TCI)} &= \$ \mathbf{146,178,847}
 \end{aligned}$$

C.6 Perhitungan Total Product Cost (TPC/OPEX)

Penentuan biaya Product Cost secara keseluruhan dapat diestimasi dengan mengikuti buku Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th ed. Pada tabel 6-17 (2003)

Biaya Pada Product Cost Meliputi:

1. Manufacturing Cost
 - A. Direct Production Cost
 - B. Fixed Charges
 - C. Plant Overhead Cost

2. General Expenses

1. Manufacturing Cost (MC)

A. Direct Production Cost (DC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	<i>Raw Material</i>	-	\$ 70,906,092.00

2		<i>Operating Labor and Supervisory</i>	-		\$	54,324,257.43
3		<i>Waste Treatment and Pre-Treatment</i>	5%	TPC	5%	TPC
4		<i>Utilities</i>	10%	TPC	10%	TPC
5		<i>Maintenance and Repairs</i>	2%	FCI	\$	2,572,747.70
6		<i>Operating Supplies</i>	0.5%	FCI	\$	643,186.93
7		<i>Laboratory Charges</i>	10%	OL	\$	5,432,425.74
8		<i>Patent and Royalties</i>	0.5%	TPC	1%	TPC
Total					\$	133,878,709.95
					+	16% TPC

B. Fixed Charges (FC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	Depresiasi	-	\$ 9,745,256.46
2	<i>Local Taxes</i>	1% FCI	\$ 1,461,788.47
3	<i>Insurance</i>	1% FCI	\$ 1,286,373.85
Total			\$ 12,493,418.78

C. Plant Overhead Cost (POC)

Nilai plant overhead cost dihitung dengan persentase : 5% TPC

2. General Expenses (GE)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	<i>Administrative Cost</i>	2% TPC	2% TPC
2	<i>Distribution and Marketing Cost</i>	2% TPC	2% TPC
3	<i>Research and Development Cost</i>	2% TPC	2% TPC
Total			6% TPC

3. Total Product Cost (TPC/OPEX)

Nilai Total Product dapat dihitung dengan persamaan

Total Product Cost (TPC) = Manufacturing Cost (MC) + General Expenses (GE)

Maka,

Total Product Cost (TPC) = Manufacturing Cost (MC) + General Expenses (GE)

Total Product Cost (TPC)

$$\begin{aligned}
&= \text{Direct Production Cost} + \text{Fixed Charges} + \text{POC} + \text{General Expenses (GE)} \\
&= \$ 133,878,709.95 + 21\% \text{ TPC} + \$ 12,493,418.7785 + 6\% \text{ TPC} \\
&= \$ 146,372,128.73 + 27\% \text{ TPC}
\end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
74\% \text{ TPC} &= \$ 146,372,128.73 \\
\text{TPC} &= \$ 199,145,753.38
\end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Total Product Cost (TPC)} = \$ 199,145,753.38$$

Nilai yang belum diketahui dihitung ulang dengan nilai TPC yang telah diketahui

Direct Production Cost (DC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	<i>Raw Material</i>	-	\$ 70,906,092.00
2	<i>Operating Labor and Supervisory</i>	-	\$ 54,324,257.43
3	<i>Waste Treatment & Pre-Treatment</i>	5% TPC	\$ 9,957,287.67
4	<i>Utilities</i>	10% TPC	\$ 19,914,575.34
5	<i>Maintenance and Repairs</i>	2% FCI	\$ 2,572,747.70
6	<i>Operating Supplies</i>	0.5% FCI	\$ 643,186.93
7	<i>Laboratory Charges</i>	10% OL	\$ 5,432,425.74
8	<i>Patent and Royalties</i>	2% TPC	\$ 3,982,915.07
Total			\$ 167,733,487.87

General Expenses (GE)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	<i>Administrative Cost</i>	2% TP	\$ 3,982,915.07
2	<i>Distribution and Marketing Cost</i>	2% TP	\$ 3,982,915.07
3	<i>Research and Development Cost</i>	2% TP	\$ 3,982,915.07
Total			\$ 11,948,745.2

Plant Overhead Cost (POC)

Nilai parameter ini adalah

$$= \$ 9,957,287.67$$

Sehingga rangkuman perhitungan Total Product Cost adalah sebagai berikut

Tabel C.9 Total Product Cost

No	Komponen	Nilai Harga
1	<i>Direct Production Cost (DC)</i>	\$ 167,733,487.87
2	<i>Fixed Charges (FC)</i>	\$ 12,493,418.78

3	<i>Plant Overhead Cost (POC)</i>	\$ 9,957,287.67
4	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	\$ 190,184,194.32
5	<i>General Expenses (GE)</i>	\$ 11,948,745.20
6	<i>Total Product Cost (TPC/OPEX)</i>	\$ 199,145,753.38

C.6 Analisis Ekonomi

Analisa ekonomi yang dilakukan dengan beberapa asumsi, antara lain:

1. Modal
 - a. Modal Pribadi = 40% Total Capital Investment (TCI)
 - b. Modal Pinjaman = 60% Total Capital Investment (TCI)
2. Bunga Bank = 7%
3. Laju Inflasi = 2.60%
4. Masa Konstruksi = 2 tahun
5. Pengembalian Pinjaman = 10 Tahun
6. Pabrik diperkirakan berjalan 15 tahun dengan depresiasi
 - a. Waktu = 15 Tahun
 - b. Nilai = \$ 9,745,256.46
7. Kapasitas Produksi 100%
9. Pajak pendapatan menurut pasal 17 ayat 22 UU PPh No.17 tahun 2021:

Lapisan Penghasilan Terkena Pajak	Tarif Pajak
<= Rp50.000.000	5%
Rp 50.000.001 s.d. Rp250.000.000	15%
Rp250.000.001 s.d. Rp500.000.000	25%
> Rp500.000.000	30%

1. Perhitungan Jumlah Biaya Pinjaman

Nilai Total pinjaman didapat dari jumlah persentase TCI yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{Total Capital Investment (TCI)} &= \$ 146,178,846.86 \\
 \text{a. Modal Pribadi} &= 40\% \text{ Total Capital Investment (TCI)} \\
 &= \$ 58,471,538.75 \\
 \text{b. Modal Pinjaman} &= 60\% \text{ Total Capital Investment (TCI)} \\
 &= \$ 87,707,308.12
 \end{aligned}$$

1. Perhitungan Pemasukan Bersih (Net Income)

Contoh Perhitungan dilakukan pada tahun pertama produksi dimulai

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{OPEX} - \text{Depresiasi} \\
 &= \$ 199,145,753.38 - \\
 &= \$ 199,145,753.38
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Nilai Keuntungan Operasi} &= \text{Harga Produk} - \text{Biaya Produksi tanpa Depresiasi} \\
&= \$ 256,800,290.21 - \$ 199,145,753.38 \\
&= \$ 57,654,536.83
\end{aligned}$$

Total Biaya Bunga Pinjaman

$$\begin{aligned}
&= \text{Biaya Bunga Tahun Pertama} + \text{Biaya Bunga Selama Konstruksi 2 tahun} + \text{Pembayaran Pinjaman per tahun selama 10 tahun} \\
&= 7\% * \text{Total Pinjaman} + 7\% * 2 * \text{Total Pinjaman} + \text{Pinjaman} \\
&= \$ 6,139,511.57 + \$ 12,279,023.14 + \$ 8,770,730.81 \\
&= \$ 27,189,265.52
\end{aligned}$$

Pendapatan tanpa pajak Pendapatan

$$\begin{aligned}
&= \text{Keuntungan Operasi} - \text{Total Biaya Pembayaran Pinjaman} - \text{Depresiasi} \\
&= \$ 57,654,536.83 - \$ 27,189,265.52 - \$ 9,745,256.46 \\
&= \$ 20,720,014.86 \\
&= \text{Rp } 347,088,013,674
\end{aligned}$$

Karena nilai pendapatan lebih dari Rp 500.000.000, maka dikenakan pajak pendapatan 30%

$$\begin{aligned}
\text{Pajak Pendapatan} &= 30\% * \text{Pendapatan sebelum pajak} \\
&= \$ 6,216,004.46
\end{aligned}$$

Sehingga, pendapatan bersih yang diperoleh

$$\begin{aligned}
&= \$ 20,720,014.86 - \$ 6,216,004.46 \\
&= \$ 14,504,010.40
\end{aligned}$$

2. Perhitungan Cashflow selama Proyek berlangsung

Setelah melakukan perhitungan pendapatan bersih pada tahun pertama

Maka, contoh perhitungan total cashflow pada tahun pertama produksi adalah

$$\begin{aligned}
&= \$ 14,504,010.40 + \text{Depresiasi} \\
&= \$ 24,249,266.86
\end{aligned}$$

Dan akumulatif Cashflow pada tahun pertama adalah

$$\begin{aligned}
&= \text{Cashflow tahun sebelumnya} + \text{Pemasukan Cashflow tahun ini} \\
&= \$ -146,178,846.86 + \$ 24,249,266.86 \\
&= \$ -121,929,580.01
\end{aligned}$$

Sehingga jika selama berjalannya proyek, Cashflow dapat ditulis dalam tabel berikut

Tabel C.10 Cashflow Pabrik

Tahun ke	Net Cash Flow	Cummulative Cash Flow (USD)
1	\$ 31,070,946.38	\$ (115,107,900.49)
2	\$ 40,096,028.38	\$ (75,011,872.10)
3	\$ 40,520,630.29	\$ (34,491,241.81)
4	\$ 40,955,560.00	\$ 6,464,318.19
5	\$ 41,385,325.81	\$ 47,849,644.01
6	\$ 41,809,927.72	\$ 89,659,571.73

7	\$	42,244,857.43	\$	131,904,429.16
8	\$	42,674,623.24	\$	174,579,052.40
9	\$	43,099,225.15	\$	217,678,277.55
10	\$	43,534,154.86	\$	261,212,432.41
11	\$	50,103,432.24	\$	311,315,864.65
12	\$	50,098,268.34	\$	361,414,132.99
13	\$	50,103,432.24	\$	411,517,565.23
14	\$	50,103,432.24	\$	461,620,997.47
15	\$	50,098,268.34	\$	511,719,265.81

3. Perhitungan Pay Out Time (POT)

Maka, pabrik akan balik modal ketika investasi $\leq$ nilai accumulative cash flow

Dengan total investasi modal adalah = \$ 146,178,846.86

Maka, proyek akan balik modal ketika pabrik telah berjalan selama 4 tahun operasi

4. Perhitungan Internal Rate of Return (IRR)

Internal Rate of Return adalah nilai rate of investment (r) ketika nilai Net Present Value (NPV) bernilai 0 atau keadaan pemasukan dapat menutup jumlah pengeluaran modal investasi

$$NPV = \sum_{i=1}^n \frac{Ci}{(1+r)^i} - Co$$

Dengan

Ci = Arus kas tahun ke - i

Co = Arus kas tahun ke 0

i = Tahun ke

r = Rate of Investment atau Discounted rate

n = Waktu investasi

Untuk tiap tahunnya, nilai Present Value (PV) dapat dihitung dari Future Value(FV) yang kemudian ditarik nilainya ke PV dengan Rate of Investment (r) per tahunnya

$$PV = \frac{Ci}{(1+r)^i} \quad \text{Discounted Factor} = \frac{1}{(1+r)^i}$$

Dengan

Ci = Arus kas tahun ke - I atau Future Value

i = Tahun ke

r = Rate of Investment atau Discounted rate

Sehingga penentuan nilai r dilakukan trial dan error sehingga nilai NPV bernilai 0

Rate of Investment atau Discounted rate (r) = 26.29% (Trial)

Contoh Perhitungan Present Value pada Cashflow tahun pertama adalah

Tahun ke - = 1

Net cash flow (FV) = \$ 31,070,946.38

$$\begin{aligned}
 \text{Trial IRR} &= 26.29\% \\
 \text{Discounted Factor} &= \frac{1}{(1 + i)^n} \\
 &= \frac{1}{(1 + 26\%)^1} \\
 &= 0.79181 \\
 \text{Present Value (PV)} &= \text{Actual cash flow (FV)} \times \text{Discounted factor} \\
 &= \$ 31,070,946.38 \times 0.7918054 \\
 &= \$ 24,602,143.07
 \end{aligned}$$

Maka dilakukan perhitungan Net Present Value pada tabel berikut

Tabel C.11 Perhitungan IRR

Tahun ke	Net Cash Flow	r	26.3%	Present Value
		DF		
1	\$ 31,070,946.38	0.791805398		\$ 24,602,143.07
2	\$ 40,096,028.38	0.626955789		\$ 25,138,437.11
3	\$ 40,520,630.29	0.496426978		\$ 20,115,534.05
4	\$ 40,955,560.00	0.393073561		\$ 16,098,547.82
5	\$ 41,385,325.81	0.311237768		\$ 12,880,676.42
6	\$ 41,809,927.72	0.246439745		\$ 10,303,627.91
7	\$ 42,244,857.43	0.19513232		\$ 8,243,337.05
8	\$ 42,674,623.24	0.154506825		\$ 6,593,520.52
9	\$ 43,099,225.15	0.122339338		\$ 5,272,730.66
10	\$ 43,534,154.86	0.096868948		\$ 4,217,107.79
11	\$ 50,103,432.24	0.076701356		\$ 3,843,001.19
12	\$ 50,098,268.34	0.060732548		\$ 3,042,595.47
13	\$ 50,103,432.24	0.048088359		\$ 2,409,391.84
14	\$ 50,103,432.24	0.038076622		\$ 1,907,769.47
15	\$ 50,098,268.34	0.030149275		\$ 1,510,426.48
Total				\$ 146,178,846.9

Maka, Net Present Value (NPV) dari tabel tersebut adalah

$$\begin{aligned}
 &= \text{Total Present Value} - \text{Investasi Awal} \\
 &= \$ 146,178,846.86 - \$ 146,178,846.86 \\
 &= \text{Rp} -
 \end{aligned}$$

Setelah melakukan trial error nilai NPV menjadi 0, maka dapat ditemukan nilai IRR sebesar

$$\text{Internal Rate of Return (IRR)} = 26.29\%$$

4. Net Present Value (NPV)

Perhitungan NPV proyek dapat dilakukan setelah mengetahui Return Rate maximal untuk proyek dapat balik modal. Perhitungan NPV dibawah dilakukan saat nilai Return Rate sesuai dengan

Weighted average cost of capital (WACC)

$$NPV = \sum_{i=1}^n \frac{Ci}{(1+r)^i} - Co$$

Dengan

Ci = Arus kas tahun ke - i

Co = Arus kas tahun ke 0

i = Tahun ke

r = Rate of Investment atau Discounted rate

n = Waktu investasi

Sebelum menghitung NPV, dihitung dahulu WACC

% Bunga bank = 7.0%

Asumsi Bunga modal Pribadi = 12.0%

Modal sendiri = 40%

Modal pinjaman = 60%

$$\begin{aligned} WACC &= \frac{\% \text{ Modal Sendiri}}{100\%} \times \text{Bunga Pribadi} + \frac{\% \text{ Modal pinjaman}}{100\%} \times \text{Bunga bank} \\ &= \frac{40\%}{100\%} \times 12.0\% + \frac{60\%}{100\%} \times 7.0\% \\ &= 9.0\% \end{aligned}$$

Menngikuti contoh perhitungan pada bagian IRR, nilai Present Value per tahun dapat dihitung sebagai berikut

Tabel C.12 Perhitungan NPV

Tahun ke	Net Cash Flow	r	9.0%
		DF	Present Value
1	\$ 31,070,946.38	0.91743119	\$ 28,505,455.39
2	\$ 40,096,028.38	0.84167999	\$ 33,748,024.90
3	\$ 40,520,630.29	0.77218348	\$ 31,289,361.31
4	\$ 40,955,560.00	0.70842521	\$ 29,013,951.24
5	\$ 41,385,325.81	0.64993139	\$ 26,897,622.18
6	\$ 41,809,927.72	0.59626733	\$ 24,929,893.84
7	\$ 42,244,857.43	0.54703424	\$ 23,109,383.68
8	\$ 42,674,623.24	0.50186628	\$ 21,416,954.40
9	\$ 43,099,225.15	0.46042778	\$ 19,844,080.54
10	\$ 43,534,154.86	0.42241081	\$ 18,389,297.48
11	\$ 50,103,432.24	0.38753285	\$ 19,416,725.91
12	\$ 50,098,268.34	0.35553473	\$ 17,811,674.06
13	\$ 50,103,432.24	0.32617865	\$ 16,342,669.73
14	\$ 50,103,432.24	0.29924647	\$ 14,993,274.98
15	\$ 50,098,268.34	0.27453804	\$ 13,753,880.46
Total			\$ 339,462,250.12

Maka, Net Present Value (NPV) dari tabel tersebut adalah

$$\begin{aligned}
 &= \text{Total Present Value} - \text{Investasi Awal} \\
 &= \$ 339,462,250.12 - \$ 146,178,846.86 \\
 &= \$ 193,283,403.25
 \end{aligned}$$

Karena NPV bernilai positif maka proyek dapat menghasilkan value terhadap perusahaan

5. Perhitungan Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah jumlah sales persentase produksi sehingga tidak ada nilai profit atau kerugian, atau dengan kata lain total pengeluaran senilai dengan total penjualan.

Berdasarkan buku Desain Pabrik Kimia, Kusnarjo(2010) tertulis bahwa biaya produksi total mencakup Biaya Variabel (VC), Biaya Semi Variabel (SVC) dan Biaya Tetap (FC). Berikut merupakan tabel untuk biaya produksi total dan total penjualan.

Tabel C.5.7.1 Biaya Produksi Total

No	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Variabel (VC)	
	Biaya bahan baku	\$ 70,906,092.00
	Biaya utilitas	\$ 19,914,575.34
	Biaya Waste Treatment & Pre Treatment	\$ 9,957,287.67
	Royalty	\$ 3,982,915.07
	Total VC	\$ 104,760,870.07
2	Biaya Semi Variabel (SVC)	
	Gaji karyawan	\$ 54,324,257.43
	Plant Overhead	\$ 9,957,287.67
	Pemeliharaan dan perbaikan	\$ 2,572,747.70
	Laboratorium	\$ 5,432,425.74
	Operating Supplies	\$ 643,186.93
	General Expenses	\$ 11,948,745.20
	Total SVC	\$ 84,878,650.67
3	Biaya Tetap (FC)	\$ 12,493,418.78
4	Total penjualan (S)	\$ 256,800,290.21

Maka, didapatkan bahwa

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya tetap saat kapasitas 100\%} &= \$ 12,493,418.78 \\
 \text{Biaya tetap saat kapasitas 0\%} &= \text{Biaya tetap saat kapasitas 100\%} \\
 &= \$ 12,493,418.78 \\
 \text{Total pengeluaran saat kapasitas 100\%} &= \text{FC} + \text{VC} + \text{SVC} \\
 &= \$ 202,132,939.52 \\
 \text{Total pengeluaran saat kapasitas 0\%} &= \text{FC} + \text{SVC} \\
 &= \$ 97,372,069.45 \\
 \text{Total penjualan saat kapasitas 100\%} &= \$ 256,800,290.21
 \end{aligned}$$

Total penjualan saat kapasitas 0% = \$ -

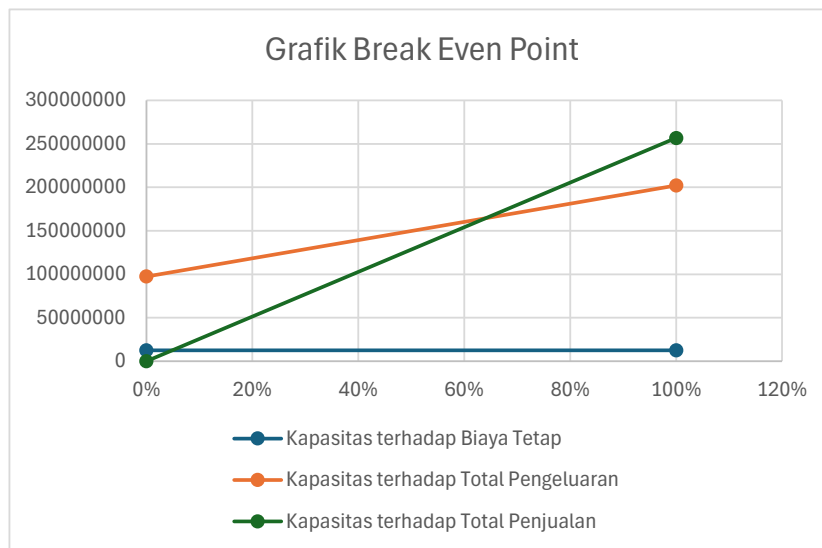
Berdasarkan Kusnarjo(2010), dinyatakan bahwa

$$BEP = \frac{(FC + SVC)}{S - VC} \times 100\%$$

Maka

$$BEP = 64.04\%$$

Kapasitas	Biaya Tetap	Total Pengeluaran	Total Penjualan
0%	\$ 12,493,418.78	\$ 97,372,069.45	\$ -
100%	\$ 12,493,418.78	\$ 202,132,939.52	\$ 256,800,290.21



6. Perhitungan Sensitivitas terhadap IRR

Sensitivitas digunakan untuk melihat dampak nilai IRR apabila terjadi perubahan harga terhadap suatu parameter. Sensitivitas akan dihitung terhadap perubahan harga bahan baku, harga produk, dan CAPEX. Perubahan dihitung pada persentase -10%, -5%, 0%, 5%, dan 10%.

Berikut merupakan tabel sensitivitas terhadap OPEX

Variation	OPEX	Project IRR
-----------	------	-------------

90%	\$	169,120,412	36.35%
95%	\$	178,515,991	31.93%
100%	\$	187,911,569	26.29%
105%	\$	197,307,147	22.94%
110%	\$	206,702,726	18.30%

Berikut merupakan tabel sensitivitas terhadap Total Capital Investment

Variation	TCI	Project IRR
90%	\$ 131,560,962	29.68%
95%	\$ 138,869,905	27.74%
100%	\$ 146,178,847	26.29%
105%	\$ 153,487,789	24.37%
110%	\$ 160,796,732	22.90%

Berikut merupakan tabel sensitivitas terhadap harga produk

Variation	Harga Produk	Project IRR
90%	\$ 231,120,261	13.15%
95%	\$ 243,960,276	19.72%
100%	\$ 256,800,290	26.29%
105%	\$ 269,640,305	32.08%
110%	\$ 282,480,319	38.12%

