



© Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



Badak LNG

PNJ – PT BADAK NGL

**STUDI KELAYAKAN IMPLEMENTASI *INTEGRATED CO₂*
LIQUEFACTION PLANT DI PT BADAK NGL DALAM
MENDUKUNG *NET ZERO EMISSION***

SKRIPSI

Laporan ini disusun sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan
Sarjana Terapan Program Studi Teknik Rekayasa Konversi energi, Jurusan Teknik

Mesin

Oleh:

Gede Arya Dharma Duta | NIM. 2102322011

**PROGRAM STUDI SARJANA TERAPAN
TEKNOLOGI REKAYASA KONVERSI ENERGI
JURUSAN TEKNIK MESIN
POLITEKNIK NEGERI JAKARTA – PT BADAK NGL
BONTANG**

2025



© Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



Badak LNG

PNJ – PT BADAK NGL

**STUDI KELAYAKAN IMPLEMENTASI *INTEGRATED CO₂*
LIQUEFACTION PLANT DI PT BADAK NGL DALAM
MENDUKUNG *NET ZERO EMISSION***

**DRAFT
SKRIPSI**

Laporan ini disusun sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan
Sarjana Terapan Program Studi Teknik Rekayasa Konversi energi, Jurusan Teknik

Mesin

Oleh:

Gede Arya Dharma Duta | NIM. 2102322011

**PROGRAM STUDI SARJANA TERAPAN
TEKNOLOGI REKAYASA KONVERSI ENERGI
JURUSAN TEKNIK MESIN
POLITEKNIK NEGERI JAKARTA – PT BADAK NGL
BONTANG
2025**



© Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta





Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

**HALAMAN PERSETUJUAN
LAPORAN SKRIPSI**

**STUDI KELAYAKAN IMPLEMENTASI *INTEGRATED CO₂*
LIQUEFACTION PLANT DI PT BADAK NGL DALAM
MENDUKUNG *NET ZERO EMISSION***

Oleh:

Gede Arya Dharma Duta

NIM. 2102322011

Progeram Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Konversi Energi

Laporan Skripsi telah disetujui oleh pembimbing

Pembimbing 1

Isnanda Nuriskasari, S.Si., M.T.
NIP. 199306062019032030

Pembimbing 2

Bambang Irawan, S.T.
No Pekerja 132492

Kepala Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Konversi Energi
Politeknik Negeri Jakarta

Yuli Mafendro D.E.S., S.Pd., M.T.
NIP. 199403092019031013



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

HALAMAN PENGESAHAN
SKRIPSI

STUDI KELAYAKAN IMPLEMENTASI *INTEGRATED CO₂*
***LIQUEFACTION PLANT* DI PT BADAK NGL DALAM**
MENDUKUNG NET ZERO EMISSION

Oleh:

Gede Arya Dharma Duta

NIM. 2102322011

Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Konversi Energi

Telah berhasil dipertahankan dalam sidang sarjana terapan di hadapan Dewan
Penguji pada tanggal 15 Juli 2025 dan diterima sebagai persyaratan untuk
memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Program Studi Sarjana Terapan
Teknologi Rekayasa Konversi Energi Jurusan Teknik Mesin

DEWAN PENGUJI

No	Nama	Posisi Penguji	Tanda Tangan	Tanggal
1	Budi Yuwono, S.T. NIP. 196306191990031002	Ketua Penguji		15 Juli 2025
2	Muhammad Prasha Risfi Silitonga, M.T. NIP. 199403192022031006	Penguji 1		15 Juli 2025
3	Ir. Rendra Prasetyo, S.T. No. Pekerja 132108	Penguji 2		15 Juli 2025



Bontang, 15 Juli 2025

Disahkan Oleh:

Ketua Jurusan Teknik Mesin

Dr. Eng. Muslimin, S.T., M.T., IWE

NIP. 197707142008121005



LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Gede Arya Dharma Duta
NIM : 2102322011
Program Studi : Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Konversi Energi

Menyatakan bahwa menyatakan bahwa yang dituliskan di dalam Laporan Tugas Akhir (atau Skripsi) ini adalah hasil karya saya sendiri bukan jiplakan (plagiasi) karya orang lain baik sebagian atau seluruhnya. Pendapat, gagasan, atau temuan orang lain yang terdapat di dalam Laporan Tugas akhir (atau skripsi) telah saya kutip dan saya rujuk sesuai dengan etika ilmiah.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenar-bearnya.

Bontang, 15 Juli 2025



POLITEKNIK
NEGERI
JAKARTA

Gede Arya Dharma Duta
NIM. 2102322011

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

STUDI KELAYAKAN IMPLEMENTASI *INTEGRATED CO₂ LIQUEFACTION PLANT* DI PT BADAK NGL DALAM MENDUKUNG *NET ZERO EMISSION*

Gede Arya Dharma Duta⁽¹⁾, Isnanda Nuriskasari⁽²⁾, Bambang Irawan⁽³⁾

¹⁾ Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Konversi Energi, Jurusan Teknik Mesin, Politeknik Negeri Jakarta, Kampus UI Depok, 16424

²⁾ PT Badak Natural Gas *Liquefaction*, Bontang, Kalimantan Timur, 75434

Email : gede.arya.dharma.duta.tm21@mhsw.pnj.ac.id

ABSTRAK

Peningkatan kebutuhan LPG domestik dan tingginya angka impor mendorong PT Badak NGL mengembangkan *LPG Production Booster System (LPBS)*, yang meningkatkan produksi LPG namun menyebabkan penurunan suhu *inlet* kompresor MCR (4K-2) dan peningkatan konsumsi energi. Penelitian ini mengkaji kelayakan pemanfaatan energi dingin dari LPBS sebagai media pencairan CO₂ melalui integrasi sistem CO₂ *liquefaction* berbasis heat integration. Rancangan *plant* menggunakan teknologi *Bright Renewable* untuk menghasilkan CO₂ cair sebesar 250 ton/hari dengan kemurnian 99,9%. Sistem terdiri dari unit *Capture*, purifikasi (adsorpsi dan membran), kompresi pra-likuifikasi, dan pencairan kriogenik. Hasil integrasi menunjukkan penurunan beban kompresor sebesar 1,28 MW dan penghematan *steam* 45.180,9 ton/tahun. Pengurangan emisi mencapai 80.641,32 ton CO₂-eq/tahun, mencakup hingga 50% emisi train H. Dari sisi ekonomi, proyek ini layak diimplementasikan dengan *Net Present value (NPV)* sebesar \$78,04 juta, *Internal Rate of Return (IRR)* 23,4%, *Payback Period (PP)* 3 tahun 11 bulan, *Shut Down Point (SDP)* 9,2%, *Break Event Point* 23,6% . Integrasi ini memberikan solusi efisien dalam mendukung dekarbonisasi operasional kilang serta mengoptimalkan pemanfaatan energi sisa di fasilitas LNG.

Keywords: Likuiifikasi CO₂, Emisi Karbon, MCR, Integrasi Panas, Evaluasi Ekonomi



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

FEASIBILITY STUDY ON THE IMPLEMENTATION OF AN INTEGRATED CO₂ LIQUEFACTION PLANT AT PT BADAK NGL TO SUPPORT *NET ZERO EMISSIONS*

Gede Arya Dharma Duta⁽¹⁾, Isnanda Nuriskasari⁽²⁾, Bambang Irawan⁽³⁾

¹⁾ Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Konversi Energi, Jurusan Teknik Mesin, Politeknik Negeri Jakarta, Kampus UI Depok, 16424

²⁾ PT Badak Natural Gas *Liquefaction*, Bontang, Kalimantan Timur, 75434

Email : gede.arya.dharma.duta.tm21@mhs.w.pnj.ac.id

ABSTRACT

The increasing domestic demand for LPG and high import rates have prompted PT Badak NGL to develop the LPG Production Booster System (LPBS), which successfully enhances LPG output but leads to a decrease in the inlet temperature of the MCR compressor (4K-2) and increased energy consumption. This study evaluates the feasibility of utilizing cold energy from the LPBS as a cooling medium for CO₂ liquefaction through a heat-integrated system. The plant is designed using Bright Renewable technology to produce 250 tons/day of liquid CO₂ with a purity level of 99.9%. The system comprises a Capture unit, purification (adsorption and membrane), pre-liquefaction compression, and cryogenic liquefaction. The integration results in a compressor load reduction of 1.28 MW and steam savings of 45,180.9 tons/year. CO₂ emissions are reduced by 80,641.32 tons CO₂-eq/year, covering up to 50% of emissions from train H. Economically, the project is feasible with a Net Present value (NPV) of \$78.04 million, Internal Rate of Return (IRR) of 23.4%, a Payback Period of 3 years and 11 months, a Shut Down Point (SDP) of 9.2%, and a Break Even Point of 23.6%. This integration offers an efficient solution to support refinery decarbonization efforts while optimizing residual energy utilization in LNG facilities.

Keywords: CO₂ Liquefaction, Carbon Emissions, MCR, Heat Integratio, Economic Evaluation



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Ida Sang Hyang Widhi Wasa atas limpahan rahmat dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul “Studi Kelayakan Implementasi Integrated CO₂ Liquefaction Plant di PT Badak NGL dalam Mendukung *Net Zero Emmision*” Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan studi Sarjana Terapan pada Program Studi Teknologi Rekayasa Konversi Energi, Jurusan Teknik Mesin, Politeknik Negeri Jakarta. Penyusunan skripsi ini tidak terlepas dari dukungan berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis ingin menyampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Anas Malik Abdillah selaku Direktur LNG Academy.
2. Bapak Dr. Eng. Muslimin, S.T., M.T., IWE., selaku Ketua Jurusan Teknik Mesin, Politeknik Negeri Jakarta.
3. Bapak Ardi Fardian selaku Wakil Direktur LNG Academy Bidang Akademik.
4. Bapak Yuli Mafendro D.E.S, S.Pd., M.T., selaku Kepala Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Konversi Energi.
5. Bapak Zaki Arif selaku Kepala Jurusan Pengolahan Gas.
6. Ibu Isnanda Nuriskasari, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing yang telah memberikan arahan dan bimbingan dalam penyelesaian skripsi ini.
7. Bapak Bambang Irawan, S.T., selaku dosen pembimbing industri yang telah memberikan panduan serta wawasan berharga dalam penyelesaian skripsi ini.
8. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan dukungan, baik secara material maupun moral.
9. Rekan-rekan LNG Academy Angkatan 11 yang telah memberikan dukungan serta bantuan dalam pelaksanaan dan penyusunan laporan penelitian.
10. Teman-teman dan adik-adik dalam grup Abang Sayang Adek yang telah menjadi sumber semangat dan keceriaan, serta memberikan dukungan moral yang berarti selama proses penulisan skripsi ini.



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

11. Serta semua pihak yang telah membantu namun tidak dapat disebutkan satu per satu.

Semoga segala kebaikan dan bantuan yang telah diberikan kepada penulis dicatat sebagai amal yang mulia dan mendapatkan balasan berlipat ganda dari Allah SWT. Penulis berharap skripsi ini dapat memberikan manfaat serta menambah wawasan bagi semua pihak. Kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan untuk penyempurnaan skripsi ini.

Bontang, 15 Juli 2025





DAFTAR ISI

HALAMAN PERSETUJUAN	Error! Bookmark not defined.
LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS	vi
ABSTRAK.....	vii
DAFTAR ISI	xi
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
DAFTAR TABEL.....	xv
DAFTAR ISTILAH DAN NOTASI.....	xvii
BAB I PENDAHULUAN	20
1.1 Latar Belakang	20
1.2 Rumusan Masalah	23
1.3 Pertanyaan Penelitian.....	24
1.4 Tujuan Penelitian	24
1.5 Manfaat Penelitian.....	24
1.6 Sistematika Penulisan	25
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	27
2.1 Landasan Teori	27
2.1.1 Gas Rumah Kaca.....	27
2.1.2 Karbon Dioksida (CO ₂)	28
2.1.3 Gas alam.....	29
2.1.4 Proses Pemisahan CO ₂ dari Gas Alam di PT Badak NGL.....	30
2.1.5 Upaya Reduksi CO ₂	31
2.1.6 CO ₂ Liquefaction Plant	32
2.1.7 Multi Component Refrigerant	36
2.1.8 LPG Production Booster System (LPBBS) System	37
2.1.9 Kompresor 1st stage MCR.....	38
2.1.10 Shell and Tube Heat exchanger	39
2.1.11 Desain Shell and Tube Heat exchanger	40
2.1.12 Kompresor.....	54
2.1.13 Desain Kompresor	55
2.1.14 Aspen Hysys	60
2.1.15 Metode Pengukuran Akurasi.....	60

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

2.1.16	Capital Cost Estimation	61
2.1.17	Analisa Kelayakan Ekonomi	66
2.2	Kajian Literatur	72
2.3	Kerangka Pemikiran	75
2.4	Hipotesis	76
BAB III METODE PENELITIAN		78
3.1	Jenis Penelitian	78
3.2	Objek Penelitian	78
3.3	Metode Pengambilan Sampel	78
3.4	Jenis dan Sumber Data Penelitian.....	78
3.5	Metode Pengumpulan Data Penelitian.....	79
3.6	Metode Analisis Data	95
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN.....		96
4.1	Penentuan Basis Desain Proses.....	96
4.1.1	Penentuan Kapasitas CO ₂ Terlikuifikasi.....	96
4.1.2	Proses Dasar Likuifikasi CO ₂	101
4.1.3	Neraca Massa Overall	120
4.1.4	Neraca Energi Overall	121
4.2	Analisis Pengaruh Pengurangan Energi Pada Kompresor 4K-2	122
4.2.1	Basis Data.....	122
4.2.2	Pemetaan Kondisi Operasi Kompresor 4K-2 pada Train H	124
4.2.3	Analisis Penggunaan Energi Kompresor H4K-2	127
4.3	Analisis Estimasi Pengurangan Emisi CO ₂	129
4.3.1	Proyeksi Emisi CO ₂ Train H PT Badak NGL	129
4.3.2	Estimasi Emisi CO ₂ dari Sumber Listrik Eksternal (E _{bel}).....	131
4.3.3	Estimasi Produksi dan Reduksi Emisi CO ₂ (E _{steam})	132
4.3.4	Kontribusi Reduksi Emisi dari Proses Pencairan CO ₂	133
4.3.5	Evaluasi Net Emmision Reduction	134
4.4	Analisis Keekonomian	136
4.4.1	Potensi Pasar CO ₂ Liquid.....	138
4.4.2	Capital Expenditure.....	138
4.4.3	Operational Expenditure.....	142
4.4.4	Estimasi Benefit	146
4.4.5	Net Present value	149
4.4.6	Internal Rate of Return	149



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

4.4.7	<i>Payback Period</i>	149
4.4.8	Shut Down Ratio.....	150
4.4.9	Break Event Point	150
4.4.10	Sensitivity Analysis.....	151
BAB V PENUTUP.....		156
5.1	Kesimpulan	156
5.2	Saran	157
DAFTAR PUSTAKA		158
LAMPIRAN		162





DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Supply Demand Kebutuhan LPG di Indonesia Tahun 2018 – 2023.....	20
Gambar 1. 2 Process <i>Flow</i> Diagram Sistem LPBS	21
Gambar 1. 3 Forecast CO ₂ Pada PT Badak NGL 10 Tahun Kedepan	22
Gambar 2. 1 Presentase Komposisi CO ₂ pada Gas Rumah Kaca	27
Gambar 2. 2 Target capaian pemanfaatan gas alam sebagai bahan bakar	29
Gambar 2. 3 Presentase Sumber Karbondioksida Dunia	32
Gambar 2. 4 Grafik P-T CO ₂	34
Gambar 2. 5 Lokasi Additional Cooler pada Sistem LPBS	38
Gambar 2. 6 Kompresor 4K-2.....	39
Gambar 2. 7 Sheel and Tube <i>Heat exchanger</i>	40
Gambar 2. 8 Faktor Koreksi LMTD	45
Gambar 2. 9 Correlation De for Shell side (Kern, 1950b).....	49
Gambar 2. 10 Bentuk dan Jenis Kompresor.....	55
Gambar 2. 11 Grafik Teknis Pemilihan Kompresor	55
Gambar 2. 12 Cost Estimate Classification Matrix for the Process Industries	61
Gambar 2. 13 Nilai dari Cost Index	62
Gambar 2. 14 Material Factor untuk equipemt pada Tabel 2.11	65
Gambar 2. 15 Typical factor untuk estimasi fixed capital cost	68
Gambar 2. 16 Diagram Kerangka Pemikiran Penelitian	76
Gambar 3. 1 Metode Pengumpulan Data Penelitian	80
Gambar 3. 2 <i>Flowchart</i> Penentuan Tujuan 1	88
Gambar 3. 3 <i>Flowchart</i> Evaluasi Pengurangan Energi Kompresor H4K-2.....	89
Gambar 3. 4 <i>Flowchart</i> Pengerjaan Evaluasi Emisi CO ₂	91
Gambar 3. 5 <i>Flowchart</i> Pengerjaan Evaluasi Ekonomi	95
Gambar 4. 1 Hasil Pembacaan P-H Diagram CO ₂	98
Gambar 4. 2 Simulasi Unit CO ₂ <i>Liquefaction</i>	100
Gambar 4. 3 Skema Proses Dasar CO ₂ <i>Liquefaction</i> Unit.....	103
Gambar 4. 4 Rasio <i>power to flow steam</i> kompresor H4K-2	124
Gambar 4. 5 Simulasi H4K-2 pada Aspen HYSYS	125
Gambar 4. 6 Persen Reduksi Emisi CO ₂ setelah implementasi proyek	135
Gambar 4. 7 Penentuan kelas estimasi kelayakan proyek	137
Gambar 4. 8 NPV Swing	152
Gambar 4. 9 IRR Swing	153
Gambar 4. 10 <i>Payback Period</i> Swing	154
Gambar 4. 11 Grafik waterfall swing NPV	154

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Sifat Fisika dari Karbon Dioksida.....	28
Tabel 2. 2 Fraksi Mole CO ₂ Vent to Atmosfer dari <i>Plant-1</i>	31
Tabel 2. 3 Perbandingan Teknologi Membrane dan Destilasi Kriogenik	34
Tabel 2. 4 Komposisi MCR	36
Tabel 2. 5 Penempatan Fluida	41
Tabel 2. 6 Panduan Velocity	41
Tabel 2. 7 Tipe <i>baffle</i> clearance dan toleransi	43
Tabel 2. 8 Nilai Ud	46
Tabel 2. 9 Data Kapasitas Panas Komponen Penyusun MCR	57
Tabel 2. 10 Perbandingan Tingkat Efisiensi Transmisi	59
Tabel 2. 11 Perbandingan Koefisien Jenis Motor Penggerak	59
Tabel 2. 12 Tingkat akurasi metode MAPE	61
Tabel 2. 13 Konstanta K CAPCOST	64
Tabel 2. 14 Bare Module Factor	65
Tabel 2. 18 Kajian Literatur.....	72
Tabel 3. 1 Justifikasi Pemilihan Unit <i>Capture</i>	83
Tabel 3. 2 Justifikasi Pemilihan Teknologi Dehidrasi	84
Tabel 3. 3 Justifikasi Pemilihan Unit Separasi.....	85
Tabel 3. 4 Justifikasi Pemilihan Teknologi HC Separation	86
Tabel 3. 5 Justifikasi Pemilihan Tangki	87
Tabel 4. 1 Parameter Operasi dan Komposisi MCR <i>Outlet</i> LPBS.....	96
Tabel 4. 2 Basis Data CO ₂	97
Tabel 4. 3 Pengukuran Akurasi Kapasitas CO ₂ Terlikuifikasi	101
Tabel 4. 4 Perbandingan Teknologi CO ₂ <i>Liquefaction</i>	101
Tabel 4. 5 Profil <i>Feed Gas Raw</i> CO ₂	102
Tabel 4. 6 Spesifikasi Kompresor K-01	103
Tabel 4. 7 Spesifikasi <i>Intercooler</i> Compressor <i>Capture</i> 1st stage	104
Tabel 4. 8 Spesifikasi Separator <i>Capture</i> 1 st dan 2 nd Stage.....	106
Tabel 4. 9 Ukuran Molekul Berdasarkan Nominal Diameter (J. M. Campbell, 1992a) ..	107
Tabel 4. 10 Spesifikasi Kolom Adsorber	108
Tabel 4. 11 Spesifikasi Gas Heater	109
Tabel 4. 12 Spesifikasi Gas Cooler	110
Tabel 4. 13 Spesifikasi Gas Separator	111
Tabel 4. 14 Spesifikasi CHA Membrane	112
Tabel 4. 15 Spesifikasi Kompresor K-02	113
Tabel 4. 16 Spesifikasi <i>Intercooler</i> Train	114
Tabel 4. 17 Spesifikasi CO ₂ Main <i>Heat exchanger</i>	115
Tabel 4. 18 Spesifikasi CO ₂ Product Pump	117
Tabel 4. 19 Spesifikasi Tangki CO ₂ Liquid	118
Tabel 4. 20 Rincian Kebutuhan Cooling Water	119
Tabel 4. 21 Rincian Kebutuhan <i>Steam</i>	119
Tabel 4. 22 Rincian Kebutuhan Listrik.....	120
Tabel 4. 23 Neraca massa keseluruhan komponen.....	121
Tabel 4. 24 Neraca Energi Overall	121
Tabel 4. 25 Kondisi operasi desain stream MCR <i>suction</i> 1 st stage H4K-2	123
Tabel 4. 26 Kondisi operasi desain stream MCR <i>discharge</i> 1 st stage H4K-2	123
Tabel 4. 27 Kondisi operasi desain stream Hot <i>Recycle</i> Gas.....	124

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Tabel 4. 28 <i>Suction</i> Kompresor H4K-2 Stream (Simulasi).....	125
Tabel 4. 29 <i>Discharge</i> Kompresor H4K-2 Stream (Simulasi).....	126
Tabel 4. 30 Hasil error stream Kompresor H4K-2	126
Tabel 4. 31 Hasil Simulasi Kondisi 1 dan Kondisi 2.....	128
Tabel 4. 32 Hasil kalkulasi penurunan energi pada Kompresor H4K-2.....	128
Tabel 4. 33 Forecast CO ₂ Production PT Badak NGL	130
Tabel 4. 34 Faktor Konversi <i>Steam</i> to CO ₂ Prod	132
Tabel 4. 35 Total CO ₂ terlikuifikasi.....	133
Tabel 4. 36 Penurunan emisi CO ₂ setelah implementasi proyek.....	134
Tabel 4. 37 Asumsi Parameter Keekonomian	136
Tabel 4. 38 Data Produksi, ekspor, konsumsi dan impr CO ₂ Liquid	138
Tabel 4. 39 Estimasi harga alat CO ₂ <i>Liquefaction Plant</i>	139
Tabel 4. 40 Rincian Direct Capital Cost	140
Tabel 4. 41 Estimasi total CAPEX CO ₂ <i>Liquefaction Plant</i>	141
Tabel 4. 42 Estimasi harga bahan baku	142
Tabel 4. 43 Estimasi harga utilitas	143
Tabel 4. 44 Estimasi tambahan Gaji karyawan	143
Tabel 4. 45 Estimasi Manufacturing Cost	144
Tabel 4. 46 Estimasi General Expenses	145
Tabel 4. 47 Total OPEX.....	145
Tabel 4. 48 Akumulasi OPEX (20 Tahun)	145
Tabel 4. 49 Potensi gain (Total Produksi).....	146
Tabel 4. 50 Potensi gain	146
Tabel 4. 51 Potensi <i>Losses</i> (Total Produksi)	147
Tabel 4. 52 Potensi <i>Losses</i>	147
Tabel 4. 53 Revenue Proyek	148
Tabel 4. 54 Akumulasi Revenue (20 Tahun).....	148
Tabel 4. 55 Parameter Shut Down Ratio	150



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

DAFTAR ISTILAH DAN NOTASI

LNG	=	Liquefied Natural gas
LPG	=	Liquefied Petroleum Gas
EBT	=	Energi Baru Terbarukan
LPO	=	LPG Production Optimization
LPBS	=	LPG Production Booster System
CAPEX	=	Capital Expenditure
OPEX	=	Operational Expenditur
AACE	=	Association for the Advancement of Cost Engineering
NPV	=	<i>Net Present value</i>
PP	=	<i>Payback Period</i>
IRR	=	Internal Rate of Return
USD	=	United States Dollar
IDR	=	Indonesia Rupiah
Gg	=	Giga Gram
MCR	=	<i>Multi Component Refrigerant</i>
MAE	=	Mean Absolute Error
MAPE	=	Mean Absolute Percentage Error
ΔP	=	Perbedaan Tekanan [Pa]
Q	=	Laju perpindahan kalor [kJ/s]
m	=	Laju massa [kg/hr]
c	=	Spesifik Heat Capacity [kJ/kg.oC]
ΔT	=	Perbedaan suhu [°C]
U_o	=	Overall coefficient based on the outside area of the tube [W/m ² °C]
h_o	=	outside fluid film coefficient, [W/m ² °C]
h_{od}	=	outside dirt coefficient (<i>fouling</i> factor), [W/m ² °C]
d_o	=	tube outside diameter, [m]
k_w	=	thermal conductivity of the tube wall material, [W/m ² °C]
d_i	=	tube inside diameter, [m]
h_{id}	=	inside dirt coefficient, [W/m ² °C]



© Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

T_h	=	Temperatur masuk fluida panas [°C]
t_c	=	Temperatur keluar fluida dingin [°C]
T_c	=	Temperatur keluar fluida panas [°C]
t_h	=	Temperatur masuk fluida dingin [°C]
ΔT_m	=	Log Mean <i>Temperature</i> Difference [°C]
$(\Delta T_{in})_{aktual}$	=	LMTD Terkoreksi [°C]
F	=	Faktor Koreksi LMTD
A	=	Luas perpindahan panas [m ²]
U	=	Koefisien heat transfer [W/m ² °C]
P	=	Tekanan gas [Pa]
v	=	Volume Spesifik Gas [m ³ /kg]
k	=	Spesifik heat gas rasio
W_{ad}	=	Daya Teoritis Kompresor (Adiabatik) [kW]
n_{stages}	=	Jumlah tingkat (stage) Kompresi
Γ	=	Gas spesifik rasio
m_{suct}	=	Kapasitas Hisap Kompresor [m ³ /min]
P_{suct}	=	Tekanan hisap [Pa]
r_p	=	<i>Pressure</i> ratio
M	=	Molecular Weight
Z	=	Faktor Kompresibilitas
P_{dish}	=	Tekanan Buang [Pa]
R	=	Konstanta Gas Konstan [8,314 J/K.mol]
W	=	Work [J/kg]
W_{motor}	=	Daya motor penggerak kompresor [kW]
W_{shaft}	=	Daya Poros [kW]
$\eta_{transmisi}$	=	Efisiensi Transmisi
α	=	Koefisien Jenis Motor Penggerak
y_i	=	Nilai aktual
$\hat{y}_l$	=	Nilai yang diprediksi
n	=	Jumlah total sampel
C_2	=	Capital cost pada kapasitas baru



© Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

C_1	=	Capital cost pada kapasitas lama
S_2	=	Kapasitas baru
S_1	=	Kapasitas lama
C_p^0	=	Harga pembelian dasar equipment (USD)
A	=	Parameter kapasitas peralatan
K	=	Konstanta K
F_p	=	<i>Pressure</i> Faktor
P	=	Tekanan operasi [bar]
B	=	Konstanta bare module
F_m	=	Material Factor
C_{BM}	=	Bare module cost
CF_t	=	Net cash <i>flow</i> (arus kas bersih) pada periode tahun ke-t
I_o	=	Nilai investasi awal
r	=	Suku bunga atau <i>discount rate</i>
t	=	Tahun ke-t
n	=	Nilai Cash <i>Flow</i> Discounted yang masih belum bisa menutupi investasi awal pada tahun ke-n
x	=	Periode pembuatan alat (Tahun)
b	=	Nilai Absoulut Cummulative Cash <i>flow</i> pada tahun ke-n
c	=	Nilai Net Cash <i>flow</i> pada tahun ke-n+1

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Berdasarkan data baruan energi pada *Handbook of Energy and Economic Statistics of Indonesia* (HESSI) 2022, realisasi gas bumi sebagai sumber energi transisi dari penggunaan sumber energi fosil menuju energi baru terbarukan harus mencapai 24% pada tahun 2050 mendatang (Artami, 2023). Peraturan Presiden Nomor 22 tahun 2017 mengenai Rencana Umum Energi Nasional, menetapkan target proporsi gas alam dan Energi Baru Terbarukan harus mencapai minimal 55% pada tahun 2050 khususnya LPG (*Liquefied Natural Gas*) (*Perpres Nomor 22 Tahun 2017*, 2017). Kebutuhan LPG domestik yang terus meningkat di tengah stagnasi produksi menyebabkan pemerintah mengimpor sekitar 76,8% LPG pada periode 2018–2023 seperti yang ditunjukkan pada Gambar 1.1 (Jenderal Minyak dan Gas Bumi, 2023). Hal tersebut menandakan jika peningkatan impor LPG dapat dikurangi dengan cara meningkatkan produksi domestik dalam negeri.



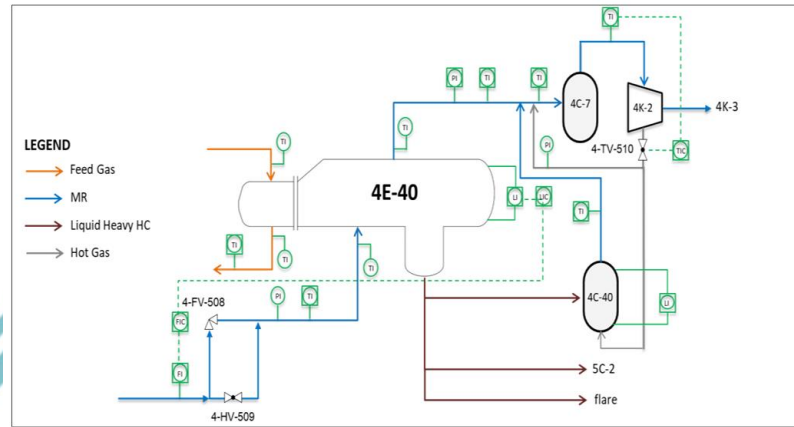
Gambar 1. 1 Supply Demand Kebutuhan LPG di Indonesia Tahun 2018 – 2023
(Sumber : Laporan Jenderal Minyak dan Gas Bumi, 2023)

PT Badak NGL merupakan salah satu kilang pengolahan gas alam cair yang memproduksi LNG (*Liquefied Natural Gas*) dan LPG (*Liquefied Petroleum Gas*). Adanya tren peningkatan impor LPG domestik mendorong PT Badak NGL menginovasikan unit LPBS atau *LPG Production Booster System*. Inovasi ini diimplementasikan pada process train G dan H yang dapat meningkatkan produksi LPG sebesar 323% dari yang awalnya -203 m³/hari menjadi 603 m³/hari (PT Badak NGL, 2022). Inovasi LPBS diimplementasikan dengan memodifikasi kilang LNG

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

seperti yang ditunjukkan pada Gambar 1.2 yaitu dengan menambah *additiotial scrub coloum cooler* (4E-40). Hal tersebut berakibat suhu *feed gas inlet main cryogenic heat exchanger* yang awalnya -35°C didinginkan kembali hingga -55°C (PT Badak NGL, 2024a).



Gambar 1. 2 Process Flow Diagram Sistem LPBS
(Sumber : PT Badak NGL, 2024b)

Salah satu dampak dari LPBS yaitu penurunan suhu operasi *Multi Component Refrigerant* (MCR) khususnya *inlet* kompresor 1st stage MCR (4K-2) dari -40°C menjadi -50°C , sehingga berisiko melewati batas aman dan memicu kondensasi yang merusak komponen. Sumber dari *suction* 4K-2 berdasarkan Gambar 1.2 yaitu *outlet* dari Main *Heat exchanger* (5E-1) dengan suhu sekitar -39°C dan *outlet* dari LPBS facility dengan suhu sekitar -58°C . Untuk mengatasinya, digunakan sistem *recycle hot gas* dari *outlet* kompresor guna menaikkan suhu *inlet*. Namun, metode ini meningkatkan aliran massa MCR yang berdampak pada beban energi driver kompresor 1st stage MCR yaitu *steam* turbine kompresor 4KT-2 (PT Badak NGL, 2024a) , (PT Badak NGL, 2015).

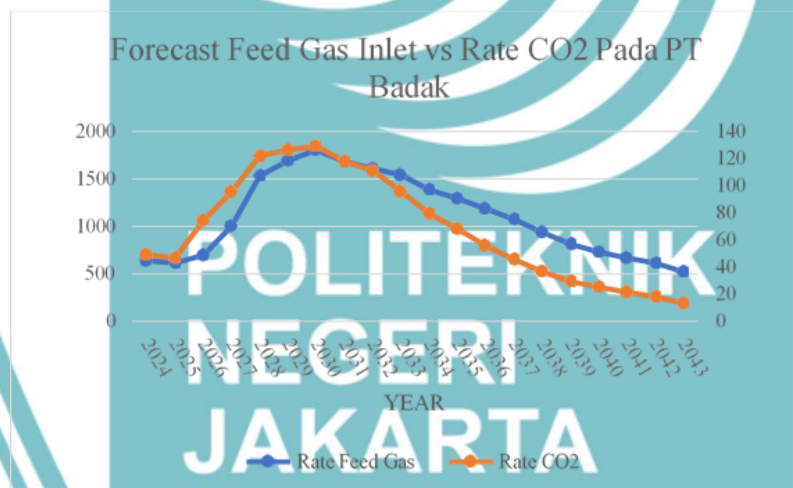
Berdasarkan hal tersebut diperlukan upaya untuk mengurangi beban energi pada kompresor 4K-2 dengan memanfaatkan energi dingin pada salah satu sumber *inlet* kompresor yaitu *outlet* LPBS. Salah satu potensinya yaitu dengan memanfaatkannya sebagai media pencairan CO_2 , di mana energi dingin dari LPBS dapat digunakan untuk mencairkan gas CO_2 . Meskipun pada penelitian sebelumnya menggunakan refrigeran seperti amonia, pendekatan pemanfaatan MCR sebagai pendingin alternatif dinilai memungkinkan. Kesamaan sifat termodinamika amonia

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

dan MCR dalam mencapai suhu kriogenik mendukung potensi pemanfaatan energi dingin MCR dari *outlet* LPBS untuk pencairan CO₂ (Deng et al., 2019).

Sejalan dengan hal tersebut, PT Badak NGL memiliki komitmen dalam pengurangan emisi CO₂ yaitu dengan mengubah CO₂ menjadi produk bernilai ekonomi. Hal tersebut dilakukan karena meningkatnya produksi CO₂ seiring peningkatan *rate feed gas* pada PT Badak NGL seperti yang ditunjukkan pada Gambar 1.3. Dampak dari adanya peningkatan produksi CO₂ yaitu adanya tambahan pajak karbon per setiap ton CO₂e yang dihasilkan sebesar Rp30.000 per ton CO₂ (Kementerian Keuangan Republik Indonesia, 2021). Namun demikian, pengoperasian fasilitas reduksi CO₂ yang tidak menghasilkan produk turunan kimia, seperti metanol atau amonia, cenderung kurang diminati karena rendahnya kelayakan ekonomi (Suprapti & Nezila Helani, 2022). Oleh karena itu, pendekatan integrasi teknologi dengan proses utama di fasilitas produksi menjadi penting untuk meningkatkan efisiensi dan nilai keekonomiannya.



Gambar 1. 3 Forecast CO₂ Pada PT Badak NGL 10 Tahun Kedepan
(Sumber : PT Badak NGL, 2022)

Menindaklanjuti hal tersebut, penelitian ini bertujuan untuk mengkaji kelayakan implementasi CO₂ *liquefaction plant* di PT Badak NGL dengan mengintegrasikan energi dingin dari MCR sebagai media pencairan. Metode yang digunakan pada penelitian ini dilakukan dengan menganalisis aspek termodinamika dalam menentukan basis desain proses dan perancangan *equipment CO₂ liquefaction*. Di samping itu, analisis ekonomi seperti estimasi biaya modal (CAPEX), biaya operasional (OPEX), *Net Present value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR), dan

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

periode pengembalian (*Payback Period*) guna menentukan apakah proyek ini layak untuk diimplementasikan (Nurani & Ui, 2018). Selain itu, penelitian ini juga menggunakan metode perbandingan sesudah dan sebelum dalam menentukan besaran pengurangan energi pada kompressor 4K-2 dan potensi pengurangan emisi CO₂ di PT Badak NGL (Tri et al., 2024). Hasil dari penelitian ini dapat dijadikan rekomendasi bagi PT Badak NGL dalam mengurangi emisi CO₂ dengan mengoptimalkan pemanfaatan sumber energi yang tersedia dan meningkatkan efisiensi operasional kompressor 4K-2 melalui integrasi panas.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan pemaparan di atas, ditemukan bahwa terdapat potensi implementasi unit Carbon *Capture* Utilization and Storage (CCUS), yaitu CO₂ *liquefaction* unit. Dalam aplikasi umum, pengoperasian unit CCUS secara mandiri tidak disukai karena berdampak pada ketidakekonomisan pabrik (Suprpti & Nezila Helani, 2022). Oleh karena itu, pendekatan integrasi energi dengan memanfaatkan aliran MCR *outlet* dari LPBS unit di PT Badak NGL digunakan sebagai sumber pendingin dalam proses pencairan CO₂. Namun, Untuk memastikan kelayakan implementasinya, diperlukan kajian teknis dan ekonomi yang mencakup perancangan desain proses pencairan CO₂, evaluasi kebutuhan energi kompresor 4K-2 pasca implementasi, analisis kelayakan ekonomi, dan estimasi penurunan emisi karbon.

Penelitian ini memiliki sejumlah batasan guna memastikan fokus dan kedalaman analisis tetap terarah. Pertama, kajian implementasi CO₂ *Liquefaction Plant* hanya difokuskan pada Train H di PT Badak NGL sebagai objek studi. Kedua, sistem integrasi panas (*heat integration*) yang dianalisis dalam penelitian ini terbatas pada aliran *Multi Component Refrigerant* (MCR) dari unit LPG Production Booster System (LPBS) sebagai sumber pendingin utama dalam proses pencairan CO₂. Ketiga, evaluasi dampak operasional pasca-implementasi hanya difokuskan pada sistem MCR Refrigeration *Plant* (*Plant-4*), khususnya terhadap energi 1st stage MCR Compressor (4K-2). Keempat, ruang lingkup penelitian ini dibatasi pada aspek teknis dan keekonomian, sehingga aspek lain seperti keselamatan (*safety*), hukum (*legal*), lingkungan (*environmental*), dan faktor non-teknis lainnya tidak termasuk dalam cakupan analisis.

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

1.3 Pertanyaan Penelitian

Berdasarkan latar belakang diatas, pertanyaan penelitian pada studi kelayakan ini adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana desain proses pada *CO₂ Liquefaction Plant*?
2. Apa pengaruh adanya pemanfaatan heat integration energi dan kerja 1st stage *Multi Component Refrigerant* komprssor 4K-2?
3. Berapa emisi karbon yang dapat ditekan jika proyek implementasi *CO₂ Liquefaction Plant* di PT Badak NGL dijalankan?
4. Bagaimana Analisa kelayakan ekonomi terhadap implementasi *CO₂ Liquefaction Plant* di PT Badak NGL?

1.4 Tujuan Penelitian

Berdasarkan rumusan masalah diatas, Adapun tujuan pada penelitian skripsi ini adalah sebagai berikut:

1. Mengidentifikasi desain proses pada *CO₂ Liquefaction Plant*.
2. Mengidentifikasi pengaruh pemanfaatan heat integration terhadap energi dan kerja 1st stage *Multi Component Refrigerant* 4K-2.
3. Mengidentifikasi emisi karbon yang dapat ditekan jika proyek implementasi *CO₂ Liquefaction Plant* di PT Badak NGL dijalankan.
4. Menganalisis kelayakan ekonomi terhadap implementasi *CO₂ liquefaction Plant* di PT Badak NGL.

1.5 Manfaat Penelitian

Manfaat yang diperoleh dari kegiatan magang di PT Badak NGL adalah sebagai berikut.

- Manfaat bagi perusahaan
 1. Hasil analisis yang ditulis dalam laporan dapat menjadi bahan rekomendasi perusahaan untuk melakukan implementasi *CO₂ Liquefaction Plant* pada PT Badak NGL.
 2. Hasil analisis dapat dijadikan basis salah satu upaya dalam mengoptimasi penggunaan energi 1st stage MCR Compressor dengan mengurangi aliran recyle hot gas pada PT Badak NGL.



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

3. Sebagai salah satu upaya untuk mengurangi emisi karbon dalam mendukung program *Net Zero Emission 2050*.

■ Manfaat bagi mahasiswa

1. Penelitian yang dilakukan dapat dijadikan salah satu syarat dalam mendapatkan gelar Sarjana Terapan dari Program Studi Teknologi Rekayasa Konversi Energi di Politeknik Negeri Jakarta.
2. Sebagai peluang untuk menerapkan pengetahuan yang telah dipelajari selama perkuliahan dalam bentuk praktik langsung.
3. Melatih mahasiswa untuk bersikap jujur, tanggap, dan peka serta bertanggung jawab dalam menghadapi dunia kerja.

1.6 Sistematika Penulisan

Pada sistematika penulisan skripsi ini penulis mengacu pada “Buku Pedoman Penulisan Tugas Akhir Tahun 2020”. Berikut merupakan sistematika penulisan yang digunakan adalah sebagai berikut:

BAB I PENDAHULUAN

Pada bab ini, penulis menguraikan latar belakang pemilihan topik, perumusan masalah, tujuan umum dan khusus, ruang lingkup penelitian dan pembatasan masalah, manfaat yang akan didapat, dan sistematika penulisan keseluruhan Skripsi.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Pada bab ini, penulis Menyajikan ringkasan kritis terhadap literatur yang mendukung penyusunan atau penelitian, mencakup pembahasan terkait topik yang akan diteliti lebih mendalam dalam Skripsi. Selain itu juga dijelaskan kerangka berpikir dalam penyelesaian masalah terhadap penelitian ini

BAB III METODE PENELITIAN

Pada bab ini penulis Menjelaskan metode yang diterapkan untuk menyelesaikan masalah atau penelitian, mencakup langkah-langkah prosedur, pengambilan sampel, pengumpulan data, teknik analisis data, atau tahapan perancangan. Jika memungkinkan, buatlah diagram alir untuk memperjelas rincian kegiatan



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

BAB IV HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini terdapat hasil dan analisis data, perhitungan-perhitungan aktual yang diperoleh dari analisis, serta interpretasi dan pembahasan hasil perhitungan.

BAB V PENUTUP

Pada bab ini berisi kesimpulan dan saran dari analisis yang telah dilakukan. Isi kesimpulan akan menjawab permasalahan dan tujuan yang telah ditetapkan dalam laporan skripsi disertai saran – saran atau opini yang berkaitan dengan laporan skripsi.



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengemukakan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis yang dilaksanakan, maka didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. *CO₂ liquefaction plant* yang dirancang menggunakan teknologi *Bright Renewable Technology* dengan penyesuaian terhadap residu energi dingin dari sistem eksisting. Sehingga mampu menghasilkan *CO₂* cair sebesar 250 ton per hari dengan rasio *yield* 0,92 dan tingkat kemurnian mencapai 99,9% (*Food Grade Standard*). Hasil perancangan menunjukan peralatan integrasi sistem yang terdiri dari unit penangkapan (*Capture*), unit purifikasi dengan proses adsorpsi dan pemisahan membrane, unit kompresi pra likuifikasi, serta sistem pencairan kriogenik berbasis heat integration dengan membutuhkan spesifikasi peralatan sebagai berikut.
2. Berdasarkan hasil simulasi dan analisis sistem, implementasi heat integration pada unit *CO₂ liquefaction* terbukti memberikan dampak signifikan terhadap kinerja Kompresor 1st stage MCR (H4K-2) di Train H PT Badak NGL. Integrasi ini menghasilkan penurunan beban kerja kompresor sebesar 1,28 MW, yang secara langsung menurunkan konsumsi *steam* hingga 45.180,9 ton per tahun, atau setara dengan penghematan sekitar 3,5% dari total konsumsi *steam* tahunan kompresor
3. Berdasarkan hasil evaluasi menggunakan metode neraca massa emisi, penerapan *CO₂ liquefaction plant* berpotensi menurunkan emisi sebesar 80.641,32 Ton *CO₂-eq* per tahun, termasuk pengurangan emisi tidak langsung (*Scope 2*) dari suplai energi eksternal dan konsumsi *steam* internal proyek. Nilai tersebut secara rata-rata dapat menekan hampir 30% emisi *CO₂* yang dihasilkan dari process train dan sebesar 50% emisi *CO₂* yang dihasilkan dari process train H pada PT Badak NGL selama durasi proyek.
4. Investasi penerapan teknologi *CO₂ Liquefaction Plant* ini memerlukan biaya CAPEX sebesar \$56.694.989,75, dengan estimasi biaya OPEX tahunan sebesar \$13.587.854,07 dan revenue tahunan sebesar \$28.642.833,13. Berdasarkan parameter tersebut, proyek ini dinyatakan

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumpulkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

layak secara finansial, ditunjukkan oleh nilai NPV sebesar \$143.538.328,28, IRR sebesar 22,4%, dan estimasi *Payback Period* pada tahun ke-4 bulan ke-8. Selain itu, dari sisi kelayakan kapasitas pabrik, investasi ini menunjukkan nilai Shutdown Point (SDP) sebesar 9,23% dan Break Even Point (BEP) sebesar 20,5%, yang mencerminkan batas minimum utilisasi kapasitas produksi agar proyek tetap beroperasi secara ekonomis.

5.2 Saran

Saran untuk penelitian selanjutnya yaitu sebaagi berikut:

1. Memperluas objek studi ke proses lain selain Train H agar memperoleh gambaran implementasi CO₂ *liquefaction* yang lebih representatif terhadap keseluruhan sistem LNG.
2. Mengekplorasi potensi sistem likuifikasi dari sumber energi lainnya guna memperoleh kapasitas pencairan CO₂ yang lebih besar dan representatif
3. Melakukan evaluasi dampak implementasi secara menyeluruh terhadap seluruh sistem pendinginan, tidak hanya terbatas pada 1st stage compressor (4K-2), tetapi juga unit kompresor lain, sistem utilitas, dan dinamika kontrol operasional.
4. Mengintegrasikan aspek seperti keselamatan (safety), hukum (legal), lingkungan (environmental), dan faktor non-teknis lainnya ke dalam analisis untuk menilai kelayakan proyek secara multidimensi.



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengemukakan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

DAFTAR PUSTAKA

- Almaliki, M. F., Isnawaty, I., Satyadharma, M., & Hado, H. (2024a). Perbandingan Metode Exponential Smoothing dan Moving Average pada Arus Barang Bongkar. *Jurnal Manajemen Informatika (JAMIKA)*, 14(2), 125–134. <https://doi.org/10.34010/jamika.v14i2.12828>
- Amos, S. J. (2007). *Skills & knowledge of cost engineering: a continuing project of the AACE International Education Board*. AACE International.
- Artami, R. J. (2023). EVALUASI KEBIJAKAN ENERGI NASIONAL. *Pertamina Energy Institute*.
- Bouma, R., Vercauteren, F., Van Os, P., Goetheer, E., Berstad, D., & Anantharaman, R. (2017). Membrane-assisted CO₂ Liquefaction: Performance Modelling of CO₂ Capture from Flue Gas in Cement Production. *Energy Procedia*, 114, 72–80. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.1149>
- Brealey, Richard., & Brealey Richard, (2010). *Principles of Corporate Finance*. Irwin/McGraw-Hill.
- Calvin, K., Dasgupta, D., Krinner, G., Mukherji, A., Thorne, P. W., Trisos, C., Romero, J., Aldunce, P., Barret, K., Blanco, G., Cheung, W. W. L., Connors, S. L., Denton, F., Diongue-Niang, A., Dodman, D., Garschagen, M., Geden, O., Hayward, B., Jones, C., ... Ha, M. (2023). *IPCC, 2023: Climate Change 2023: Synthesis Report, Summary for Policymakers. Contribution of Working Groups I, II and III to the Sixth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Core Writing Team, H. Lee and J. Romero (eds.)]. IPCC, Geneva, Switzerland*. <https://doi.org/10.59327/IPCC/AR6-9789291691647.001>
- Campbell, J. M. (1992a). *Gas Conditioning and Processing Volume 2: The Equipment Modules*.
- Campbell, L., Toolen, J., Grubert, D., & Gary, N. (2021). *COMPENDIUM OF GREENHOUSE GAS EMISSIONS METHODOLOGIES FOR THE NATURAL GAS AND OIL INDUSTRY COMPENDIUM OF GREENHOUSE GAS EMISSIONS METHODOLOGIES FOR THE NATURAL GAS AND OIL INDUSTRY*.
- Coulson, & Richardson. (2005a). *CHEMICAL ENGINEERING VOLUME 6*.
- Deng, H., Roussanaly, S., & Skaugen, G. (2019). Techno-economic analyses of CO₂ liquefaction: Impact of product pressure and impurities. *International Journal of Refrigeration*, 103, 301–315. <https://doi.org/10.1016/j.ijrefrig.2019.04.011>
- Edenhofer, Ottmar. (2015). *Climate change 2014: mitigation of climate change : Working Group III contribution to the Fifth assessment report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. Cambridge University Press.
- Edwin, M., Abdulsalam, S., & Muhammad, I. M. (2017). Process Simulation and Optimization of Crude Oil Stabilization Scheme Using Aspen-HYSYS Software. *International Journal of Recent Trends in Engineering and Research*, 3(5), 324–334. <https://doi.org/10.23883/ijrter.2017.3230.miiuw>



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Energy Agency, I. (2050). *Net Zero by 2050 - A Roadmap for the Global Energy Sector*.
www.iea.org/t&c/

Global CCS Institute. (2024). *COLLABORATING FOR A NET-ZERO FUTURE GLOBAL STATUS OF CCS 2024 05 1.0 From the CEO 07 2.0 Global Collaboration for CCS 11 3.0 Global Facilities and Trends 3.1 Global Facilities and Trends 12 3.2 International Policy, Legal and Regulatory Developments 22 3.3 CCS Business Models and Finance 25 31 4.0 Regional Overview Link to Contents*.

Gunawan, G., Diki, D., & Permana, I. (2023). *Perancangan dan Simulasi Kompresor Sentrifugal dengan Fluida SCO-2 pada Siklus Brayton Regeneratif* (Vol. 03, Issue 02).

Hikmah, atul, Erlan Afiuddin, A., & Utami Dewi, T. (2021). *National Conference Proceeding on Waste Treatment Technology Studi Pengurangan Gas CO₂ dari Emisi PLTU Batubara dengan Menggunakan Mikroalga Botryococcus braunii*.

Jenderal Minyak dan Gas Bumi. (2023). *Laporan Kinerja Tahun 2023*.
www.migas.esdm.go.id

Karatas, E., Al-Mutwalli, S. A., Taher, M. N., Shirazi, M. M. A., & Koseoglu-Imer, D. Y. (2023). Reusability of Discarded Tubular Ceramic Membranes for CO₂ Removal: A Case Study for Membrane Circularity. *ACS Omega*, 8(32), 29225–29233.
<https://doi.org/10.1021/acsomega.3c02568>

Kementrian Keuangan Republik Indonesia. (2021). *Kenalkan Pajak Karbon untuk Mengendalikan Perubahan Iklim, Indonesia Ambil Manfaat Sebagai Penggerak Pertama di Negara Berkembang*.

Kern, D. Q. (1950a). *Process Heat Transfer*.

KLH. (2010). *PERMEN LINGKUNGAN HIDUP NO 19 TAHUN 2010*.

Lubis, L. S., Studi, P., Teknik, S., Perkapalan, S., & Kelautan, F. T. (2022). *DESAIN HEAT EXCHANGER TIPE SHELL AND TUBE DENGAN PEMANFAATAN WASTE HEAT RECOVERY UNTUK MENJAGA HIGIENITAS SISTEM DOMESTIK PUSKESMAS TERAPUNG 65 GT*.

Nguyen, N., & Kim, H. (2024). *Modelling of CO₂ Liquefaction process from biogas plant and optimization of CO₂ logis-tics*.

Nurani, A., & Ui, F. T. (2018). *Studi Kelayakan Pembangunan LPG Plant Lapangan Gas Pangkalan Susu Sumatera Utara*.

PENFLEX. (2021). *ENGINEERING BULLETIN #113 Austenitic Steels*.

Perpres Nomor 22 Tahun 2017. (2017).

Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991a). *McGraw-Hill Chemical Engineering Series Editorial Advisory Board Building the Literature of a Profession*.

PT Badak NGL. (2014). *BOOK-3 (PLANT-3 = FRACTIONATION PLANT)*.

PT Badak NGL. (2015). *BOOK-1 (PLANT-1 = PURIFICATION PLANT)*.

PT Badak NGL. (2022). *Laporan Tahunan 2022 PT Badak NGL*.



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

- PT Badak NGL. (2024a). *PLANT 4 - MCR REFRIGERATION SYSTEM*.
- PT Badak NGL. (2024b). *PLANT-2 DEHYDRATION UNIT (MANUAL BOOK PT BADAK NGL)*.
- Robby Sukma Dharmawan. (2022a). *EVALUASI ANGGARAN MODAL PROYEK OPTIMASI PRODUKSI LPG DI PT BADAK NGL*.
- Saad, J., & Salloum, E. (2023). Study of the natural gas sweetening process by using hybrid system and its economic evaluation - Case study. In *AIP Conference Proceedings*. <https://doi.org/10.1063/5.0156020>
- Sansuadi, Mazidah, N., & Nugroho, R. C. (2022). *STATISTIK KETENAGALISTRIKAN 2022*.
- Santoso, R. (2024). *UPAYA PENGURANGAN EMISI DAN INSENTIF KARBON*. <https://pusaka.dpr.go.id>
- Sekaran, U., & Bougie, R. (2016). *RESEARCH METHODS FOR BUSINESS 5th EDITION*.
- Sembiring, T. Br., Irmawati, Sabir, M., & Tjahyadi, I. (2023). *Buku Ajar Metodologi Penelitian (Teori dan Praktik)*.
- Serth, R. W. (2007a). *Process Heat Transfer Principles and Application Academic*.
- Sinaei, M. N., Yu, L., & Hedlund, J. (2022). *Zeolite Membrane Process for Industrial CO₂/CH₄ Separation*.
- Sugiyono. (2013). *Metode Penelitian Kuantitatif Kualitatif dan R&D*. <https://www.scribd.com/document/391327717/Buku-Metode-Penelitian-Sugiyono>
- Sulasrso, & Tahara, H. (2000a). *Pompa dan Kompresor (Pemeliharaan, Pemakaian, dan Pemeliharaan)*.
- Suprpti, & Nezila Helani. (2022). *PRARANCANGAN PABRIK KARBON DIOKSIDA DARI FLUE GAS DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN*.
- Todaro, M. P. ., & Smith, S. C. . (2020). *Economic development*. Pearson.
- Tri, Z., Putra, W., & Setiyono, A. (2024). EVALUASI EFISIENSI KOMPRESOR CP-9600 DI UNIT PEMROSESAN GAS PADA CENTRAL PROCESSING AREA SUKOWATI. In *Zalsa Tri Warjuna Putra, SNTEM* (Vol. 4).
- Turton, R., Bhattacharyya, D., & A. Shaeiwitz, J. (2018a). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Fifth Edition*.
- Ulrich, G. D. (1984). *Ulrich_A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*.
- Vernersson, L.-J. (2022). *Bio-LNG and CO₂ liquefaction investment for a biomethane plant with an output of 350 Nm³/h A techno-economic-environmental analysis*.
- Wahyuni, F. (2023a). PAJAK KARBON SEBAGAI INSTRUMEN KEBIJAKAN PUBLIK UNTUK MITIGASI PERUBAHAN IKLIM: TELAAH KRITIS DAN PROSPEK DI INDONESIA. In *Agustus* (Vol. 15, Issue 2).



© Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Walas, S. M. . (1990). *Chemical process equipment : selection and design*. Butterworth-Heinemann.

Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*.

Zhang, C. E., & Sales, P. (2023). *CO2 Liquefaction Plant #504*.



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



LAMPIRAN

© Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengemukakan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

LAMPIRAN 1

ASPEK TERMODINAMIKA KALKULASI CO₂ TERLIKUIFIKASI

1. Menentukan Basis Data Multi Component Refrigerant

Data yang dilampirkan pada Tabel dibawah ini didapatkan dari *Process Flow Diagram Train H After LPBS Implementation* PT Badak NGL.

Parameter	Nilai	Satuan
Vapour Frac	1	-
MW	26,25	-
Temperature [in]	-59,16	°C
Pressure	1,95	kg/cm ² _g
Molar Flow	3938,43	kgmole/hr
Mass Flow	103390	kg/hr
Actual Volume	22525,05	m ³ /hr
Komposisi		
Nitrogen	1,26%	% mole
Methane	33,95%	% mole
Ethane	57,86%	% mole
Propane	6,93%	% mole
Total	100%	% mole

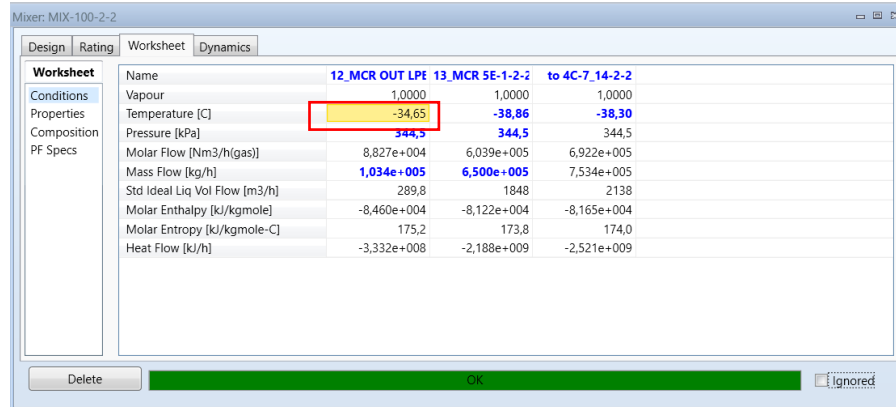
2. Menentukan Temperature MCR *Inlet* Kompresor Teroptimasi

Parameter	Nilai	Sumber
Maximum Temperature Suction H4K-2	-38,3 [°C]	<i>Datasheet PFD Train H</i>
Temperature <i>Outlet</i> H5E-1	-38,86 [°C]	<i>Datasheet PFD Train H</i>
Temperature MCR LPBS <i>Inlet</i> HE CO ₂ Liq	-59,16 [°C]	<i>Datasheet PFD Train H</i>
Temperaturre MCR LPBS New	-34,65 [°C]	Hasil Simulasi

Dengan konfigurasi ini, simulasi difokuskan untuk menentukan temperatur optimal dari MCR *Outlet* CO₂ Liquefaction HE sehingga kondisi campuran yang dihasilkan memenuhi target operasi termal yang diinginkan. Hasil simulasi pada Hysys ditunjukkan pada Gambar dibawah ini.

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



	12_MCR OUT LPE	13_MCR SE-1-2-2	to 4C-7.14-2-2
Name	12_MCR OUT LPE	13_MCR SE-1-2-2	to 4C-7.14-2-2
Vapour	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [C]	-34,65	-38,86	-38,30
Pressure [kPa]	344,5	344,5	344,5
Molar Flow [Nm3/h(gas)]	8,827e+004	6,039e+005	6,922e+005
Mass Flow [kg/h]	1,034e+005	6,500e+005	7,534e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	289,8	1848	2138
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8,460e+004	-8,122e+004	-8,165e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	175,2	173,8	174,0
Heat Flow [kJ/h]	-3,332e+008	-2,188e+009	-2,521e+009

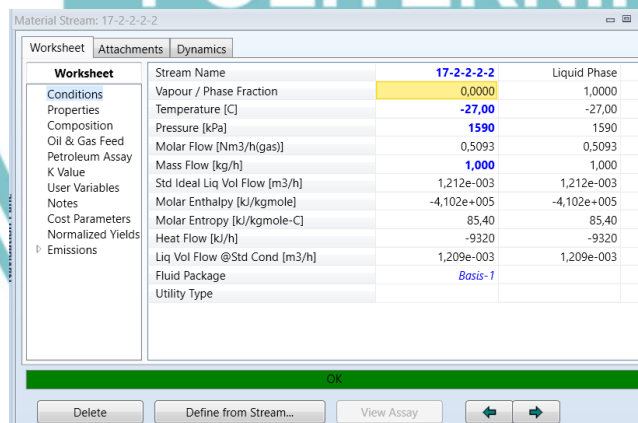
3. Menentukan Basis Data CO2

Data yang dilampirkan pada Tabel dibawah ini merupakan gas CO2 dari keluaran Amine Regenerator Overhead Accumulator Train H (H1C-6) yang sudah dikompresi dan purifikasi.

Parameter	Nilai	Satuan
Vapour Frac	1	-
MW	44,009	-
Temperature <i>Inlet</i>	42	°C
Pressure	1590	kPa

4. Menentukan temperature kondensasi gas CO2

Dalam menentukan temperature kondensasi gas CO2 akan digunakan software ASPEN HYSYS V.11. Simulasi disesuaikan pada tekanan gas CO2 yang sudah terkompresi seperti yang ditunjukkan pada Gambar.



Worksheet	Stream Name	17-2-2-2	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	-27,00	-27,00
Composition	Pressure [kPa]	1590	1590
Oil & Gas Feed	Molar Flow [Nm3/h(gas)]	0,5093	0,5093
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1,000	1,000
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,212e-003	1,212e-003
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-4,102e+005	-4,102e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	85,40	85,40
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-9320	-9320
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1,209e-003	1,209e-003
Emissions	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Didapatkan temperatur *Subcooled* CO2 pada kondisi terkompresi yaitu -27 °C. Hal ini menunjukkan temperatur minimum yang harus dicapai agar CO2 dapat terlikuifikasi pada tekanan tersebut.

5. Menentukan nilai Heat Capacity masing-masing Komponen

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Kalkulasi nilai Heat Capacity (C_p) pada tahap ini sesuai dengan referensi Buku (Yaws, 1999) halaman 30 pdf.

a. Kapasitas Panas Gas

Persamaan untuk menghitung kapasitas panas gas dapat dilihat pada Lampiran 4 yang disesuaikan dengan kondisi operasi masing masing stream dibawah ini.

- Kapasitas Panas Aliran MCR *inlet* CO2 Liquefaction HE

Temperatur *inlet* = $-57.9\text{ }^{\circ}\text{C} = 213,84\text{ [K]}$

Mole Flow = $3938,41\text{ [kmole/hr]}$

Komponen	Fraksi (xi)	Cp	Xi * Cp
N ₂	0,013	2,90E+01	3,64E-01
CH ₄	0,340	3,38E+01	1,15E+01
C ₂ H ₆	0,579	3,51E+01	2,03E+01
C ₃ H ₈	0,069	5,99E+01	4,15E+00
Total	1		36,314

- Kapasitas Panas Aliran MCR *outlet* CO2 Liquefaction HE

Temperatur *inlet* = $-35\text{ }^{\circ}\text{C} = 238\text{ [K]}$

Mole Flow = $3938,41\text{ [kmole/hr]}$

Komponen	Fraksi (xi)	Cp	Xi * Cp
N ₂	0,013	2,90E+01	3,64E-01
CH ₄	0,340	3,44E+01	1,17E+01
C ₂ H ₆	0,579	3,66E+01	2,12E+01
C ₃ H ₈	0,069	6,41E+01	4,44E+00
Total	1		37,636

- Kapasitas Panas Aliran Gas CO2 *Inlet* CO2 Liquefaction HE

Temperatur *inlet* = $42\text{ }^{\circ}\text{C} = 315\text{ [K]}$

Komponen	Fraksi (xi)	Cp	Xi * Cp
CO2	1	38,95	38,95

b. Kapasitas Panas Liquid

Persamaan untuk menghitung kapasitas panas Liquid CO2 dapat dilihat pada Lampiran 4 yang disesuaikan dengan kondisi operasi dibawah ini.

Temperature = $-27\text{ }^{\circ}\text{C} = 247,05\text{ [K]}$

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Komponen	Fraksi (xi)	Cp	Xi * Cp
CO2	1	36,72	36,75

c. Panas Laten Komponen

Persamaan untuk menghitung panas laten CO2 dapat dilihat pada Lampiran 4 yang disesuaikan dengan kondisi operasi dibawah ini.

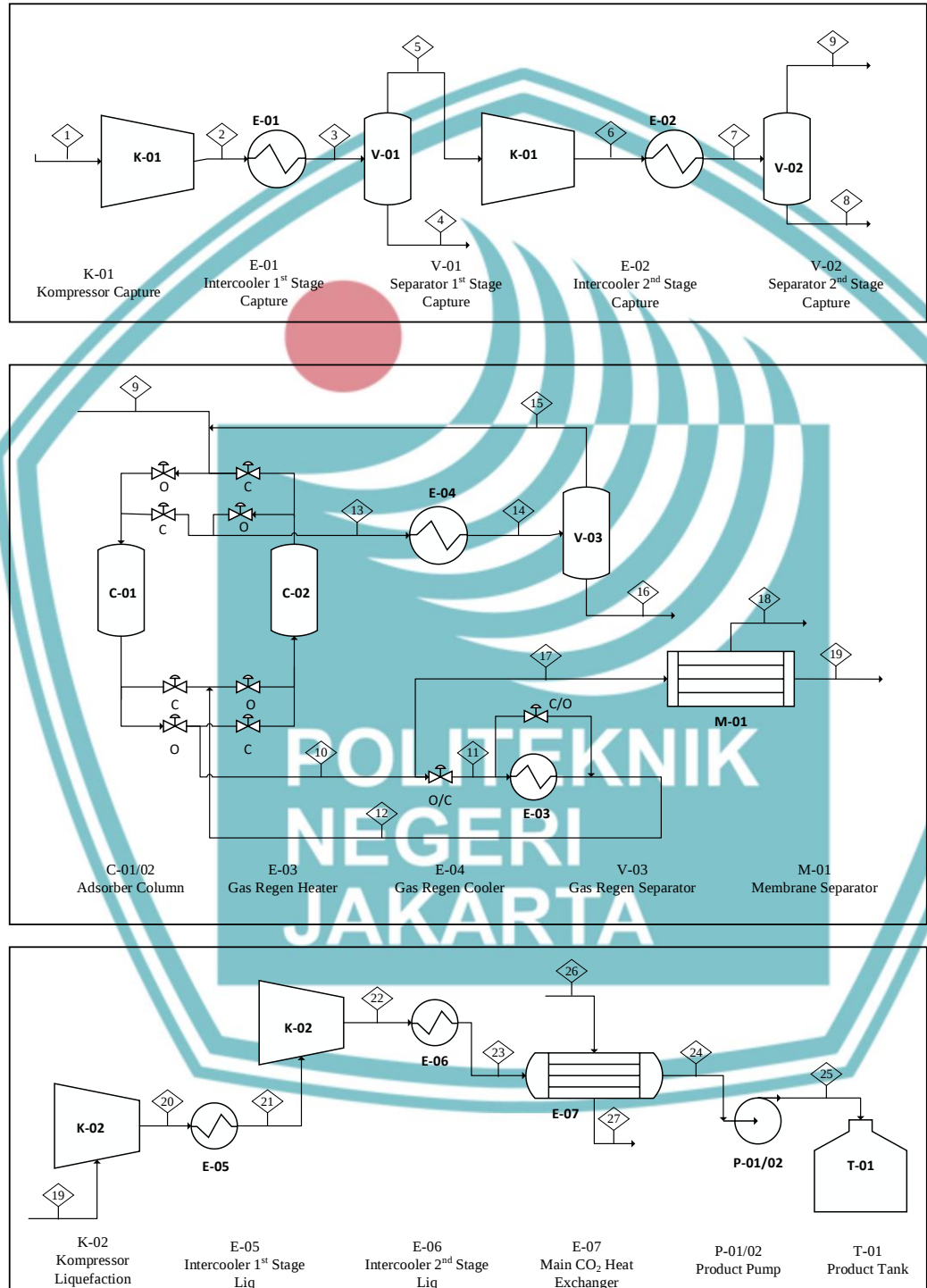
$$\text{Temperature} = -25,95 [^{\circ}\text{C}] = 247,05 [\text{K}]$$

Komponen	Fraksi (xi)	ΔH_v [Kj/kmol]
CO2	1	12223,95



LAMPIRAN 2

SIMPLIFIED FLOW DIAGRAM CO₂ LIQUEFACTION PLANT



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

LAMPIRAN 3

NERACA MASSA

A. Kapasitas Produksi Pabrik

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi} &= 82.360 \text{ ton/Tahun} \\
 1 \text{ tahun produksi} &= 330 \text{ hari} \\
 1 \text{ hari produksi} &= 24 \text{ Jam} \\
 \text{Kapasitas produksi} &= 82.360 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times 1 \frac{\text{tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ Jam}} \\
 &= 10.399,03 \text{ kg/jam} \\
 \text{Rasio Product to Feed} &= 1,08 \\
 [\text{kg Product/kg Feed}] &= 1,08 \\
 \text{Kemurnian Product} &= 99,9\% \\
 \text{CO}_2 \text{ Liquid} &= 99,9\% \\
 \text{Total Feed Pabrik} &= 10.399,03 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1,08 \\
 (\text{CO}_2) &= 11.219,5 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

B. Komposisi Feed Awal

Sumber Fraksi Massa: PFD Plant 1 Train H PT Badak NGL

Komponen	Fraksi Massa	Mass Flow [kg/hr]
CO ₂	96,90%	11.219,49
CH ₄	0,56%	64,84
C ₂ H ₆	0,04%	4,63
C ₃ H ₈	0,02%	2,32
H ₂ O	2,48%	287,14
TOTAL	100%	11578,42

Contoh kalkulasi massa komponen lain

$$\begin{aligned}
 M \text{ CH}_4 &= \frac{M \text{ CO}_2 \times \text{Fraksi Massa CH}_4}{\text{Fraksi Massa CO}_2} \\
 M \text{ CH}_4 &= \frac{11.219,49 \left[\frac{\text{kg}}{\text{hr}} \right] \times 0,56\%}{96,90} \\
 M \text{ CH}_4 &= 64,84 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}
 \end{aligned}$$

C. Neraca Massa Pabrik Kompresor

Kompresor		K-01 1st Stage		K-01 2nd Stage	
		INPUT	OUTPUT	INPUT	OUTPUT
Stream	Unit	1	2	5	6
Pressure	kPa	176	593,30	593,3	2000,0
Temperature	C	46	159,63	42,0	167,9
Mass Flow	kg/hr	11578,42	11578,42	11360,43	11360,43
Total		11.578,42	11578,42	11.360,43	11.360,43
Kompresor		K-02 1st Stage		K-02 2nd Stage	
		INPUT	OUTPUT	INPUT	OUTPUT
Stream	Unit	19	20	21	22
Pressure	kPa	100,1	398,95	398,95	1590,00
Temperature	C	41	171,50	42,00	172,79
Mass Flow	kg/hr	10399,14436	10399,14	10399,14	10399,14
Total		10.399,14	10.399,14	10.399,14	10.399,14
Pompa		P-01/02			
		INPUT	OUTPUT		
Stream	Unit	24	25		
Pressure	kPa	1590	1650		
Temperature	C	-27	-27		
Mass Flow	kg/hr	10399,14436	10399,14436		
Total		10.399,14	10.399,14		

Heat Exchanger

Heat Exchanger		E-01				E-02			
		Input		Output		Input		Output	
Stream	Unit	2	28	3	29	6	30	7	31
Pressure	kPa	593,30	343,20	593,30	343,20	2000,00	343,20	2000,00	343,20
Temperature	C	159,63	30,00	42,00	44,00	167,90	30,00	41,00	44,00
Mass Flow	kg/hr	11578,42	35893,03	11578,42	35893,03	11360,43	28953,59	11360,43	28953,59
Total		47471,45		47471,45		40314,02		40314,02	
Heat Exchanger		E-03				E-04			
		Input		Output		Input		Output	
Stream	Unit	11	36	12	37	13	38	14	39
Pressure	kPa	1996,45	1667,00	1996,45	1667,00	1996,45	343,20	1996,45	343,20
Temperature	C	41,00	450,00	271,00	276,18	256,23	30,00	41,00	44,00
Mass Flow	kg/hr	823,85	93,98	823,85	93,98	847,80	4615,34	847,80	4615,34
Total		917,82		917,82		5463,14		5463,14	
Heat Exchanger		E-05				E-06			
		Input		Output		Input		Output	
Stream	Unit	20	32	21	33	22	34	23	35
Pressure	kPa	398,95	343,20	398,95	343,20	1590,00	343,20	1590,00	343,20
Temperature	C	171,50	30,00	42,00	44,00	172,79	30,00	42,00	44,00
Mass Flow	kg/hr	10399,14	24906,36	10399,14	24906,36	10399,14	25166,09	10399,14	25166,09
Total		35305,50		35305,50		35565,23		35565,23	
Heat Exchanger		E-07							
		Input		Output					
Stream	Unit	23	26	24	27				
Pressure	kPa	1590,00	244,20	1590,00	244,20				
Temperature	C	42,00	-59,16	-27,00	-35,64				
Mass Flow	kg/hr	10399,14	103390,00	10399,14	103390,00				
Total		113789,14		113789,14					

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Separator

Separator		V-01			V-02		
		INPUT	OUTPUT		INPUT	OUTPUT	
Stream	Unit	3	4	5	7	8	9
Pressure	kPa	593,30	593,30	593,30	2000,00	2000,00	2000,00
Temperature	C	42,00	42,00	42,00	41,00	41,00	41,00
Mass Flow	kg/hr	11578,42	218,00	11360,43	11360,43	46,94	11313,49
Total	kg/hr	11578,42	11578,42		11360,43	11360,43	

Separator		V-03		
		INPUT	OUTPUT	
Stream	Unit	14	15	16
Pressure	kPa	1996,45	1996,45	1996,45
Temperature	C	41,00	41,00	41,00
Mass Flow	kg/hr	847,80	825,25	22,54
Total	kg/hr	847,80	847,80	

Unit Purifikasi

Adsorber Dehydrated		C-01/02			Membrane		M-01		
		INPUT	OUTPUT				INPUT	OUTPUT	
Stream	Unit	9	10	H2O Trapped	Stream	Unit	17	18	19
Pressure	kPa	2000	1996,445	1996,445039	Pressure	kPa	1996,45	1996,45	100,10
Temperature	C	41	41	41	Temperature	C	41,00	41,00	41,00
Mass Flow	kg/hr	11313,49	11289,54	23,95	Mass Flow	kg/hr	10465,69	66,55	10399,14
Total	kg/hr	11313,49	11313,49		Total	kg/hr	10465,69	10465,69	
Adsorber Regenerated		INPUT		OUTPUT					
Stream	Unit	H2O Trapped	12	13					
Pressure	kPa	1996,45	1996,45	1996,45					
Temperature	C	41,00	271,00	256,23					
Mass Flow	kg/hr	23,95	823,85	847,80					
Total	kg/hr	847,80		847,80					

POLITEKNIK
NEGERI
JAKARTA

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

LAMPIRAN 4 NERACA ENERGI

1. Data Properti Fisik Komponen

a. Konsep Perpindahan Panas Aliran Steady State

$$\Delta Q = m * C_p * dT = m * \int_{T_{ref}}^T C_{pdt}$$

Keterangan

- ΔQ : Kalor [kJ/hr]
 m : Molar flow [kgmole/hr]
 C_p : Spesific Heat [kJ/kgmolK]
 C_{pdt} : Spesific Heat Terkoreksi Suhu [kJ/kgmol]
 T : Suhu Operasi [K]
 T_{ref} : Suhu Refrensi , 298 [K]

b. Kapasitas Panas Cair Masing-Masing Komponen

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pdt} = \int_{T_{ref}}^T (A + B * T + C * T^2 + D * T^3) dT$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_{pdt} = \int_{T_{ref}}^T (A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4))$$

Keterangan

- C_{pdt} : Spesific Heat Terkoreksi Suhu [kJ/kgmol]
 T : Suhu Operasi [K]
 T_{ref} : Suhu Refrensi , 298 [K]
 A, B, C, D : Konstanta

Untuk nilai konstanta dapat dilihat pada Tabel L-4.1 dibawah ini.

Tabel L-4. 1 Konstanta Kapasitas Panas Komponen Cair

Komponen	BM	A	B	C	D
CO ₂	44,009	-338,96	5,28E+00	-2,33E-02	3,60E-05
H ₂ O	18,015	92,05	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
N ₂	28,0134	76,45	-3,52E-01	-2,67E-03	5,01E-05
CH ₄	16,04	-0,018	1,20E+00	-9,87E-03	3,17E-05
C ₂ H ₆	30,07	38,33	4,10E-01	-2,30E-03	5,93E-06
C ₃ H ₈	44,1	59,64	3,28E-01	-1,54E-03	3,65E-06

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

c. Kapasitas Panas Gas Masing-Masing Komponen

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dt = \int_{T_{ref}}^T (A + B * T + C * T^2 + D * T^3 + E * T^4) dT$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dt = \int_{T_{ref}}^T (A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5))$$

Keterangan

- C_{pdt} : Specific Heat Terkoreksi Suhu [kJ/kgmol]
 T : Suhu Operasi [K]
 T_{ref} : Suhu Referensi, 298 [K]
 A, B, C, D, E : Konstanta

Untuk nilai konstanta komponen Gas dapat dilihat pada Tabel L-4.2 sebagai berikut.

Tabel L-4. 2 Data Kapasitas Panas Komponen Gas

Komponen	BM	A	B	C	D	E
CO ₂	44,01	27,44	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
H ₂ O	18,02	33,93	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
N ₂	28,01	29,34	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
CH ₄	16,04	34,94	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-11
C ₂ H ₆	30,07	28,15	4,34E-04	1,89E-04	-1,91E-07	5,33E-11
C ₃ H ₈	44,10	28,28	1,16E-01	1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11

d. Panas Laten Masing-Masing Komponen

$$\Delta H_v = A \left(1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^n \right)$$

dimana:

- ΔH_v : Panas Laten [Kj/mol]
 A, T_c, n : Konstanta
 T : Suhu Operasi [K]

Data konstanta panas laten masing masing komponen seperti yang ditunjukkan pada Tabel L-4.3 sebagai berikut.

Tabel L-4. 3 Data Panas Laten Masing-Masing Komponen

Komponen	A	T _c (K)	n
CO ₂	18,26	304,19	0,24

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengemukakan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

N ₂	9,43	126,1	0,533
CH ₄	10,312	190,58	0,265
C ₂ H ₆	21,342	305,42	0,403
C ₃ H ₈	26,89	369,82	0,365

e. Enthalpy Pembentukan Masing-Masing Komponen

$$\Delta H_f = A + B * T + C * T^2$$

dimana:

- ΔH_f : Enthalpy Pembentukan [Kj/mol]
 A, B, C : Konstanta
 T : Suhu Operasi [K]

Data konstanta enthalpy pembentukan masing-masing komponen seperti yang ditunjukkan pada Tabel L-4.4 sebagai berikut.

Tabel L-4. 4 Data Konstanta Enthalpy Pembentukan

Komponen	BM	A	B	C
CO ₂	44,01	-393,42	1,59E-04	-1,39E-06
CH ₄	16,04	-63,43	-4,34E-02	1,72E-05
C ₂ H ₆	30,07	-66,74	-6,93E-02	3,04E-05
C ₃ H ₈	44,10	-80,70	-9,05E-02	4,21E-05
H ₂ O	18,02	-238,41	-1,23E-02	2,77E-06

2. Contoh Kalkulasi Kalor Pada Unit Cooler 1

a. Menghitung panas sensible inlet Cooler 1 (Q_{in})

Aliran 2

P = 593 [kPa]

T = 159 [C] = 432,6 [K]

Komponen	BM	n (kgmol/jam)	% mole
CO ₂	44,01	254,94	92,66%
Methane	16,04	4,04	1,47%
Ethane	30,07	0,15	0,06%
Propane	44,10	0,05	0,02%
H ₂ O	18,02	15,94	5,79%
Sum		275,1244	1

Berdasarkan informasi diatas maka dapat diketahui data komposisi dan kondisi operasi aliran yang dapat digunakan untuk menghitung property termofisika sebagai berikut.

- Kapasitas Panas Gas Aliran

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Kalkulasi contoh dilakukan pada komponen CO₂, nilai konstanta dapat dilihat pada Tabel L-4.2

$$C_p dt = \int_{298}^{432,6} (27,44(432,6 - 298) + \frac{4,23E-02}{2}(432,6^2 - 298^2) + \frac{-1,96E-05}{3}(432,6^3 - 298^3) + \frac{4E-09}{4}(432,6^4 - 298^4) + \frac{-2,99E-13}{4}(432,6^5 - 298^5))$$

$$C_p dt CO_2 = 33.082,68 \left[\frac{kJ}{kgmol} \right] * 92,66\% = 5046,23 \left[\frac{kJ}{kgmol} \right]$$

Komponen	Fraksi (Mole)	∫ Cp dT (kJ/kmol)	∫ Cp dT (kJ/kmol), Fractional
CO ₂	92,66%	5445,8354	5046,23
Methane	1,47%	5287,0493	77,68
Ethane	0,06%	6094,6335	3,41
Propane	0,02%	11669,0710	2,23
H ₂ O	5,79%	4586,0873	265,69
Sum	1		5.395,24

- Enthalpy Pembentukan

Kalkulasi contoh dilakukan pada komponen CO₂, nilai konstanta dapat dilihat pada Tabel L-4.4

$$\Delta H_f = 393,4 + 1,59 * 10^{-4} * 432,6 + (-1,39 * 10^{-6}) * 432,6^2$$

$$\Delta H_f = -393,61 \left[\frac{kJ}{mol} \right] * 1000 \left[\frac{mol}{kgmol} \right] * 92,66\%$$

$$\Delta H_f = -393.614,1575 \left[\frac{kJ}{kgmol} \right]$$

Komponen	Fraksi (Mole)	ΔHf (Kj/mol) , Non Fractional	ΔHf (Kj/kmol)
CO ₂	92,66%	-393.614,2	-364.635,02
Methane	1,47%	-74,85	-1.099,75
Ethane	0,06%	-84,68	-47,41
Propane	0,02%	-103,85	-19,82
H ₂ O	5,79%	-241,8	-14.008,58
Sum	1		-379.810,57

- Kalkulasi Enthalpy Total (Hi)

Untuk menentukan total Enthalpy yang terdapat pada aliran dapat ditentukan menggunakan persamaan berikut.

$$H_i = C_p dt + \Delta H_f$$

Kalkulasi dilakukan pada setiap komponen, sehingga didapatkan hasil sebagai berikut.

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Komponen	Fraksi (Mole)	ΔH_f [Kj/kmol]	$\int C_{pd}T$ [kJ/kmol]	H_i [kJ/kmol]
CO ₂	92,66%	-364.635,02	5046,23	-359.588,78
Methane	1,47%	-1.099,75	77,68	-1.022,07
Ethane	0,06%	-47,41	3,41	-43,99
Propane	0,02%	-19,82	2,23	-17,59
H ₂ O	5,79%	-14.008,58	265,69	-13.742,88
Sum	1	-379.810,57	5.395,24	-374.415,33

- Kalkulasi Kalor Aliran
Untuk menentukan total kalor yang terdapat pada aliran dapat ditentukan menggunakan persamaan berikut.

$$Q = H_i * \text{Molar Flow}$$

$$Q = -374.415,33 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right] * 275,12 \left[\frac{\text{kmol}}{\text{hr}} \right]$$

$$Q = -103.010.792,81 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{hr}} \right]$$

Kalkulasi dapat dilakukan pada setiap komponen dengan mengalikan total molar flow dengan H_i setiap komponen seperti yang dilampirkan pada Tabel berikut.

Komponen	n (kgmol/jam)	Fraksi (Mole)	H_i [kJ/kmol]	Q [kJ/hr]
CO ₂	254,94	92,66%	-359.588,78	-98.931.648,63
Methane	4,04	1,47%	-1.022,07	-281.197,26
Ethane	0,15	0,06%	-43,99	-12.103,69
Propane	0,05	0,02%	-17,59	-4.840,41
H ₂ O	15,94	5,79%	-13.742,88	-3.781.002,82
Total	275,1244	1	-374.415,33	-103.010.792,81

b. Menghitung panas sensibel Outlet Cooler 1 (Q_{out})

Aliran 3

P = 593 [kPa]

T = 42 [C] = 315 [K]

Komponen	BM	n (kgmol/jam)	% mole
CO ₂	44,01	254,94	92,66%
Methane	16,04	4,04	1,47%
Ethane	30,07	0,15	0,06%
Propane	44,10	0,05	0,02%
H ₂ O	18,02	15,94	5,79%
Sum		275,1244	1

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Pada Aliran 3 terbentuk 2 fasa akibat proses kondensasi yang ditunjukkan sebagai berikut.

Fasa Vapour

Komponen	BM	n (kgmol/jam)	% mole
CO ₂	44,01	254,91	96,90%
Methane	16,04	4,04	1,54%
Ethane	30,07	0,15	0,06%
Propane	44,10	0,05	0,02%
H ₂ O	18,02	3,89	1,48%
Sum		263,06	100,00%

Fasa Liquid

Komponen	BM	n (kgmol/jam)	% mole
CO ₂	44,01	0,02	0,19%
Methane	16,04	0,00	0,00%
Ethane	30,07	0,00	0,00%
Propane	44,10	0,00	0,00%
H ₂ O	18,02	12,04	99,81%
Sum		12,07	100,00%

Berdasarkan informasi diatas maka dapat dilanjutkan menghitung neraca kalor yang keluar dari sistem yaitu sebagai berikut

- Kapasitas Panas Gas Aliran

Komponen	Fraksi (Mole)	$\int C_{pd}T$ (kJ/kmol)	$\int C_{pd}T$ (kJ/kmol), Fractional
CO ₂	96,90%	657,59	637,23
Methane	1,54%	623,23	9,58
Ethane	0,06%	697,94	0,41
Propane	0,02%	1294,50	0,26
H ₂ O	1,48%	572,59	8,48
Sum	100,00%		655,95

- Kapasitas Panas Aliran Liquid

Kalkulasi dilakukan pada setiap komponen pada fasa liquid saja dengan menggunakan persamaan kapasitas panas liquid hingga mendapatkan nilai kapasitas panas sebagai berikut.

Komponen	Fraksi (Mole)	$\int C_{pd}T$ (kJ/kmol)	$\int C_{pd}T$ (kJ/kmol), Fractional
CO ₂	0,19%	2.185,84	4,18
Methane	0,00%	5.986,74	0,00
Ethane	0,00%	2.017,53	0,00
Propane	0,00%	2.058,02	0,00
H ₂ O	99,81%	1.281,55	1.279,10
Sum	100,00%		1.283,27

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

- Enthalpy Pembentukan

Kalkulasi dilakukan pada setiap komponen di setiap fasa hingga mendapatkan nilai enthalpy pembentukan yang terkoreksi pula dengan %mole komposisi sehingga mendapatkan hasil sebagai berikut.

Fasa Vapour

Komponen	Fraksi (Mole)	ΔH_f (Kj/mol) , Non Fractional	ΔH_f (Kj/kmol)
CO ₂	96,90%	-393.614,2	-381.327,85
Methane	1,54%	-74,85	-1.150,20
Ethane	0,06%	-84,68	-49,58
Propane	0,02%	-103,85	-20,73
H ₂ O	1,48%	-241,8	-3.580,03
Sum	100,00%		-386.128,40

Fasa Liquid

Komponen	Fraksi (Mole)	ΔH_f (Kj/mol) , Non Fractional	ΔH_f (Kj/kmol)
CO ₂	0,19%	-393.614,2	-752,03
Methane	0,00%	-74,85	-0,00
Ethane	0,00%	-84,68	-0,00
Propane	0,00%	-103,85	-0,00
H ₂ O	99,81%	-241,8	-241.337,90
Sum	100,00%		-242.089,93

- Kalkulasi Panas Laten

Kalkulasi dilakukan hanya pada aliran liquid dan dihitung berdasarkan fraksi pada aliran seperti yang ditunjukkan sebagai berikut.

Komponen	Fraksi (Mole)	ΔH_v (Kj/mol) , Non Fractional	ΔH_v (Kj/kmol)
CO ₂	0,19%	- 8.197,17	-15,67
Methane	0,00%	- 9.210,18	0,00
Ethane	0,00%	-5.288,25	0,00
Propane	0,00%	-13.396,37	0,00
H ₂ O	99,81%	-42.020,13	-41.939,83
Sum	100,00%		-41.955,49

- Kalkulasi Enthalpy Total (Hi)

Untuk menentukan total Enthalpy yang terdapat pada aliran dapat ditentukan menggunakan persamaan berikut.

$$H_i = C_p dt + \Delta H_f$$

Kalkulasi dilakukan pada setiap komponen di setiap fasa, sehingga didapatkan hasil sebagai berikut.

Fasa Vapour

Komponen	Fraksi (Mole)	ΔH_f (Kj/kmol)	$\int C_p dT$ [kJ/kmol]	H_i [kJ/kmol]
----------	---------------	------------------------	-------------------------	-----------------

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

CO ₂	96,90%	-381.327,85	637,23	4,18
Methane	1,54%	-1.150,20	9,58	0,00
Ethane	0,06%	-49,58	0,41	0,00
Propane	0,02%	-20,73	0,26	0,00
H ₂ O	1,48%	-3.580,03	8,48	1.279,10
Sum	100,00%	-386.128,40	655,95	1.283,27

Fasa Liquid

Komponen	Fraksi (Mole)	ΔH_f (Kj/kmol)	$\int C_p dT$ [kJ/kmol]	H_i [kJ/kmol]
CO ₂	0,19%	-752,03	4,18	-747,85
Methane	0,00%	-0,00	0,00	-0,00
Ethane	0,00%	-0,00	0,00	-0,00
Propane	0,00%	-0,00	0,00	-0,00
H ₂ O	99,81%	-241.337,90	1.279,10	-240.058,80
Sum	100,00%	-242.089,93	1.283,27	-240.806,66

Kalkulasi Kalor Aliran

Untuk menentukan total kalor yang terdapat pada aliran yaitu dengan mengalikan panas sensible terhadap masing-masing molar flow setiap fasa seperti yang dilampirkan sebagai berikut

Fasa Vapour

$$Q_{out}(V) = 1.283,27 \left[\frac{kJ}{kmol} \right] * 263,06 \left[\frac{kmol}{hr} \right] = -101.401.178,73 \left[\frac{kJ}{hr} \right]$$

Fasa Liquid

$$Q_{out}(L) = -240.806,66 \left[\frac{kJ}{kmol} \right] * 12,07 \left[\frac{kmol}{hr} \right] = -2.905.939,06 \left[\frac{kJ}{hr} \right]$$

$$Q_{Latent} = -41.955,49 \left[\frac{kJ}{kmol} \right] * 12,07 \left[\frac{kmol}{hr} \right] = -506.298,71 \left[\frac{kJ}{hr} \right]$$

$$Q_{Liq Total} = -2.905.939,06 + -506.298,71 = -104.813.416,49 \left[\frac{kJ}{hr} \right]$$

c. Menghitung panas serap pendingin

$$Q(cw) = Q_{in} - (Q_{out}(v + l)) + Q_{Latent}$$

$$Q(cw) = -103.010.792,81 - (-104.307.117,78) + (-506.298,71)$$

$$Q(cw) = 1.802.623,68 \left[\frac{kJ}{hr} \right]$$

Setelah mendapatkan nilai Q pendingin, selanjutnya dapat dihitung nilai dari massa pendingin yang dibutuhkan yaitu sebagai berikut.

$$m = \frac{Q * MW}{\int_{30}^{44} C_p}$$

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Nilai dari Cpdt Cooling water (30-44) sebesar 904,75 kJ/kmol sehingga massa cooling water yang dibutuhkan dapat dihitung sebagai berikut :

$$m = \frac{1.802.623,68 * 18,05}{904,75} = 35.893,03 \left[\frac{kg}{hr} \right]$$

d. Neraca Energi Cooler 1

Berikut merupakan Neraca Energi Cooler 1 yang telah ditentukan berdasarkan kalkulasi diatas.

Aliran	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Aliran 2 (Qin2)	-103.010.792,8	
Aliran 3 (Qout3)		-104.307.117,8
ΔH_v		-506.298,7
Q Cooling Water		1.802.623,7
Total	-103.010.792,8	-103.010.792,8

**POLITEKNIK
NEGERI
JAKARTA**

3. Neraca Energi Pabrik Kompresor

Kompresor		K-01 1st Stage		K-01 2nd Stage	
		INPUT	OUTPUT	INPUT	OUTPUT
Stream	Unit	1 W Komp	2	5 W Komp	6
Pressure	kPa	176	593,3	593,3	2000
Temperature	C	46	159,6	42,0	167,9010447
Molar Flow	kgmole/hr	275,12	275,12	263,06	263,06
ΔHv	[MJ/hr]	-	-	-	-
Hi	kJ/kgmole	- 378.997,72	- 374.415,33	- 385.472,44	- 380387,62
Heat Flow [MJ/HR]		- 104.271,52	1260,727072	- 103.010,79	1.337,60
Total		- 103.010,79	- 103.010,79	- 100.063,58	- 100.063,58
Kompresor		K-02 1st Stage		K-02 2nd Stage	
		INPUT	OUTPUT	INPUT	OUTPUT
Stream	Unit	19 W Komp	20	21 W Komp	22
Pressure	kPa	100,1	398,9	398,9	1590,0
Temperature	C	41,0	171,5	42,0	172,8
Molar Flow	kgmole/hr	236,3	236,3	236,3	236,3
ΔHv	[MJ/hr]	0,0	0,0	0,0	0,0
Hi	kJ/kgmole	-392891,3	-387558,8	-392852,4	-387503,6
Heat Flow [MJ/HR]		-92838,6	1260,0	-91578,5	1263,9
Total		-91578,5	-91578,5	-91565,5	-91565,5

Heat Exchanger

Heat Exchanger		E-01		E-02	
		INPUT	OUTPUT	INPUT	OUTPUT
Stream	Unit	2	QCW (28-29)	3	7
Pressure	kPa	593,3	593,3	2.000,0	2.000,0
Temperature	C	159,6	42,0	167,9	41,0
Molar Flow	kgmole/hr	275,1	275,1	263,1	263,1
Hi	kJ/kgmole	- 374.415,3	- 379.127,1	- 380.387,6	- 385.504,7
ΔHv	[MJ/hr]	-	- 506,3	-	- 108,0
Heat Flow [MJ/HR]		- 103.010,8	1.802,6	- 100.063,6	1.454,1
Total		- 103.010,8	103.010,8	- 100.063,6	100.063,6
Heat Exchanger		E-03		E-04	
		INPUT	OUTPUT	INPUT	OUTPUT
Stream	Unit	11	QSTEAM(36-37)	12	14
Pressure	kPa	1.996,45	1.996,45	1.996,45	1.996,45
Temperature	C	41,00	271,00	256,23	41,00
Molar Flow	kgmole/hr	18,91	18,91	20,24	20,24
ΔHv	[MJ/hr]	-	-	-	- 51,89
Hi	kJ/kgmole	- 387.678,78	- 377.960,77	- 369.132,35	- 378.020,83
Heat Flow [MJ/HR]		- 7.331,39	183,78	- 7.147,62	231,79
Total		- 7.147,62	- 7.147,62	- 7.471,39	7.471,39
Heat Exchanger		E-05		E-06	
		INPUT	OUTPUT	INPUT	OUTPUT
Stream	Unit	20	QCW(32-33)	21	23
Pressure	kPa	398,9	398,9	1.590,0	1.590,0
Temperature	C	171,5	42,0	172,8	42,0
Molar Flow	kgmole/hr	236,3	236,3	236,3	236,3
ΔHv	[MJ/hr]	-	-	-	-
Hi	kJ/kgmole	- 387.558,8	- 392.852,4	- 387.503,6	- 392.852,4
Heat Flow [MJ/HR]		- 91.578,5	1.250,8	- 92.829,4	1.263,9
Total		- 91.578,5	91.578,5	- 91.565,5	91.565,5
Heat Exchanger		E-07			
		INPUT	OUTPUT		
Stream	Unit	23	QMCR(26-27)		
Pressure	kPa	1.590,0	1.590,0		
Temperature	C	42,0	27,0		
Molar Flow	kgmole/hr	236,3	236,3		
ΔHv	[MJ/hr]	-	- 12.277,5		
Hi	kJ/kgmole	- 392.852,4	- 398.722,5		
Heat Flow [MJ/HR]		- 92.829,4	3.517,5		
Total		- 92.829,4	92.829,4		

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumpukan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Separator

Separator		V-01			V-02		
		INPUT	OUTPUT		INPUT	OUTPUT	
Stream	Unit	3	4	5	7	8	9
Pressure	kPa	593,3	593,3	593,3	2.000,0	2.000,0	2.000,0
Temperature	C	42,0	42,0	42,0	41,0	41,0	41,0
Molar Flow	kgmole/hr	275,1	12,1	263,1	263,1	2,6	260,5
ΔH_v	[MJ/hr]	- 506,3	-	-	- 410,7	-	-
Hi	kJ/kgmole	- 379.127,1	- 240.806,7	- 385.472,4	- 385.504,7	- 241.555,2	- 386.931,5
Heat Flow [MJ/HR]		- 104.307.117,8	- 2.905,9	- 101.401,2	- 101.409,7	- 623,7	- 100.786,0
Total		- 104.307,1	-	- 104.307,1	- 101.409,7	-	- 101.409,7

Separator		V-03			M-01		
		INPUT	OUTPUT				
Stream	Unit	14	15	16	17	18	19
Pressure	kPa	1996,4	1996,4	1996,4	1996,4	1996,4	100,1
Temperature	C	41,0	41,0	41,0	41,0	41,0	41,0
Molar Flow	kgmole/hr	20,2	19,0	1,2	240,2	3,9	236,3
ΔH_v	[MJ/hr]	-2563,5	-	-	-	-	-
Hi	kJ/kgmole	-378020,8	-386926,8	-241550,7	-387678,8	-74968,1	-392891,3
Heat Flow [MJ/HR]		-7651,3	-7351,8	-299,5	-93133,9	-295,3	-92838,6
Total		-7651,3	-	-7651,3	-93133,9	-	-93133,9

Adsorber

Adsorber Dehydrated		C-01/02		
		INPUT	OUTPUT	
Stream	Unit	9	10	H2O Trapped
Pressure	kPa	2000	1996	1996,4
Temperature	C	41	41	41,0
Molar Flow	kgmole/hr	260	259	1,3
ΔH_v	[MJ/hr]	-	-	0,0
Hi	kJ/kgmole	-386931	-387679	-241261,1
Heat Flow [MJ/HR]		- 100.786,01	- 100.465,28	- 320,73
Total		- 100.786,01	- 100.786,01	

Adsorber Regenerated		INPUT	OUTPUT	
Stream	Unit	H2O Trapped	12	13
Pressure	kPa	1996,4	1996,4	1996,4
Temperature	C	41,0	271,0	256,2
Molar Flow	kgmole/hr	1,3	18,9	20,2
ΔH_v	[MJ/hr]	0,0	-	-
Hi	kJ/kgmole	-241261,1	-377960,8	-369132,3
Heat Flow [MJ/HR]		-320,7	-7147,6	-7471,4
Total			-7468,3	-7468,3

Pompa

Pompa		P-01/02		
		INPUT		OUTPUT
Stream	Unit	24	W Pump	25
Pressure	kPa	1590,0		1650,0
Temperature	C	-27,0		-27,0
Molar Flow	kgmole/hr	236,3		236,3
ΔH_v	[MJ/hr]	-12277,5		-
Hi	kJ/kgmole	-398722,5		-398624,3
Heat Flow [MJ/HR]		-94216,5	4,8	-94211,6
Total		-	94.211,65	- 94.211,65

Split Point

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Split Point		INPUT	OUTPUT	
Stream	Unit	10	11	17
Pressure	kPa	1996,4	1996,4	1996,4
Temperature	C	41,0	41,0	41,0
Molar Flow	kgmole/hr	259,1	18,9	240,2
ΔH_v	[MJ/hr]	-	-	-
H_i	kJ/kgmole	-387678,8	-387678,8	-387678,8
Heat Flow [MJ/HR]		-100465,3	-7331,4	-93133,9
Total		-100465,3	-100465,3	



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

LAMPIRAN 5

SPESIFIKASI PERALATAN

1. Kompresor

Pada perhitungan ini akan diambil contoh perancangan Kompresor CO₂ train

(K-02)

Kode Alat	=	K-02
Fungsi	=	Menaikan tekanan aliran feed pure CO ₂ sebelum likuifikasi
Tipe	=	Centrifugal
Jumlah stage	=	2
Material	=	Stainless Steel

Kondisi Operasi

Kapasitas	=	3388,98 CFM
ρ_{suction}	=	1,81 kg/m ³
ρ_{dish}	=	7,86 kg/m ³
Flowrate	=	10399 kg/hr
P ₂ (dish)	=	1590 kPa
P ₂ (suct)	=	101 kPa

a. Penentuan jumlah stage (n)

$$r = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{1}{2}} = 3,98$$

$$n = \frac{\log \left(\frac{P_2}{P_1} \right)}{\log(r)} = 2$$

$$P_{1^{\text{st}} \text{ stage}} = 398,947 \text{ kPa}$$

$$P_{2^{\text{nd}} \text{ stage}} = 1590 \text{ kPa}$$

b. Penentuan suhu outlet setiap stage

1 st stage	2 nd stage
$C_p = 38,91 \text{ kJ/mol K}$	$C_p = 38,94 \text{ kJ/mol K}$
$k = C_p / (C_p - R) = 1,27$	$k = C_p / (C_p - R) = 1,27$
$T_{\text{inlet}} = 41 \text{ }^{\circ}\text{C} = 314 \text{ K}$	$T_{\text{inlet}} = 42 \text{ }^{\circ}\text{C} = 315 \text{ K}$

$$T_d = T_s \left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

$$T_{d-1} = 444,50 \text{ K} = 171,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{d-2} = 445,8 \text{ K} = 172,8 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

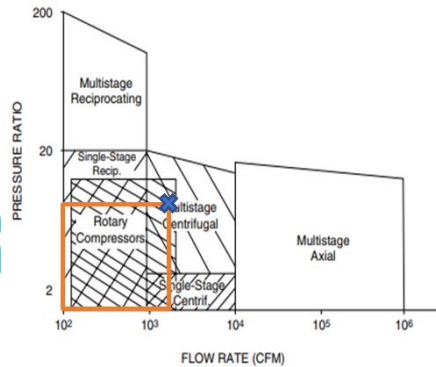
Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumpukan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

- c. Penentuan jenis kompresor

$$R = 3,98$$

$$W = 3388,98 \text{ CFM}$$



- d. Menghitung W_{ad}

$$Q_{suct} = 95,96 \text{ m}^3/\text{min}$$

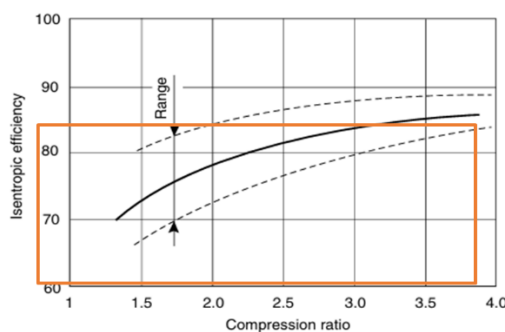
$$C_p = 38,92 \text{ kJ/molK}$$

$$m_{stage} = 2$$

$$r_p = 3,98$$

W_{ad}	=	$\frac{m_{stage} \times k}{k-1} \times \frac{P_{suction} \times Q_{suc}}{6000} \left[(r_p)^{\frac{k-1}{m \times k}} - 1 \right]$
	=	515,08 kW

- e. Menghitung W_{shaft}



$$\eta_{shaft} = 85\%$$

W_{shaft}	=	$\frac{W_{ad}}{\eta_{ad}}$
	=	605,971 kW

- f. Menghitung W_{motor}

$$\text{Efisiensi transmisi} = 0,98 \text{ (Roda gigi miring satu tingkat)}$$

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Motor Induksi (α) = 0,1

W_{motor}	=	$\frac{W_{\text{shaft}}}{\eta_{\text{transmisi}}} \times (1 - \alpha)$
	=	639,97kW

Resume Kompresor

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	K-02					
Tipe	Centrifugal Compressor					
Fungsi	Menaikan tekanan aliran feed Pure CO ₂ Sebelum Likuifikasi					
Jumlah Stage	2					
Bahan	Stainless Steel					
Kondisi Operasi	P suction :	100,1	kPa	T suction 1st stage :	41	C
	P discharge :	1590	kPa	T suction 2nd stage :	42	C
				T discharge 1st stage :	171,4987713	C
				T discharge 2nd stage :	172,7903846	C
Kapasitas [Kg/jam]	10399					
r	3,985					
Efisiensi	85%					
Power (Hp)	858					

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	K-01					
Jenis	Centrifugal Compressor					
Fungsi	Menaikan tekanan aliran feed Raw CO ₂					
Jumlah Stage	2					
Bahan	Stainless Steel					
Kondisi Operasi	P suction :	176	kPa	T suction 1st stage :	40	C
	P discharge :	2000	kPa	T suction 2nd stage :	42	C
				T discharge 1st stage :	159,625	C
				T discharge 2nd stage :	167,901	C
Kapasitas [Kg/jam]	11578					
r	3,371					
Efisiensi Adiabatik	85%					
Power (Hp)	930					

2. Heat Exchanger

Pada perhitungan ini akan diambil contoh perancangan pada Unit Intercooler Train 1

Kode Alat	=	E-05
Fungsi	=	Intercooler Kompresor 1 st stage CO ₂ Train
Tipe Kolom	=	1-2 Shell and Tube heat exchanger
TEMA	=	AES

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumpukan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Fluida Tube = Cooling Water
 Fluida Shell = Gas CO₂
 Jumlah = 1

a. Data Perancangan

CO₂ (Fluida Panas)

$T_1 = 171,50\text{ }^{\circ}\text{C} = 340,7\text{ }^{\circ}\text{F}$
 $T_2 = 42\text{ }^{\circ}\text{C} = 107,6\text{ }^{\circ}\text{F}$
 $W_a = 10.399,14\text{ kg/hr} = 22925,8\text{ lb/jam}$

Cooling Water (Fluida Dingin)

$t_1 = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$
 $t_2 = 44\text{ }^{\circ}\text{C} = 112\text{ }^{\circ}\text{F}$
 $W_b = 24.906,36\text{ kg/hr} = 54908,2\text{ lb/jam}$
 $Q = 1.250.849,88\text{ kJ/hr} = 1.185.593,04\text{ btu/hr}$

b. LMTD

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 87,9\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Digunakan shell and tube 1-2 exchanger, maka

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 9,25$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,1$$

Faktor R dan S digunakan dalam menentukan Ft yang terdapat pada Fig 18, pg 828, Kern 1965, sehingga:

$$F_t = 0,786$$

$$\text{Shell pass} = 1$$

$$\text{Tube pass} = 2$$

$$\Delta T = F_t * LMTD = 69,15\text{ }^{\circ}\text{F}$$

c. Menghitung T_{avr} dan t_{avr}

$$T_{avr} = 224,15\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_{avr} = 98,6\text{ }^{\circ}\text{F}$$

d. Properti fluida pada T_{avr} dan t_{avr}

Properti	Fluida Panas	Fluida Dingin	Satuan
BM	44,0090	18,0150	kg/kmol
μ	0,0448	1,7353	lb/ft.hr
Cp	0,2216	1,0306	Btu/lb.°F
k	0,0135	0,3591	Btu/hr.ft.°F
ρ	0,3649	63,4004	lb/ft ³

e. Trial nilai Ud dan A

Tersedia Ud = 2-50 Btu/ft².°F.hr

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Ud = 30 Btu/ft².°F.hr (Tabel 8 Kern)

$$A = \frac{Q}{Ud * \Delta T} = 571,5 \text{ ft}^2$$

- f. Menentukan trial Panjang tube, diameter tube dan jenis tube

L = 18 ft

OD = 1 ¼ in

Jenis tube = 18 BWG

Flow area , a't = 1,04 in²

a'' = 0,3271 ft²/ft

$$Nt = \frac{A}{L * a''} = 97,1$$

Nt (Standard) = 100 (Table 9, Kern 1965)

IDs = 19 ¼ (Table 9, Kern 1965)

Pitch = Triangular 1 4/7"

- g. Koreksi A dan Ud terkoreksi

$$A \text{ koreksi} = Nt * L * a'' = 588,78 \text{ ft}^2$$

$$Ud \text{ koreksi} = \frac{Q}{A \text{ koreksi} * \Delta T} = 29,13 \text{ Btu/ft}^2. \text{°F. hr}$$

- h. Menghitung flow area

Shell , Fluida Panas, CO2				Tube , Fluida Dingin, Cooling Water	
B	=	IDS	(Kern, 1965, pg 232)	a't	= 1,040 in ²
	=	5		Nt	= 100
	=	19,25	in	n	= 2
C'	=	pitch - OD		a _t	= $\frac{Nt * a't}{144 * n}$
	=	1,56	in		= 0,3611 ft ²
	=	0,31	in		(Kern, 1965, pg 232)
a _s	=	$\frac{ID * C' * B}{144 * pitch}$			
	=	$\frac{19,25 * 0,31 * 5}{144 * 1,56}$			
as	=	$\frac{144 * a_s}{144}$			
	=	0,1029	ft ²		

- i. Menghitung laju alir massa

Shell , Fluida Panas, CO2			Tube , Fluida Dingin, Cooling Water		
w	=	22925,8033 lb/jam	w	=	54908,1996 lb/jam
as	=	0,1029 ft ²	at	=	0,3611 ft ²
G _s	=	$\frac{w}{as}$	G _t	=	$\frac{w}{at}$
	=	$\frac{22925,8033}{0,1029}$		=	$\frac{54908,1996}{0,3611}$
	=	222.723,27 lb/jam.ft ²		=	152.053,48 lb/jam.ft ²
		(Kern, 1965, pg 232)			(Kern, 1965, pg 232)

- j. Menghitung Reynold Number

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Shell, Fluida Panas, CO ₂	Tube, Fluida Dingin, Cooling Water
Mencari nilai De pada fig 28, pg 838	Mencari nilai ID pada Tabel 10, pg 843
De = 0,9100 in = 0,0758 ft	ID = 1,1500 in = 0,0958333 ft
Gs = 222.723,27 lb/jam.ft ²	Gt = 152.053,48 lb/jam.ft ²
μ = 0,0448 lb/ft.hr	μ = 1,7353 lb/ft.hr
Res = $\frac{De \times Gs}{\mu}$	Ret = $\frac{ID \times Gt}{\mu}$
= 376.860,45	= 8.397,11
(Kern, 1965, pg 232)	(Kern, 1965, pg 232)

k. Menghitung nilai jH

(k) Menentukan nilai jH	
Dari Gambar 28, pg 838, Kern 1965 diperoleh nilai jH = 400	Dari Gambar 24, pg 834, Kern 1965 diperoleh nilai jH = 32 L/D = 187,83

l. Menghitung Ho, Hi, dan Hio

Shell, Fluida Panas, CO ₂			Tube, Fluida Dingin, Cooling Water		
Cp	=	0,2216 Btu/lb.°F	Cp	=	1,0306 Btu/lb.°F
μ	=	0,0448 lb/ft.hr	μ	=	1,7353 lb/ft.hr
k	=	0,0135 Btu/hr.ft.°F	k	=	0,3591 Btu/hr.ft.°F
$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$	=	0,9017	$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$	=	1,7078
(Kern, 1965, pg 232)			(Kern, 1965, pg 232)		
Menghitung ho			Menghitung hi		
jH	=	400	jH	=	32
k	=	0,0135 Btu/hr.ft.°F	k	=	0,3591 Btu/hr.ft.°F
De	=	0,0758 ft	ID	=	0,0958 ft
$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$	=	0,9017	$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$	=	1,7078
$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0,14}$	=	1 (viskositas < 1 cP)	$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0,14}$	=	1 (viskositas < 1 cP)
ho = jH × $\frac{k}{D_s} \times \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0,14}$			hi = jH × $\frac{k}{ID} \times \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0,14}$		
ho =			hi =		204,7630 Btu/hr.ft².°F
(Kern, 1965, pg 150)		64,43 Btu/hr.ft².°F	(Kern, 1965, pg 230)		
			Menghitung hio		
			ID	=	0,0958 ft
			OD	=	1,2500 in = 0,1042 ft
			hi	=	204,7630 Btu/hr.ft².°F
			hio = hi × $\frac{ID}{OD}$		
				=	188,3819 Btu/hr.ft².°F
			(Kern, 1965, pg 111)		

m. Menghitung Uc

(n) Menghitung clean overall coefficient (Uc)
Uc = $\frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{188,3819 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} \times 64,4295 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}}{188,3819 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F} + 64,4295 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}}$
= 48,010 Btu/hr.ft ² .°F
(Kern, 1965, pg 112)

n. Menghitung Rd

(o) Menghitung Rd
Ud ketentuan = 0,003 (Kern, 1965, pg 840)
Rd = $\frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$
= $\frac{1}{0,0135} - \frac{1}{48,010}$
= 73,737
(Rd hitung > Rd yang dibutuhkan sehingga desain dapat diterima (Kern, 1965, pg 112))

o. Menghitung Pressure Drop

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Menghitung Pressure Drop			
Shell, Fluida Panas, CO ₂		Tube, Fluida Dingin, Cooling Water	
(1') Friksi dan (N+1)		(1) Menghitung friksi	
Dari Fig 29, pg diperoleh nilai f :		Dari Fig 26, pg 836 diperoleh nilai f	
Re	=	376.860,45	
f	=	0,0010	
(2') Menghitung (N+1)		Pada t avg = (t1+t2)/2 °F	
L	=	18,0	ft
B	=	3,8500	in
(N+1)	=	$\frac{12 \times L}{B}$	
	=	56,1038961	
(4') Menghitung ΔPs		(2) APT	
f	=	0,0010	
Gs	=	222723,2700	lb/jam.ft ²
De	=	0,0758	ft
(N+1)	=	56,1038961	
s	=	0,8262	
Øs	=	1	(viskositas < 1 cP)
IDs	=	19,25	in = 1,6042 ft
ΔPt	=	$f \times Gs^2 \times IDs \times (N+1)$	
	=	$5,22 \times 10^{10} \times De \times s \times \phi_t$	
	=	1,3651	psi
Pressure drop tidak melebihi pressure drop ketentuan, yaitu 2 psi. Dengan demikian rancangan dapat diterima		Menghitung ΔPt $\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \phi_t}$ $= 0,0038 \text{ psi}$ $V^2 = 0 \text{ (Dari Fig 27 Kern 1965)}$ $2g' = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$ $= 0,0242 \text{ psi}$ $\Delta P_T = \Delta Pt + \Delta Pr$ $= 0,0279 \text{ psi}$ Pressure drop tidak melebihi pressure drop ketentuan, yaitu 10 psi. Dengan demikian rancangan dapat diterima	

Resume Heat Exchanger

Spesifikasi									
Kode	E-01								
Fungsi	Mendinginkan Aliran Keluaran Kompresor Capture 1								
Type	1-2 shell and tube heat exchanger, AES Type								
Kapasitas	Massa Fluida Shell				Massa Fluida Tube				
	(M CO2)	=	11.578,42	kg/jam	(M Cooling Water)	=	25.203,69	kg/jam	
Jumlah	1								
Ukuran									
Shell	ID	=	19 1/4	in	Baffle Spacing	=	3,85	in	
		=	1/2	m			=	0,09779	m
Tube	OD	=	1 1/4	in	ID	=	1,150	in	
		=	0,03175	m			=	0,02921	m
Tube	BWG	=	18						
	Pt (Triangular)	=	1 4/7	in	=	0,040	m		
	L tube	=	16	ft	=	4,877	m		
	Nt	=	91						
Konstruksi									
Shell	Titanium								
Tube	Titanium								
AP Allowance	Shell	=	5	psi					
	Tube	=	10	psi					
AP Calculated	Shell	=	2,4218	psi					
	Tube	=	0,0669	psi					
UD	38,7781				Btu/ft ² °F.hr				
UC	94,456				Btu/ft ² °F.hr				
Rd	0,0152								
Luas Area	476,2576				ft ²				

Spesifikasi									
Kode	E-02								
Fungsi	Mendinginkan Aliran Keluaran Kompresor Capture 2								
Type	1-2 shell and tube heat exchanger, AES Type								
Kapasitas	Massa Fluida Shell				Massa Fluida Tube				
	(M CO2)	=	11.360,43	kg/jam	(M Cooling Water)	=	28.953,59	kg/jam	
Jumlah	1								
Ukuran									
Shell	ID	=	21 1/4	in	Baffle Spacing	=	4,25	in	
		=	0,53975	m			=	0,10795	m
Tube	OD	=	1 1/4	in	ID	=	1,150	in	
		=	0,03175	m			=	0,02921	m
Tube	BWG	=	18						
	Pt (Triangular)	=	1 4/7	in	=	0,04	m		
	L tube	=	16	ft	=	4,88	m		
	Nt	=	112						
Bahan Konstruksi									
Shell	Titanium								
Tube	Titanium								
AP Allowance	Shell	=	5	psi					
	Tube	=	10	psi					
AP Calculated	Shell	=	1,6739	psi					
	Tube	=	0,0348	psi					
UD	33,7793				Btu/ft ² °F.hr				
UC	86,979				Btu/ft ² °F.hr				
Rd	0,0181								
Luas Area	586,1632				ft ²				



Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengemukakan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Spesifikasi								
Kode	E-03							
Fungsi	Memaskan Aliran Gas Regas CO2 Kolom Dehidrasi							
Type	1-2 shell and tube heat exchanger, AES Type							
Kapasitas	Masa Fluida Shell			Masa Fluida Tube				
	(M Steam)	=	93,98	kg/jam	(M CO2 Regas)	=	823,85	kg/jam
Jumlah	1							
Ukuran								
Shell	ID	=	8	in	Baffle Spacing	=	1,60	in
Tube	OD	=	0,2032	m	ID	=	0,04064	m
		=	3/4	in		=	0,652	in
		=	0,01905	m		=	0,0165608	m
	BWG	=	18					
	Pt (Square)	=	1	in		=	0,0254	m
	L tube	=	8	ft		=	2,4384	m
	Nt	=	26					
Bahan Konstruksi								
Shell	Stainless Steel							
Tube	Stainless Steel							
AP Allowance	Shell	=	5				psi	
	Tube	=	10				psi	
AP Calculated	Shell	=	0,0022				psi	
	Tube	=	0,3177				psi	
UD	13,6659				Btu/ft ² °F.h			
UC	25,914				Btu/ft ² °F.h			
Rd	0,005				(Allowable)			
	0,0046				(Calculated)			
Luas Area	40,8304				ft ²			

Spesifikasi									
Kode	E-05								
Fungsi	Mendinginkan Aliran Keluaran 1st Stage Kompresor Train								
Type	1-2 shell and tube heat exchanger, AES Type								
Kapasitas	Masa Fluida Shell				Masa Fluida Tube				
	(M CO2)	=	10.399,14	kg/jam	(M Cooling Water)	=	24.906,36	kg/jam	
Jumlah	1								
Ukuran									
Shell	ID	=	19 1/4	in	Baffle Spacing	=	3,85	in	
Tube	OD	=	0,48895	m	ID	=	0,09779	m	
		=	1 1/4	in		=	1,150	in	
		=	0.03175	m		=	0,02921	m	
	BWG	=	18						
	Pt (Triangular)	=	1 4/7	in		=	0,04	m	
	L tube	=	18	ft		=	5,49	m	
	Nt	=	100						
Bahan Konstruksi									
Shell	Carbon Steel								
Tube	Titanium								
AP Calculated	Shell	=	1,3651					psi	
	Tube	=	0,0279					psi	
UD	29,1213				Btu/ft2 °F.hr				
UC	48,010				Btu/ft2 °F.hr				
Rd	0,003				(Allowable)				
	0,0135				(Calculated)				
Luas Area	588,7800				ft2				

Spesifikasi								
Kode	E-07							
Fungsi	Mengondensasikan Aliran Keluaran Regen							
Type	1-2 shell and tube heat exchanger, AKS Type							
Kapasitas	Masa Fluida Shell			Masa Fluida Tube				
	(M CO2)	=	10.399,14	kg/jam	(M Multi Component Refrigeran)	=	103.390,00	kg/jam
Jumlah	1							
Ukuran								
Shell	ID	=	25	in	Baffle Spacing	=	5,00	in
Tube	OD	=	0,635	m	ID	=	0,127	m
		=	1 1/4	in		=	1,150	in
		=	0,03175	m		=	0,02921	m
	BWG	=	18					
	Pt (Triangular)	=	1 4/7	in	=	0,04		m
L tube	=	12	ft	=	3,66		m	
Nt	=	188						
Bahan Konstruksi								
Shell	Titanium							
Tube	Titanium							
AP Calculated	Shell	=	0,4799				psi	
	Tube	=	0,7265				psi	
UD	53,9090						Btu/ft2.°F.hr	
UC	79,725						Btu/ft2.°F.hr	
Rd	0,0060						(Calculated)	
Luas Area	737,9376						ft2	

Spesifikasi								
Kode	E-04							
Fungsi	Mengondensasikan Aliran Keharuan Regen							
Type	1-2 shell and tube heat exchanger							
Kapasitas	Massa Fluida Panas			Massa Fluida Dingin				
	(M Steam)	=	847,80	kg/jam	(M CO2 Regen)	=	4.615,34	kg/jam
Jumlah	1							
Ukuran								
Shell	ID	=	10	in	Baffle Spacing	=	2,00	in
		=	0,254	m		=	0,0508	m
	OD	=	3/4	in	ID	=	0,652	in
		=	0,01905	m		=	0,0165608	m
	BWG	=	18					
	Pt (Triangular)	=	1	in		=	0,0254	m
	L tube	=	6	ft		=	1,8288	m
Nt	=	52						
Bahan Konstruksi								
Shell	Titanium							
Tube	Titanium							
ΔP Allowance	Shell	=	10				psi	
	Tube	=	10				psi	
ΔP Calculated	Shell	=	0,0766				psi	
	Tube	=	0,0712				psi	
UD	28,6533						Btu/ft2 °F.hr	
UC	57,670						Btu/ft2 °F.hr	
Rd	0,003						(Allowable)	
	0,0176						(Calculated)	
Luas Area	61,2456						ft2	

Spesifikasi								
Kode	E-06							
Fungsi	Mendinginkan Aliran Keluaran 2nd Stage Kompresor Train							
Type	1-2 shell and tube heat exchanger, AES Type							
Kapasitas	Masa Fluida Shell			Masa Fluida Tube				
	(M CO2)	=	10.399,14	kg/jam	(M Cooling Water)	=	25.166,09	kg/jam
Jumlah	1							
Ukuran								
Shell	ID	=	19 1/4	in	Baffle Spacing	=	3.85	in
Tube		=	0,48895	m		=	0,09779	m
	OD	=	1 1/4	in		=	1,150	in
		=	0,03175	m	ID	=	0,02921	m
	BWG	=	18					
	Pt (Triangular)	=	1 4/7	in		=	0,04	m
	L tube	=	16	ft		=	4,88	m
	Nt	=	94					
Bahan Konstruksi								
Shell	Carbon Steel							
Tube	Titanium							
AP Calculated	Shell	=	1,2135				psi	
	Tube	=	0,0359				psi	
UD	34,7102						Btu/ft2 °F.hr	
UC	49,940						Btu/ft2 °F.hr	
Rd	0,0088						(Calculated)	
Luas Area	491,9584						ft2	

3. Separator

Pada perhitungan ini akan diambil contoh perancangan Kompresor CO2 train (V-01)

Feed Design

T	=	42	C	=	107,6	F
P	=	593,18	kPa	=	86,03364	psia
w	=	11578,4	kg/hr	=	25526,02	lb/hr

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Top Product

T	=	42	C	=	107,60	F
P	=	593,18	kPa	=	86,03	psia
wV	=	11360,4	kg/hr	=	25045,43	lb/hr
rho V	=	10,063	kg/m ³	=	0,628233	lb/ft ³
vV	=	1128,93	m ³ /hr	=	39867,83	ft ³ /hr

Bottom Product

T	=	42,00	C	=	107,6	F
P	=	593,18	kPa	=	86,03364	psia
wL	=	217,996	kg/hr	=	480,598	lb/hr
rho L	=	1010,46	kg/m ³	=	63,08281	lb/ft³
vL	=	0,21574	m ³ /hr	=	7,61879	ft³/hr

a. Menghitung Superficial Velocity

$K_v = 0,064 \text{ m/s}$ (Konstanta empiris)

$$V_v = K_v \left[\frac{\rho_L' - \rho_v'}{\rho_v'} \right]^{1/2}$$

$$= 0,64 \text{ m/s} = 7536,84 \text{ ft/hr}$$

b. Menghitung dimensi vessel

$$A = \frac{V_v}{vV} = 5,3 \text{ ft}^2$$

$$D = \left(\frac{4 * A}{\pi} \right)^{1/2} = 2,6 \text{ ft} = 0,79 \text{ m}$$

$$D = 1 \text{ m (Standarisasi)}$$

$T_s = 5 \text{ menit}$ (Wallas, 1990 pg 12)

$$L(\text{liquid}) = \frac{V_l * t_s}{A} = 0,12 \text{ ft} = 0,03 \text{ m}$$

$$L(\text{liquid}) = 1 \text{ m (Standarisasi)}$$

$L/D = 3$ (Optimal untuk Pressure 0-20 bar)

$$L = 7,78 \text{ ft} = 2,37 \text{ m}$$

c. Menghitung ketebalan shell

P operasi	=	86,03364	psia
gravitasi (g)	=	32,174	lb/ft ³
P hydros	=	1,691706	psia
P Total	=	87,72535	psia
P desain	=	96,49788	psia

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

$f = 18750 \text{ psia}$ (*Allowable tensile strength* for Type SA 240, Grade C Type 347)

(las double welded butt joint)

$E = 0,8$

$C = 0,125$

t_{shell}	=	$\frac{P_{\text{desain}} * D}{(f * E - 0,6 * P_{\text{desain}})} + C = 0,426 \text{ in}$
	=	0,5 in (Standarisasi)

d. Menentukan OD

$OD = ID + 2 * t_s = 32,14 \text{ in} = 34 \text{ in}$ (Standarisasi)

$I_{cr} = 2,125 \text{ in}$

e. Menghitung Tebal tutup

Tipe Elliptical Dished Head

$K=2$

V	=	$\frac{2 + k^2}{6} = 1$
t_{tutup}	=	$\frac{P_{\text{desain}} * ID * V}{(2 * f * E) - (0,2 * P_{\text{desain}})} + CA = 2,23 \text{ in}$
Tinggi tutup	=	$0,25 * OD = 8,5 \text{ in} = 0,71 \text{ ft}$
Tinggi shell	=	$2 * \text{tinggi tutup} + L + t_{\text{tutup}} = 118,7 \text{ in}$
	=	3,01 m

Resume Separator

Spesifikasi					Spesifikasi				
Kode	V-01				Kode	V-02			
Fungsi	Memisahkan fase gas dan liquid dari keluaran 1st stage intercooler				Fungsi	Memisahkan fase gas dan liquid dari keluaran 2nd stage intercooler			
Tipe	Vertical Gas Liquid Separator				Tipe	Vertical Gas Liquid Separator			
Kapasitas	1129,15	m ³	39875,45	ft ³	Kapasitas	330,54	m ³	11672,82	ft ³
Bahan	Stainless Steel Type SA 240 Grade C Type 347				Bahan	Stainless Steel Type SA 240 Grade C Type 347			
Konstruksi	Single Welded Butt Joint				Konstruksi	Double Welded Butt Joint			
Tipe Sambungan	Single Welded Butt Joint				Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Tinggi Vessel	3,01	m	9,89	ft	Tinggi Vessel	2,25	m	7,39	ft
Diameter Vessel	0,84	m	2,76	ft	Diameter Vessel	0,62	m	2,02	ft
Jenis Head Vessel	Elliptical Dished Head				Jenis Head Vessel	Elliptical Dished Head			
Tinggi Tutup Atas	0,22	m	0,71	ft	Tinggi Tutup Atas	0,17	m	0,54	ft
Tinggi Tutup Bawah	0,22	m	0,71	ft	Tinggi Tutup Bawah	0,17	m	0,54	ft
Tebal Tutup	2,23	in	0,06	m	Tebal Tutup	2,88	in	0,07	m
Tebal Shell	0,50	in	0,01	m	Tebal Shell	0,88	in	0,02	m
ID Shell	33,15	in	0,84	m	ID Shell	24,26	in	0,62	m
OD Shell	34,00	in	0,86	m	OD Shell	26,00	in	0,66	m

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Spesifikasi				
Kode	V-03			
Fungsi	Memisahkan fase gas dan liquid dari keluaran cooler regenerasi			
Tipe	Vertical Gas Liquid Separator			
Kapasitas	22,55	m ³	796,40	ft ³
Bahan Konstruksi	Stainless Steel Type SA 240 Grade C Type 347			
Tipe Sambungan	Double Welded Butt Joint			
Tinggi Vessel	1,04	m	3,42	ft
Diameter Vessel	0,29	m	0,95	ft
Jenis Head Vessel	Elliptical Dished Head			
Tinggi Tutup Atas	0,28	m	0,91	ft
Tinggi Tutup Bawah	0,28	m	0,91	ft
Tebal Tutup	1,00	in	0,03	m
Tebal Shell	0,38	in	0,01	m
ID Shell	11,35	in	0,29	m
OD Shell	12,00	in	0,30	m

4. Adsorber (C01/02)

Kode Alat = C-01/02
 Fungsi = Menghilangkan kandungan CO₂ pada Feed
 Tipe Kolom = Vertical Vessel dengan Elliptical Dishead Head
 Tipe Adsorbent = Molecular Sieve 3A Silinder 4 x 8 Mesh Beads
 Bahan Konstruksi = Stainless Steel
 Cycle Time = 8 Jam
 Jumlah Kolom = 2

Kondisi Operasi

Tekanan = 2000 kPa = 290 psia
 Laju alir = 260,47 kgmole/hr
 MW = 43,18 kg/kgmole
 ρ = 34,12 kg/m³
 Z = 0,903300712
 Temperatur = 41 °C = 314 K

a. Nilai flowrate pada kondisi standar

$$Q_{std} = n * \frac{MW}{\rho} * 22,4$$

$$Q_{std} = 260,47 * \frac{43,18}{34,12} * 22,4 = 7388,8 \text{ std } \frac{m^3}{hr}$$

$$Q_{std} / \text{day} = 177.220,49 \text{ std } m^3/\text{day}$$

b. Menghitung Water Content pada Feed

$$W = \frac{\text{mass Water}}{Q_{std}} * 10^6$$

$$W = \frac{23,95}{7388,8} * 10^6 = 3241,26 \frac{kg}{10^6} \text{ std } m^3$$

c. Menghitung Partial Pressure pada Feed (ppw)

$$y_w = \frac{W}{761400} = \frac{3241,26}{761400} = 0,0042569 \text{ ppmv}$$

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

$$ppw = yw * Pinlet = 0,0042569 * 2000 \text{ kPa} = 8,51 \text{ kpa}$$

- d. Menentukan Theoretical Equilibrium

$$Xe = 23\%$$

- e. Menentukan tipe molecular sieve

Tipe Adsorbent	=	Molecular Sieve 3A
Ukuran	=	4 x 8 Mesh Beads
Bulk Density	=	Typical $\pm 650 \text{ kg/m}^3$ (Brownell)
Particle Size Factor (Kms)	=	0,52

- f. Menghitung Flowrate per Tower

Dikarenakan hanya 1 tower yang service maka flow per towernya sama dengan Qstd per day.

$$q = 177.220,49 \text{ std } \frac{\text{m}^3}{\text{day}}$$

- g. Menghitung actual volumetric flowrate

Digunakan nilai pada kondisi standar yaitu

$$P_s = 101 \text{ kPa}$$

$$T_s = 288 \text{ K}$$

$$q_g = \frac{q}{1440} * \frac{P_s}{P} * \frac{T}{T_s} * Z$$

$$q_g = \frac{177.220,49}{1440} * \frac{101}{2000} * \frac{314}{288} * 0,903$$

$$q_g = 6,12 \text{ m}^3/\text{min}$$

- h. Menghitung maximum superficial velocity

$$V_g \text{ max} = \frac{74}{\sqrt{\rho}} = \frac{74}{\sqrt{34,12}} = 12,23 \text{ m/min}$$

- i. Menghitung minimum bed diameter

$$D_m = \sqrt{\frac{4 * q_g}{\pi * V_g}} = \sqrt{\frac{4 * 6,12}{3,14 * 12,23}} = 0,798 \text{ m}$$

$$D_m = 0,8 \text{ (Standard ID Vessel)}$$

- j. Menghitung actual velocity bed

$$V_g = \frac{q_g}{\frac{\pi}{4} * D^2} = 1,6 \frac{\text{m}}{\text{min}}$$

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

- k. Menghitung massa adsorbent saat net equivalent equilibrium (aged condition)

$$\begin{aligned} \text{Adsorpsi cycle time (ta)} &= 8 \text{ hr} \\ W &= 3241,26 \frac{\text{kg}}{10^6 \text{ stdm}^3} \\ \Delta X_a &= 11,4\% \end{aligned}$$

Massa Water removed per hr

$$M_{\text{water/hr}} = W * \frac{q}{24} = 23,93 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Massa Adsorbent

$$m_e = \frac{M_{\text{water}} * ta}{\Delta X_a} = 1803,80 \text{ kg}$$

- l. Menghitung M_{MTZ} di *end of life condition*

$$\begin{aligned} Fl &= 0,55 \\ A &= 10,7 \text{ (Konstanta)} \\ M_{\text{MTZ}} &= \left(\frac{Vg}{A} \right)^{0,3} * (Kms) * \frac{\pi * D^2}{4} * \frac{\rho ms}{Fl} \\ M_{\text{MTZ}} &= 173,8310978 \text{ kg} \end{aligned}$$

- m. Menghitung X_{useful} massa total Molecular sieve

$$\begin{aligned} M_t &= m_e + 0,5 m_{\text{mtz}} = 1890,71 \\ X_{\text{useful}} &= \frac{\Delta X_a * m_e}{M_t} = 10\% \end{aligned}$$

- n. Menghitung water breakthrough time

$$bt = \frac{(X_{\text{useful}} * m_t) / M_{\text{water}}}{hr} = 8 \text{ hr}$$

- o. Menghitung ΔX_{new} untuk new desicant

$$\begin{aligned} X_f &= 4\% \text{ (Asumsi average residual loading \%)} \\ \Delta X_{\text{new}} &= X_e - X_f = 19\% \end{aligned}$$

- p. Mengitung X_{useful} New dengan menggunakan ΔX_{new}

$$X_{\text{useful New}} = \frac{\Delta X_{\text{new}} * m_e}{M_t} = 18\%$$

- q. Menghitung new desican Breakthrough time setelah startup

$$bt_{\text{new}} = \frac{(X_{\text{useful(new)}} * m_t) / M_{\text{water}}}{hr} = 14,5 \text{ hr}$$

- r. Estimasi tinggi vessel dan pressure drop

$$hb = \frac{m_t}{\rho ms * \frac{\pi}{4} * (ID)^2} = 4,43 \text{ m}$$

- s. Estimasi Pressure drop

$$\begin{aligned} B &= 4,16 \\ C &= 0,00135 \\ \text{Gas Viscosity} &= 0,016065 \text{ cP} \end{aligned}$$

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

$$\Delta P/L = B * \mu * Vg + C * \rho g * V_g^2 = 0,233 \frac{kPa}{m}$$

$$\Delta P = 0,233 * 4,43 = 1,03 \text{ kPa}$$

Menentukan dimensi Vessel

P operasi	=	290,08 psia	
Gravitasi	=	32,174 lb/ft ³	
P Total	=	290,08 psia	
P desain	=	319,08 psia	
F (max Allowable Stress value)	=	18750 psia	(Tipe SA 240)
E	=	0,8	(Double Welded Joint)
CA	=	0,125 in	
hb	=	4,43 m	
Ri	=	2,21 m	$\frac{hb}{2}$

a. Menghitung thickness vessel

$$ts = \frac{P_{desain} * ri}{(F * E) - (0,6 * P_{desain})} + C = 2,0 \text{ in}$$

$$ts = 2,25 \text{ in (Standarisasi)}$$

b. Menghitung OD

$$OD = ID + 2ts = 35,92 \text{ [in]}$$

$$OD = 36 \text{ in (Standarisasi)}$$

c. Menghitung tebal tutup

K = 2, rasio geometri bentuk ellipsoidal head

$$V = \frac{2 + K^2}{6} = 1$$

$$T_{tutup} = \frac{P_{desain} * ID * V}{(2 * f * E) - (0,2 * P_{desain})} + CA$$

$$T_{tutup} = 0,466016768 \text{ in}$$

d. Tinggi tutup

$$ht = 0,25 * OD = 9 \text{ in}$$

e. Tinggi Total

$$H_{total} = Hb + T_{tutup} + 2ht = 192,8 \text{ in}$$

$$H_{total} = 4,9 \text{ m}$$

Resume H₂O Adsorber

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Spesifikasi				
Kode	C-01/02			
Fungsi	Memisahkan Kandungan H ₂ O dari Feed RawCO ₂			
Tipe	Molecular Sieve 4A Silinder 4 x 8 Mesh Beads			
Pressure Desain	20			bar
ID Shell	31,99	in	0,813	m
OD Shell	36,00	in	0,914	m
Tinggi Vessel	4,90	m	16,065	ft
Jenis Head	Elliptical Dishead Head			
Tutup Atas	0,23	m	1	ft
Tinggi Tutup Bawah	0,23	m	1	ft
Tebal Tutup	0,47	in	0,01	m
Tebal Shell	2,25	in	0,06	m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316L			
Jumlah Mol Sieve	3781,2 kg			
Jumlah	2 Buah			

5. Membrane

Kode Alat	=	M-01
Fungsi	=	Menghilangkan kandungan Hidrokarbon ringan
Tipe	=	Tubular
Material Membrane	=	CHA Zeolit
Jumlah Kolom	=	1

Kondisi Operasi

P	=	19,9 bar
P _{feed-CO₂}	=	19,57 bar
P _{permeate}	=	1 bar
Laju alir	=	260,47 kgmole/hr
	=	1,51 Nm ³ /s
MW	=	43,18 kg/kgmole
Frac CO ₂ – Feed	=	98%
Frac CO ₂ - Product	=	100%
Temperatur	=	41 °C = 314 K

a. Konstanta zeolite membrane

Sumber : (Sinaei et al., 2022)

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Table 2

Constants used to estimate the mass transfer in the zeolite membrane.

	CO ₂	CH ₄	unit	Ref.
b (at 300 K)	3.8×10^{-6}	5.9×10^{-7}	/Pa	[62]
t (at 300 K)	91.6×10^{-2}	81.2×10^{-2}	-	[62]
ΔH_{ads}	-2.6×10^4	-1.7×10^4	J/mol	[62]
C_{sat}	3.5×10^4	3.0×10^4	mol/m	[62]
α^* (300 K)	8.0×10^{-4}	3.0×10^{-5}	m/s	[61]
A	2.5×10^{-9}	5.0×10^{-11}	m ² /s	[61]
E_a	1.3×10^4	1.6×10^4	J/mol	[61]
$E_{diffusion}$	7.0×10^3	1.5×10^4	J/mol	[61]
S (Sutherland constant)	2.7×10^2	1.8×10^2	K	[65]
μ_0 (273 K)	1.4×10^{-5}	1.0×10^{-5}	N-s/m ²	[65]
M	44.01	16.04	g/mol	[66]
Membrane and Support				
B_0	1.9×10^{-16}		m ²	[61]
K_0	2.4×10^{-9}		m	[61]
x	3.5×10^{-5}		m	[62]
L	6.0×10^{-7}		m	[62]
ϵ	0.382		-	[67]

b. Menghitung mol CO₂ di Permeate

$$n_{CO_2-p} = \frac{W_p}{0.022414} * Frac = 66,05 \frac{mol}{s}$$

c. Menghitung loading Toth adsorption

Konstanta perhitungan dapat dilihat pada sub bab A

$$\theta_i = \frac{b_i f_i}{(1 + ((b_i f_i)^{t_i})^{1/t_i})}$$

$$= 0,851$$

$$\theta_f = 0,26$$

$$\theta_p = \theta_i$$

d. Menghitung Surface Permeability

Konstanta perhitungan dapat dilihat pada sub bab A

$$a_i = \frac{\alpha^*}{(1 - \theta)^{1,2}} \exp\left(\frac{E_a}{R} \left(\frac{1}{300} - \frac{1}{T}\right)\right)$$

$$= 0,045 \text{ m/s}$$

$$a_f = 0,002 \text{ m/s}$$

$$a_p =$$

e. Menghitung diffusion coefficient

$$T = 314 \text{ K}$$

$$A = 2,5 \times 10^{-9}$$

$$D_i = A e^{-E_{diffusion}/RT}$$

$$= 1,71198E - 10$$

$$D_i =$$

f. Menghitung Flux (jz)

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumpukan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

$$J_z = \frac{\alpha_f^i \alpha_p^i D^i}{\alpha_f^i D^i + \alpha_f^i \alpha_p^i L + \alpha_p^i D^i} (\theta_f^i - \theta_p^i) C_{sat}^i \epsilon$$

$$= 1,94 \text{ mol/m}^2 \text{ s}$$

g. Menghitung Luas Area Modul

$$A = \frac{J_z}{n_{CO2-p}}$$

$$= 34,04 \text{ m}^2$$

h. Ukuran Membrane

$$Id \text{ tube} = 0,007 \text{ m}$$

$$Od \text{ tube} = 0,01 \text{ m}$$

$$L = 1,2 \text{ m}$$

$$A_{tube} = 0,0264 \text{ m}^2$$

$$\text{Tube/modul} = 45$$

$$N \text{ tube} = \frac{A}{A_{tube}} = 30$$

i. Ukuran Housing

Tinggi

$$L = 1,2 \text{ m}$$

$$\text{Clearence} = 0,3 \text{ m}$$

$$h = L + (2 * \text{Clearence}) = 1,8$$

Panjang

$$\text{Susunan Vertikal} = 5$$

$$\text{OD modul} = 0,13 \text{ m}$$

$$\text{Jarak antar modul} = 0,03$$

$$\text{Jumlah celah} = 4 \text{ m}$$

$$\text{Panjang Total} = 1,3 \text{ m}$$

Lebar

$$\text{Susunan Horizontal} = 6$$

$$\text{OD modul} = 0,13 \text{ m}$$

$$\text{Jalan servis} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Clearance lebar} = (S \text{ horizontal} * \text{OD modul}) + (2 * \text{clearance}) = 1,38$$

$$\text{Lebar Total} = \text{Jalan servis} + 2 * \text{clearance lebar} = 3,8 \text{ m}$$

Resume CO2 Membrane Separator

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Spesifikasi				
Kode	M-01			
Fungsi	Memisahkan CO2 dengan Hidrokarbon lain			
Tipe	CHATubular Membrane			
Pressure Feed	1990	kPa	19,9	bar
Pressure Permeate	1990	kPa	19,9	bar
Pressure Renteate	100	kPa	1	bar
Ukuran per Tube				
ID	0,007	m	0,28	in
OD	0,01	m	0,39	in
L	1,2	m	3,94	ft
Area Aktif Membrane	34,04	m2	366,40	ft2
Jumlah Modul	30			
Ukuran Kolom Membrane				
Panjang	1,3	m	4,27	ft
Lebar	3,8	m	12,47	ft
Tinggi	1,8	m	5,91	ft
Volume	8,89	m3	314,02	ft3
Material	Silica Chabazite (Zeolite)			

6. Tangki

Kode Alat	=	T-01
Fungsi	=	Menyimpan CO2 liquid
Tipe	=	Bullet
Material	=	Stainless Steel
Jumlah	=	1

Kondisi Operasi

$$\begin{aligned}
 P &= 1650 \text{ kPa} \\
 \text{Suhu} &= -25,95 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 \text{Mass rate} &= 10399,14 \text{ kg/jam} = 22.926,2 \text{ lb/jam} \\
 \rho &= 1058,7 \text{ kg/m}^3 = 66,1 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

a. Menghitung Volume Tangki

$$\begin{aligned}
 t &= 120 \text{ jam (5 hari)} \\
 \text{Massa total} &= 1247897,32 \text{ kg} = 2751139,4 \text{ lbm} \\
 \text{Volume} &= 1178,75 \text{ m}^3 = 346,8 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume maksimum Bullet Tank} = 1600 \text{ m}^3$$

b. Menghitung Dimensi Tangki

$$\begin{aligned}
 L &= 20 \text{ m} \\
 V &= 1178,8 \text{ m}^3 \\
 r &= 3,86 \text{ m (trial dengan software Excel fitur Goalseek)} \\
 D &= 7,72 \text{ m (maksimal 10 m)}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung Tebal Tangki

$$P_{\text{desain}} = 1760 \text{ kPa} = 1,66 \text{ N/mm}^2 (1,1 * P_{\text{operasional}})$$

$$t_s = \frac{pR}{1.8S - 0.2p}$$

$$= 42,03 \text{ mm} = 1,65 \text{ in}$$



$$t_s = 1,75 \text{ in (Standarisasi)}$$

Resume CO2 Bullet Tank

Spesifikasi				
Kode	T-01			
Fungsi	Menyimpan Produk CO2 Liquid			
Tipe	Bullet Tank			
Kapasitas	1178,75	m3	346,88	ft3
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304			
Jumlah	1 buah			
Diameter Tangki	304,08	in	7,72	m
Panjang Tangki	787,402	in	20	m
Tebal Tangki	1,75	in	0,044449976	m



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengemukakan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

LAMPIRAN 6

KALKULASI UTILITAS

1. Cooling Water

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 44 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$C_{pdt_{in}} = 377,5 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{pdt_{out}} = 1432 \text{ kJ/kmol}$$

Persamaan

$$f_{air} = \frac{(Q_i * BM_{H_2O})}{C_{p_{ave}}}$$

a. Cooler 1 (E-01)

$$Q_{CW_{28-29}} = 1.802.623,68 \text{ kJ/Jam}$$

$$C_{p_{ave}} = 904,75$$

$$f_{air} = \frac{1.802.623,68 * 18}{904,75} = 35.893,03 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 35,9 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

b. Cooler 2 (E-02)

$$Q_{CW_{28-29}} = 1.454.110,21 \text{ kJ/Jam}$$

$$C_{p_{ave}} = 904,75$$

$$f_{air} = \frac{35.893,03 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1} = 35,9 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

c. Cooler 3 (E-03)

$$Q_{CW_{28-29}} = 231.792,08 \text{ kJ/Jam}$$

$$C_{p_{ave}} = 904,75$$

$$f_{air} = \frac{4.615,34 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1} = 4,6 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

d. Cooler Train-1 (E-05)

$$Q_{CW_{28-29}} = 1.250.849,88 \text{ kJ/Jam}$$

$$C_{p_{ave}} = 904,75$$

$$f_{air} = \frac{24.906,36 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1} = 24,9 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

e. Cooler Train-2 (E-06)

$$Q_{CW_{28-29}} = 1.263.894,01 \text{ kJ/Jam}$$

$$C_{p_{ave}} = 904,75$$

$$f_{air} = \frac{25.166,09 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1} = 25,2 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

2. Steam

$$T_{in} = 450 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 276 \text{ }^{\circ}\text{C}$$



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

$$C_{pdt_{in}} = 15.060,4 \text{ kJ/kmol}$$

$$C_{pdt_{out}} = 20.169,2 \text{ kJ/kmol}$$

Persamaan

$$f_{steam} = \frac{183.777,17 * 18}{17.614,8}$$

$$f_{steam} = 93,98 \frac{kg}{jam} = 0,09 \frac{Ton}{jam}$$



LAMPIRAN 7

KALKULASI HARGA UTILITAS

1. Perhitungan Harga Steam

Data asumsi yang digunakan pada perhitungan steam dijabarkan sebagai berikut.

No	Dasar Perhitungan	Sumber Data
1	Harga fuel gas diasumsikan sama dengan harga LNG sebesar 10 US\$/MMBTU dengan highest heating value sebesar 1020 Btu/scf	PT Badak NGL
2	Rasio <i>Fuel to Steam</i> sebesar 80 Nm ³ gas/Ton steam	PT Badak NGL
3	Konversi Nm ³ gas to MMSCf sebesar 3,53*10 ⁻⁵	Data Diolah
4	Data rata-rata flow steam production bulan April 2025 sebesar 880.406,4 Ton	Monthly Report Operation (PT Badak NGL)

Berdasarkan data-data tersebut maka dapat dikalkulasi kebutuhan steam dengan tahapan sebagai berikut.

a. Konversi Ton steam to fuel Gas

$$\begin{aligned}
 W_{\text{fuel Gas}} &= 880.406,4 \frac{\text{Ton}}{\text{bulan}} * 80 \frac{\text{Nm}^3}{\text{Ton}} = 70.432.512 \frac{\text{Nm}^3}{\text{Bulan}} \\
 W_{\text{fuel Gas}} &= 70.432.512 \frac{\text{Nm}^3}{\text{Bulan}} * 3,53 * \frac{10^{-5} \text{MMSCf}}{\text{Nm}^3} \\
 &= 2.487,30 \frac{\text{MMSCf}}{\text{Bulan}}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Total Energy

$$\begin{aligned}
 E_{\text{fuel Gas}} &= 2.487,30 \frac{\text{MMSCf}}{\text{Bulan}} * 1020 \frac{\text{MMBTU}}{\text{MMSCf}} \\
 &= 2.537.049,09 \text{ MMBTU/bulan}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung Harga per Ton Steam (Faktorisasi Fuel Gas)

$$\begin{aligned}
 C_{\text{steam/ton}} &= 2.537.049,09 \frac{\text{MMBTU}}{\text{bulan}} * \frac{1}{880.406,4 \left(\frac{\text{bulan}}{\text{Ton Steam}} \right)} * 10 \frac{\text{US\$}}{\text{MMBTU}} \\
 C_{\text{steam/ton}} &= \$28,82 \\
 C_{\text{steam/ton}} &= \text{Rp}476.053,5
 \end{aligned}$$

2. Perhitungan Harga Power

Data asumsi yang digunakan pada perhitungan power dijabarkan sebagai berikut.

No	Dasar Perhitungan	Sumber Data
1	Data Total konsumsi steam oleh Steam Turbine Power Generator sebesar 6.336 Ton/Day	Monthly Report Operation April



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

		2025 (PT Badak NGL)
2	Data Total Produksi listrik oleh power generator sebesar 831,62 MW/day	PT Badak NGL
3	Harga Steam per ton ($C_{\text{steam/ton}}$) sebesar \$28,82	Data Diolah

Berdasarkan data-data tersebut maka dapat dikalkulasi harga Power sebagai berikut.

$$C_{\text{power}} = \frac{6.336 \frac{\text{Ton}}{\text{Day}} * \$28,82 \frac{1}{\text{Ton}}}{831,62 \text{ MW/day}}$$

$$C_{\text{power}} = \$219,55 \text{ US\$/MW}$$

3. Perhitungan Harga Cooling Water

Data asumsi yang digunakan pada perhitungan Cooling Water dijabarkan sebagai berikut.

No	Dasar Perhitungan	Sumber Data
1	Power Consumption dari 5 pompa running yaitu sebesar 12600 MWH/bulan	Montly Report Operation April 2025 (PT Badak NGL)
2	Total Produksi Cooling Water selama Bulan April sebesar 53.648.545,95 m ³ /bulan	PT Badak NGL
3	Harga Power per MWH (C_{power}) sebesar \$219,55 US\$/MW	Data Diolah

Berdasarkan data-data tersebut maka dapat dikalkulasi harga Cooling Water sebagai berikut.

$$C_{\text{power}} = \frac{12600 \frac{\text{MWH}}{\text{bulan}} * \$219,55 \frac{\text{US\$}}{\text{MW}}}{53.648.545,95 \text{ m}^3/\text{bulan}}$$

$$C_{\text{power}} = \$0,0017 \text{ US\$ per m}^3$$

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

LAMPIRAN 8

ANALISIS EKONOMI (CAPEX)

1. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Estimasi harga peralatan menggunakan metode Bare Module Cost yang mengacu pada Buku Turton et al., 2018a yang berjudul *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Fifth Edition* dimana merupakan data tahun 2001.

a. Kompresor

Contoh perhitungan Kompresor CO₂ Train (K-02)

A (Fluid Power) = 515,08 kW

Dari tabel A1 buku turton pg 1284

$K_1 = 2,2897$; $K_2 = 1,3604$; $K_3 = -0,1027$

$$\log C_p = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2$$

$$C_p = \$970.680,13$$

Setelah itu harga C_p dieskalasi terhadap faktor material *Stainless Steel*

Dari Tabel A.19 buku turton pg 1303 didapatkan

$F_{bm} = 5,8$

$$C_{bm} = C_p^o F_{BM}$$

$$C_{bm} = \$970.680,13$$

Selain itu juga dihitung terhadap driver compressor K-02 sebagai berikut

Digunakan jenis Electric Explosion Proof

A (Driver Power) = 605,97 kW

Dari tabel A1 buku turton pg 1284

$K_1 = 2,4604$; $K_2 = 1,4191$; $K_3 = -0,1798$

$$C_p = \$103.982,17$$

C_p dieskalasi terhadap faktor material

Dari Tabel A.19 buku turton pg 1303 didapatkan

$F_{bm} = 1,5$

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

$$\text{Cbm} = \$155.973,26$$

Resume Harga Kompresor dan Driver

Nama Alat	Kode	Jenis	Material	Cbm/Unit (Tahun 2001)
Kompresor Capture	K-01	Centrifugal	SS	\$ 1.034.771,26
Driver Comp Capture	KM-01	Electric-Explosion Proof		\$ 161.199,64
Kompresor Train	K-02	Centrifugal	SS	\$ 970.680,13
Driver Comp Train	KM-02	Electric-Explosion Proof		\$ 155.973,26

b. Heat Exchanger

Contoh perhitungan Main CO2 Heat Exchanger (E-02)

$$A \text{ (Area Heat Transfer)} = 68,56 \text{ m}^2$$

Dari tabel A1 buku turton pg 1284

$$K_1 = 4,8306; K_2 = -0,8509; K_3 = 0,3187$$

$$\text{Cp} = \$22.012,43$$

Setelah itu harga Cp dieskalasi terhadap faktor material dan pressure

$$\text{Pressure} = 14,89 \text{ bar}_g$$

Dari Tabel A.12 buku turton pg 1297 didapatkan

$$C_1 = -0,00164; C_2 = -0,00627; C_3 = 0,0123$$

$$\log F_p = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 (\log_{10} P)^2$$

$$F_p = 1,0185$$

Material *Titanium* pada kedua sisi (Shell dan Tube)

Dari Tabel A.19 buku turton pg 1303 didapatkan

$$F_{bm} = 11,8$$

$$B_1 = 1,63 \text{ dan } B_2 = 1,66$$

$$\text{Cbm} = C_p^o (B_1 + B_2 F_M F_P)$$

$$\text{Cbm} = \$474.999,82$$

Resume Harga Kompresor dan Driver

Nama Alat	Kode	TEMA	A [m^2]	Cbm/Unit (Tahun 2001)
Cooler 1	E-01	AES	46,19	\$ 420.697,86
Cooler-2	E-02	AES	51,54	\$ 440.902,12
Heater-1	E-03	AES	3,79	\$ 177.951,08
Cooler-3	E-04	AES	5,69	\$ 508.280,84
Cooler Train-1	E-05	AES	57,98	\$ 204.523,57
Cooler Train-2	E-06	AES	44,25	\$ 194.846,11
Main CO2 HE	E-07	AKS	68,56	\$ 474.999,82

c. Pompa

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Contoh perhitungan Kompresor Product Pump (P-01/02)

A (Shaft Power) = 2,23 kW

Dari tabel A1 buku turton pg 1284

$K_1 = 3,3892$; $K_2 = 0,0536$; $K_3 = 0,1538$

$C_p = \$2.671,54$

Setelah itu harga C_p dieskalasi terhadap faktor material dan pressure

Pressure = 18,01 bar_g

Dari Tabel A.12 buku turton pg 1297 didapatkan

$C_1 = -0,3935$; $C_2 = 0,3957$; $C_3 = -0,00226$

$F_p = 1,258272974$

Material *Stainless Steel*

Dari Tabel A.19 buku turton pg 1303 didapatkan

$F_m = 2,34$

$B_1 = 1,89$ dan $B_2 = 1,35$

$C_{bm} = \$15.668,25$

d. Vessel dan Tangki

Kalkulasi vessel dapat disesuaikan dengan tahapan kalkulasi pada heat exchanger diatas.

Nama Alat	Kode	A (Volume)	Material	\$ Harga/unit (2014)-Cbm
Separator - 1	V-01	0,09	Stainless Steel	\$ 134.643,73
Separator - 2	V-02	0,10	Stainless Steel	\$ 140.320,47
Separator - 3	V-03	0,01	Stainless Steel	\$ 46.734,97
Kolom Adsorber	C-01/02	2,54	Stainless Steel	\$ 519.265,94
Bullet Tank	T-01	1178,75	Stainless Steel	\$ 471.874,52

Estimasi harga peralatan menggunakan metode lang factor dimana merupakan data tahun 2022.

a. Membrane separator

Reference price = \$700.000,00 (base 2022)

Total Module = 4; per Modul = 30 tube

Per module = \$700.000,00

Price membrane (Used) = \$5.250.000,00 (base 2022)

2. Harga Peralatan

Harga peralatan dieskalasi tergantung kondisi ekonomi berdasarkan Chemical Engineering Plant Cost Index yang mengestimasi harga peralatan

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

akan dibeli dan harga tahun sebelumnya. Estimasi dapat dihitung menggunakan persamaan berikut ini

Harga alat (sekarang)	=	$\frac{\text{Index tahun sekarang}}{\text{Index tahun } X} * \text{Harga Tahun } X$
-----------------------	---	---

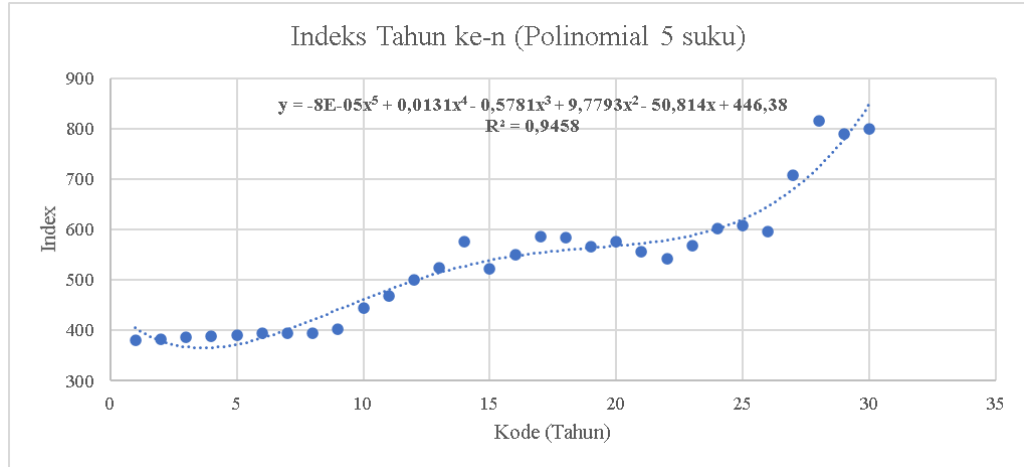
Indeks CEPCI (1995 – 2024)

Tahun	index
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816
2023	789,6
2024	799,1

Sehingga didapatkan penaksiran indeks dengan pendekatan regresi polynomial dengan nilai R^2 diatas 0,9 seperti berikut.

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



Persamaan polynomial order-5

$$y = -8E-05x^5 + 0,0131x^4 - 0,5781x^3 + 9,7793x^2 - 50,814x + 446,38$$

Y merupakan faktor indeks, dan x merupakan faktor tahun ke-n

Tahun Pembelian = 2026

$$Y = 943,14544$$

Kalkulasi Contoh

Kompresor K-02

Harga Tahun 2001 = \$970.680,13

Harga Tahun 2026	=	$\frac{943,15}{394,3} * \$970.680,13 = \$2.475.119,94$
------------------	---	--

Untuk Harga secara detail dilampirkan pada Tabel berikut.

Jenis	Kode	Harga	Harga (2026)
Kompresor (2001)	K-01	\$ 1.034.771,26	\$2.475.119,94
	K-02	\$ 970.680,13	\$2.321.817,24
Driver (2001)		\$ 161.199,64	\$385.581,29
		\$ 155.973,26	\$373.080,06
Heat Exchanger (2001)	E-01	\$ 420.697,86	\$990.706,05
	E-02	\$ 440.902,12	\$1.047.442,88
	E-03	\$ 177.951,08	\$422.755,04



© Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

	E-04	\$ 508.280,84	\$1.203.833,69
	E-05	\$ 204.523,57	\$485.882,80
	E-06	\$ 194.846,11	\$462.892,24
	E-07	\$ 474.999,82	\$1.128.448,14
Vessel (2001)	V-01	\$ 134.643,73	\$220.428,08
	V-02	\$ 140.320,47	\$229.729,42
	V-03	\$ 46.734,97	\$76.510,80
	C-01/02	\$ 519.265,94	\$850.101,20
	T-01	\$ 471.874,52	\$772.515,71
Pompa (2001)	P-01/02	\$ 31.336,50	\$51.301,64
Membrane (2022)	M-01	\$ 5.250.000,00	\$6.068.031,32

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

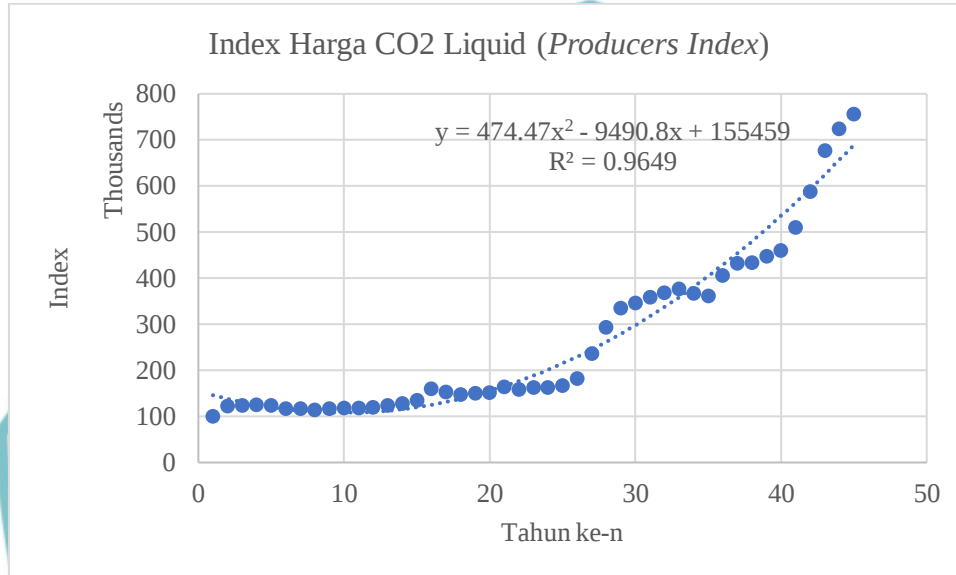
LAMPIRAN 8

ANALISIS EKONOMI (FORECAST HARGA CO2 LIQUID)

1. Producers Index of CO2 price

Source = U.S Bureau of Labor Statistics

Berdasarkan sumber maka didapatkan plot grafik sebagai berikut



Didapatkan estimasi price index dengan persamaan sebagai berikut.

y	=	$474,47x^2 - 9490,8x + 155459$
---	---	--------------------------------

Sehingga didapatkan price index pada tahun 2027 – 2047 (20 Tahun proyek) sebagai berikut

Tahun	Price Index	Tahun	Price Index
2027	757,50	2038	1201,11
2028	793,08	2039	1247,13
2029	829,61	2040	1294,10
2030	867,09	2041	1342,02
2031	905,52	2042	1390,89
2032	944,90	2043	1440,71
2033	985,23	2044	1491,48
2034	1026,51	2045	1543,19
2035	1068,74	2046	1595,86
2036	1111,91	2047	1649,47
2037	1156,04		

2. Price CO2

Harga CO2 2025 = 330 US\$ / MT = 0,33 US\$/kg

Index 2025 = 756,05

Harga 2027	=	$\frac{757,5}{756,05} * \$0,33 = \$0,331$
------------	---	---

Sehingga didapatkan forecast harga CO2 sebagai berikut.



© Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Tahun	Price	CO2 Liq Revenue per Year
2027	\$ 0,331	\$ 27.230.848,879
2028	\$ 0,35	\$ 28.510.035,720
2029	\$ 0,36	\$ 29.823.335,552
2030	\$ 0,38	\$ 31.170.748,375
2031	\$ 0,40	\$ 32.552.274,189
2032	\$ 0,41	\$ 33.967.912,995
2033	\$ 0,43	\$ 35.417.664,791
2034	\$ 0,45	\$ 36.901.529,579
2035	\$ 0,47	\$ 38.419.507,358
2036	\$ 0,49	\$ 39.971.598,128
2037	\$ 0,50	\$ 41.557.801,890
2038	\$ 0,52	\$ 43.178.118,642
2039	\$ 0,54	\$ 44.832.548,386
2040	\$ 0,56	\$ 46.521.091,121
2041	\$ 0,59	\$ 48.243.746,847
2042	\$ 0,61	\$ 50.000.515,564
2043	\$ 0,63	\$ 51.791.397,272
2044	\$ 0,65	\$ 53.616.391,972
2045	\$ 0,67	\$ 55.475.499,662
2046	\$ 0,70	\$ 57.368.720,344
2047	\$ 0,72	\$ 59.296.054,017
Average	\$ 0,512	\$ 42.183.206,728
Total (20 Years)		\$ 885.847.341,285

LAMPIRAN 9

ALIRAN KAS

Year	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034	2035	2036
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Revenue											
Penjualan CO2 Liquid	\$ 27.230.846,94	\$ 28.510.033,69	\$ 29.823.333,43	\$ 31.170.746,16	\$ 32.552.271,87	\$ 33.967.910,58	\$ 35.417.662,27	\$ 36.901.526,96	\$ 38.419.504,63	\$ 39.971.595,29	
Carbon Tax	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	
Saving Energy 4K-2	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	
Benefit LNG	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	
TOTAL	\$ 28.694.751,06	\$ 29.973.937,81	\$ 31.287.237,55	\$ 32.634.650,28	\$ 34.016.175,99	\$ 35.431.814,70	\$ 36.881.566,39	\$ 38.365.431,08	\$ 39.883.408,75	\$ 41.435.499,41	
Capital Expenditure											
TOTAL	\$ -56.694.967,07										
Operating Expenditure											
Direct Production Cost	\$ 8.600.586,50	\$ 8.772.598,23	\$ 8.948.050,20	\$ 9.127.011,20	\$ 9.309.551,43	\$ 9.495.742,46	\$ 9.685.657,30	\$ 9.879.370,45	\$ 10.076.957,86	\$ 10.278.497,02	
Fixed Charges	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	
Plant Overhead Cost	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	
General Expenses	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	
Tax (12%)	\$ 1.630.541,92	\$ 1.651.183,33	\$ 1.672.237,56	\$ 1.693.712,88	\$ 1.715.617,71	\$ 1.737.960,63	\$ 1.760.750,42	\$ 1.783.995,99	\$ 1.807.706,48	\$ 1.831.891,18	
TOTAL	\$ 15.218.391,25	\$ 15.411.044,39	\$ 15.607.550,59	\$ 15.807.986,91	\$ 16.012.431,96	\$ 16.220.965,91	\$ 16.433.670,55	\$ 16.650.629,27	\$ 16.871.927,17	\$ 17.097.651,02	
Earning Before Tax	\$ 13.476.359,81	\$ 14.562.893,43	\$ 15.679.686,96	\$ 16.826.663,37	\$ 18.003.744,03	\$ 19.210.848,79	\$ 20.447.895,85	\$ 21.714.801,81	\$ 23.011.481,58	\$ 24.337.848,38	
Cooperate Tax	\$ 2.964.799,16	\$ 3.203.836,55	\$ 3.449.531,13	\$ 3.701.865,94	\$ 3.960.823,69	\$ 4.226.386,73	\$ 4.498.537,09	\$ 4.777.256,40	\$ 5.062.525,95	\$ 5.354.326,64	
Net Income	\$ -56.694.967,07	\$ 10.511.560,65	\$ 11.359.056,87	\$ 12.220.155,83	\$ 13.124.797,43	\$ 14.042.920,35	\$ 14.984.462,05	\$ 15.949.358,76	\$ 16.937.545,41	\$ 17.948.955,63	\$ 18.983.521,74
Net Cash Flow	\$ -56.694.967,07	\$ 10.511.560,65	\$ 11.359.056,87	\$ 12.220.155,83	\$ 13.124.797,43	\$ 14.042.920,35	\$ 14.984.462,05	\$ 15.949.358,76	\$ 16.937.545,41	\$ 17.948.955,63	\$ 18.983.521,74
Cummulative Cash Flow	\$ -56.694.967,07	\$ -46.183.406,41	\$ -34.824.349,54	\$ -22.594.193,71	\$ -9.469.396,28	\$ 4.573.524,06	\$ 19.557.986,11	\$ 35.507.344,88	\$ 52.444.890,29	\$ 70.393.845,92	\$ 89.377.367,66
Analysis											
Discount Rate	6,26%										
Present Value (PV)	\$ -56.694.967,07	\$ 9.692.302,52	\$ 10.060.108,18	\$ 10.193.481,90	\$ 10.294.692,12	\$ 10.365.932,45	\$ 10.409.318,25	\$ 10.426.884,10	\$ 10.420.582,11	\$ 10.392.280,97	\$ 10.343.765,55
Net Present Value (NPV)	\$ 143.538.402,13	Calculated									
Net Present Value (NPV)	\$ 143.538.402,13	Ms Excel									
Internal Rate Return (IRR)	22,96%										
Payback Period	\$ 4,67 Years										

© Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumunkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



Year	2037	2038	2039	2040	2041	2042	2043	2044	2045	2046
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Revenue										
Penjualan CO2 Liquid	\$ 41.557.798,94	\$ 43.178.115,57	\$ 44.832.545,20	\$ 46.521.087,81	\$ 48.243.743,42	\$ 50.000.512,01	\$ 51.791.393,59	\$ 53.616.388,16	\$ 55.475.495,72	\$ 57.368.716,27
Carbon Tax	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80	\$ 145.242,80
Saving Energy 4K-2	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14	\$ 1.177.122,14
Benefit LNG	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17	\$ 141.539,17
TOTAL	\$ 43.021.703,05	\$ 44.642.019,69	\$ 46.296.449,32	\$ 47.984.991,93	\$ 49.707.647,54	\$ 51.464.416,13	\$ 53.255.297,71	\$ 55.080.292,28	\$ 56.939.399,84	\$ 58.832.620,38
Capital Expenditure										
TOTAL										
Operating Expenditure										
Direct Production Cost	\$ 10.484.066,96	\$ 10.693.748,30	\$ 10.907.623,26	\$ 11.125.775,73	\$ 11.348.291,24	\$ 11.575.257,07	\$ 11.806.762,21	\$ 12.042.897,45	\$ 12.283.755,40	\$ 12.529.430,51
Fixed Charges	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89	\$ 3.628.477,89
Plant Overhead Cost	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96	\$ 815.270,96
General Expenses	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97	\$ 543.513,97
Tax (12%)	\$ 1.856.559,57	\$ 1.881.721,33	\$ 1.907.386,33	\$ 1.933.564,63	\$ 1.960.266,49	\$ 1.987.502,39	\$ 2.015.283,00	\$ 2.043.619,23	\$ 2.072.522,19	\$ 2.102.003,20
TOTAL	\$ 17.327.889,36	\$ 17.562.732,46	\$ 17.802.272,42	\$ 18.046.603,18	\$ 18.295.820,55	\$ 18.550.022,28	\$ 18.809.308,04	\$ 19.073.779,51	\$ 19.343.540,41	\$ 19.618.696,53
Earning Before Tax	\$ 25.693.813,70	\$ 27.079.287,24	\$ 28.494.176,90	\$ 29.938.388,75	\$ 31.411.826,98	\$ 32.914.393,85	\$ 34.445.989,67	\$ 36.006.512,77	\$ 37.595.859,42	\$ 39.213.923,85
Corporate Tax	\$ 5.652.639,01	\$ 5.957.443,19	\$ 6.268.718,92	\$ 6.586.445,53	\$ 6.910.601,94	\$ 7.241.166,65	\$ 7.578.117,73	\$ 7.921.432,81	\$ 8.271.089,07	\$ 8.627.063,25
Net Income	\$ 20.041.174,68	\$ 21.121.844,04	\$ 22.225.457,98	\$ 23.351.943,23	\$ 24.501.225,05	\$ 25.673.227,20	\$ 26.867.871,94	\$ 28.085.079,96	\$ 29.324.770,35	\$ 30.586.860,60
Net Cash Flow	\$ 20.041.174,68	\$ 21.121.844,04	\$ 22.225.457,98	\$ 23.351.943,23	\$ 24.501.225,05	\$ 25.673.227,20	\$ 26.867.871,94	\$ 28.085.079,96	\$ 29.324.770,35	\$ 30.586.860,60
Cumulative Cash Flow	\$ 109.418.542,34	\$ 130.540.386,39	\$ 152.765.844,37	\$ 176.117.787,60	\$ 200.619.012,64	\$ 226.292.239,84	\$ 253.160.111,79	\$ 281.245.191,75	\$ 310.569.962,10	\$ 341.156.822,70
Analysis										
Discount Rate										
Present Value (PV)	\$ 10.276.737,09	\$ 10.192.813,85	\$ 10.093.532,10	\$ 9.980.347,53	\$ 9.854.636,87	\$ 9.717.699,81	\$ 9.570.761,04	\$ 9.414.972,51	\$ 9.251.415,79	\$ 9.081.104,48

Hak Cipta milik Politeknik Negeri Jakarta

Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian , penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengummumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta



Hak Cipta :

1. Dilarang mengutip sebagian atau seluruh karya tulis ini tanpa mencantumkan dan menyebutkan sumber :
 - a. Pengutipan hanya untuk kepentingan pendidikan, penelitian, penulisan karya ilmiah, penulisan laporan, penulisan kritik atau tinjauan suatu masalah.
 - b. Pengutipan tidak merugikan kepentingan yang wajar Politeknik Negeri Jakarta
2. Dilarang mengumumkan dan memperbanyak sebagian atau seluruh karya tulis ini dalam bentuk apapun tanpa izin Politeknik Negeri Jakarta

Lampiran 1 - Daftar Riwayat Hidup

1. Nama Lengkap : Gede Arya Dharma Duta
2. NIM : 2102322011
3. Tempat, Tanggal Lahir : Balikpapan, 16 Mei 2003
4. Jenis Kelamin : Laki-laki
5. Alamat : PC 6C No.3B, Kompleks Perumahan PT Badak NGL, Kel. Satimpo, Kec. Bontang Selatan, Kota Bontang, Kalimantan Timur
6. Email : aryag879@gmail.com
7. Pendidikan
 - SD (2009-2015) : SD Negeri 013 Balikpapan Selatan
 - SMP (2015-2018) : SMP Negeri 1 Balikpapan
 - SMA (2018-2021) : SMA Negeri Taruna Nala Jawa Timur
8. Program Studi : Teknologi Rekayasa Konversi Energi
9. Bidang Peminatan : Teknik Pengolahan Gas
10. Tempat Penelitian : PT Badak NGL, Bontang
11. Judul Penelitian : Studi Kelayakan Implementasi *Integrated CO2 Liquefaction Plant* Di PT Badak NGL Dalam Mendukung *Net Zero Emmission*

