



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803

POWER PLANT DARI GAS ALAM

Oleh :

Muhammad Farkhan Apriadi

NRP. 0221164000024

Intan Nikmatul Khusnah

NRP. 0221164000090

Dosen Pembimbing :

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

NIP. 19630122 198701 1 001

Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T

NIP. 19910110 201504 2 002

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



PLANT DESIGN PROJECT – TK184803

POWER PLANT FROM NATURAL GAS

Written by :

Muhammad Farkhan Apriadi

NRP. 02211640000024

Intan Nikmatul Khusnah

NRP. 02211640000090

Advisors :

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

NIP. 19630122 198701 1 001

Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T

NIP. 19910110 201504 2 002

**DEPARTEMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND
SYSTEM ENGINEERING
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF
TECHNOLOGY
SURABAYA 2020**

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

POWER PLANT DARI GAS ALAM

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

Oleh :

Muhammad Farkhan Apriadi
Intan Nikmatul Khusnah

NRP 0221164000024
NRP 0221164000090

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng
(Pembimbing 1)
2. Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T
(Pembimbing 2)
3. Dr. Suci Madhania, S.T., M.T
(Penguji 1)
4. Orchidea Rachmaniah, S.T., M.T
(Penguji 3)



INTISARI

Dugaan masyarakat tentang kayanya Indonesia akan minyak adalah keliru. Negara dengan ribuan pulau ini kaya akan emas, batu bara, gas alam, dan kekayaan bawah laut yang terbentang dari Sabang sampai Merauke serta dari Miangas hingga Pulau Rote. Cadangan gas alam yang banyak tersebut hendaknya dimanfaatkan di Indonesia sebagai bahan pemenuh kebutuhan Indonesia itu sendiri. Hal inilah yang mendasari rencana untuk memanfaatkan gas alam khususnya dibagian Barat Laut Pulau Jawa sebagai bahan bakar untuk pembangkit listrik di daerah Tangerang, Banten.

Untuk menunjang pengembangan dan pemanfaatan gas alam sebagai bahan bakar untuk pembangkit dengan optimal, perlu dilakukannya studi kelayakan dan rancangan pabrik secara menyeluruh. Studi ini akan berfokus pada pengembangan pembangkit listrik berkapasitas 435,361 MW dengan umpan gas alam sebanyak 125 MMSCFD. Studi ini akan mencakup proyeksi proses pengolahan gas alam, pemanfaatannya sebagai bahan bakar untuk gas turbin, dan efisiensi gas buang menjadi pemanas untuk produksi *steam*, serta aspek ekonomis pabrik yang akan didirikan.

Pengelolaan dan perancangan pembangkit ini harus diperhitungkan secara seksama mulai dari aspek pengolahan *feed gas*, pengolahan air umpan HRSG, produksi *steam*, dan produksi listrik. Untuk perancangan ini digunakan sistem *combined cycle* agar efisiensi pabrik meningkat. Pada pra-desain pabrik kali ini akan diseleksi proses untuk membersihkan gas umpan dan unit produksi *steam*, juga unit untuk mengolah air umpan HRSG.

Konfigurasi dari pembangkit listrik yang direncanakan adalah sebagai berikut :

1. *Gas Treating* : Tahap pembersihan gas umpan untuk turbin gas
2. *Gas Turbine* : Tahap produksi listrik dengan turbin gas
3. *HRSG dan Steam Turbine* : Tahap pembuatan *steam* dan produksi listrik

Pembangkit listrik yang akan didirikan ini memiliki rencana operasi, kapasitas, dan lokasi yaitu :

1. Perencanaan Operasi : Kontinu, 24 jam/hari; selama 360 hari/tahun
2. Kapasitas Produksi Listrik : 435,361 MW
3. Lokasi Pabrik : Kec. Teluknaga, Kab. Tangerang, Banten

Pada perancangan pabrik ini, sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 20% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 80% biaya investasi dengan bunga sebesar 7% per tahun. Dari analisa perhitungan ekonomi didapat hasil-hasil sebagai berikut :

1. Investasi : Rp7.922.907.365.771,46
2. *Internal Rate of Return* : 17,2%
3. *Pay Out Time* : 10,27 tahun
4. *Break Event Point* : 13%
5. *Selling Electricity* : Rp 1272/ kWh

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT atas karunia, rahmat, dan hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Pra-Desain *POWER PLANT DARI GAS ALAM* dengan sebaik-baiknya sebagai salah satu tugas akhir di Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.

Tugas Pra-Desain Pabrik ini merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana di Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS, namun penulis juga berharap laporan ini tidak hanya sekedar sebagai pemenuh kewajiban tetapi lebih dari itu akan bermanfaat kedepannya khususnya bagi penulis sendiri serta pembaca yang sedang berjuang dalam bidang keteknikkimiaan dan aplikasinya dalam bidang industry.

Penulisan laporan ini dapat selesai tidak luput dari dukungan, bimbingan, bantuan, dan doa dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan terima kasih kepada :

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Termodinamika FTIRS-ITS atas segala bimbingan dan saran yang diberikan.
2. Risky Tetrisyanda, S.T., M.T selaku Dosen Pembimbing atas segala bimbingan dan saran yang diberikan.
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA dan Annas Wiguno, S.T., M.T selaku Dosen di Laboratorium Termodinamika FTIRS-ITS.
4. Seluruh dosen Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS atas segala ilmu dan bimbingan selama masa kuliah.
5. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan do'a, kasih dan sayang yang tulus, motivasi serta bimbingan yang tiada henti.
6. Teman-teman di Laboratorium Termodinamika yang berjuang bersama dalam menyelesaikan tugas akhir.

7. Teman-teman angkatan K56 Teknik Kimia FTIRS-ITS yang selalu memberikan semangat dan motivasi untuk terus berjuang bersama.
8. Serta semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu-persatu yang telah membantu banyak hal selama penulisan laporan ini.

Penulis menyadari bahwa laporan ini masih jauh dari kata sempurna. Ucapan maaf yang terdalam kepada semua pihak apabila dalam penyusunan laporan ini terdapat kesalahan. Untuk itu penulis sangat menanti kritik dan saran yang bersifat membangun. Semoga laporan pra-desain pabrik ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca sekalian.

Surabaya, Februari 2020

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	i
INTISARI	ii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR GAMBAR	viii
DAFTAR TABEL	x
BAB I LATAR BELAKANG	
I.1 Konsumsi Listrik di Indonesia	I-1
I.2 Ketersediaan Gas Alam di Indonesia	I-3
I.3 Aspek Lingkungan dan Ekonomi.....	I-6
BAB II BASIS DESAIN DATA	
II.1 Potensi Gas Alam di <i>Northwest Java</i>	II-1
II.2 Kapasitas dan Lokasi.....	II-1
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk.....	II-9
II.3.1 Spesifikasi dan Properties Gas Alam.....	II-10
II.3.2 Spesifikasi dan Properties <i>Fuel Gas</i> untuk <i>Power</i> Plant.....	II-10
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	
III.1 Tipe-Tipe Proses.....	III-1
III.1.1 Proses <i>Pre-Treatment</i> Gas Alam.....	III-1
III.1.2 Proses <i>Power Generation</i>	III-12
III.2 Seleksi Proses	III-27
III.2.1 <i>Acid Gas Removal Unit (Sweetening)</i> ...	III-27
III.2.2 Unit <i>Power Generation</i>	III-31
III.3 Uraian Proses Terpilih.....	III-32
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	
IV.1 Neraca Massa	IV-1
IV.2 Neraca Energi.....	IV-11
BAB V HARGA DAN SPESIFIKASI ALAT	V-1

BAB VI ANALISA EKONOMI

VI.1	Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....	VI-1
	VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan	VI-1
	VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan.....	VI-1
	VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja....	VI-10
VI.2	Utilitas	VI-11
	VI.2.1 Unit Pengolahan Air.....	VI-12
VI.3	Analisa Ekonomi.....	VI-13
	VI.3.1 Asumsi Perhitungan	VI-13
	VI.3.2 Analisa Keuangan	VI-14
	VI.3.3 Analisa Laju Pengembalian Modal.....	VI-14
	VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal.....	VI-14
	VI.3.5 Analisa Titik Impas	VI-15
	VI.3.6 Analisa Sensitivitas.....	VI-13

BAB VII KESIMPULAN

VII.1	Diskusi	VII-1
	VII.1.1 Tinjauan Secara Teknis	VII-1
	VII.1.2 Tinjauan Secara Ekonomis.....	VII-1
VII.2	Kesimpulan	VII-2

DAFTAR PUSTAKA P-1

APPENDIKS

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1	Peta Rasio Elektrifikasi Indonesia.....	I-2
Gambar I. 2	Prosentase Cadangan Gas Bumi Dunia	I-3
Gambar II. 1	Peta Jawa bagian Barat	II-6
Gambar II. 2	Peta Lokasi Pabrik	II-9
Gambar III. 1	Typical PFD untuk Amine Unit.....	III-2
Gambar III. 2	Blok <i>Diagram Fluor Solvent</i> Proses.....	III-5
Gambar III. 3	Flow Diagram untuk Sulfinol Process.....	III-6
Gambar III. 4	Grafik Hubungan Temperatur dengan <i>Vapor Pressure</i>	III-7
Gambar III. 5	Proses <i>Acid Gas Removal</i> Menggunakan <i>Membrane</i>	III-9
Gambar III. 6	Proses <i>Gas Dehydration</i> Menggunakan Absorpsi TEG	III-10
Gambar III. 7	<i>Gas Dehydration</i> menggunakan <i>Molecular Sieve</i>	III-12
Gambar III. 8	Jenis Siklus Pembangkitan	III-15
Gambar III. 9	<i>Combined Cycle Gas Turbin</i>	III-15
Gambar III. 10	Grafiik Perbandingan Efisiensi Gas Turbin dan Gas Engine	III-16
Gambar III. 11	Unit HRSG	III-17
Gambar III. 12	Diagram PLTGU dengan HRSG	III-17
Gambar III. 13	<i>Schematic Drawing of A Horizontal Gas Flow, Vertical Tube, Natural Circulation</i>	III-20
Gambar III. 14	<i>Schematic Drawing of A Vertical Gas Flow, Horizontal Tube, Forced Circulation HRSG</i>	III-21
Gambar III. 15	<i>Schematic drawing of a vertical gas flow, horizontal tube, natural</i>	III-22
Gambar III. 16	<i>Schematic drawing of a Small Once-Through Design</i>	III-23
Gambar III. 17	<i>Schematic Drawing of a Large Once-Through Design</i>	III-24
Gambar III. 18	<i>Schematic Drawing of a Benson Design</i>	III-24

Gambar III. 19	Prinsip Kerja Turbin Ekspansi.....	III-26
Gambar III. 20	<i>Backpressure Turbine</i> (kiri) dan <i>Condensing Turbine</i> (kanan).....	III-26
Gambar IV. 1	Aliran Massa pada Mixing Point.....	IV-2
Gambar IV. 2	Aliran Massa pada 1st Stage Membrane	IV-3
Gambar IV. 3	Aliran Massa pada Flash Drum	IV-4
Gambar IV. 4	Aliran Massa pada 2nd Stage Membrane	IV-5
Gambar IV. 5	Aliran Massa pada Mixing Point.....	IV-6
Gambar IV. 6	Aliran Massa pada Combustion Chamber....	IV-7
Gambar IV. 7	Aliran Massa pada Stream Splitter	IV-9
Gambar IV. 8	Aliran Mass pada Condenser.....	IV-10
Gambar IV. 9	Aliran Energi pada Mixing Point	IV-20
Gambar IV. 10	Aliran Energi pada 1st Stage Membrae.....	IV-20
Gambar IV. 11	Aliran Energi pada 1 st Stage Compressor...	IV-21
Gambar IV. 12	Aliran Energi pada Compressor Intercooler	IV-21
Gambar IV. 13	Aliran Energi pada 2 nd Stage Compressor..	IV-22
Gambar IV. 14	Aliran Energi pada Air Cooler	IV-23
Gambar IV. 15	Aliran Energi pada Flash Drum.....	IV-23
Gambar IV. 16	Aliran Energi pada 2 nd Stage Membrane....	IV-24
Gambar IV. 17	Aliran Energi pada Recycle Compressor ...	IV-24
Gambar IV. 18	Aliran Energi pada 1 st Stage Compressor...	IV-25
Gambar IV. 19	Aliran Energi pada 1 st Stage Air Compressor Intercooler	IV-26
Gambar IV. 20	Aliran Energi pada 2 nd Stage Air Compressor	IV-26
Gambar IV. 21	Aliran Energi pada 2 nd Stage Air Compressor... ..	IV-27
Gambar IV. 22	Aliran Energi pada 3 rd Stage Air Compressor	IV-27
Gambar IV. 23	Aliran Energi pada 3 rd Air Compressor Intercooler	IV-28
Gambar IV. 24	Aliran Energi pada 4 th Stage Air Compressor	IV-28
Gambar IV. 25	Aliran Energi pada 4 th Stage Air Compressor Intercooler	IV-29

Gambar IV. 26	Aliran Energi pada 5 th Stage Air Compressor..	IV-29
Gambar IV. 27	Aliran Energi pada Combustion Chamber .	IV-30
Gambar IV. 28	Aliran Energi pada Gas Turbine.....	IV-31
Gambar IV. 29	Aliran Energi pada HRSG HP Superheater	IV-31
Gambar IV. 30	Aliran Energi pada HRSG HP Evaporator .	IV-32
Gambar IV. 31	Neraca Energi pada HRSG HP Economize	IV-32
Gambar IV. 32	Aliran Energi pada HRSG LP Superheater	IV-33
Gambar IV. 33	Aliran Energi pada HRSG LP Evaporator..	IV-34
Gambar IV. 34	Aliran Energi pada HRSG LP Economizer	IV-34
Gambar IV. 35	Aliran Energi pada High Pressure Steam Turbine	IV-35
Gambar IV. 36	Aliran Energi pada Mixing Point	IV-36
Gambar IV. 37	Aliran Energi pada Low Pressure Steam Turbine	IV-36
Gambar IV. 38	Aliran Energi pada Condenser	IV-37
Gambar VI. 1	Struktur Organisasi	VI-3
Gambar VI. 2	Grafik BEP Power Plant dari Gas Alam.....	VI-15
Gambar VI. 3	Kurva Sensitivitas terhadap IRR	VI-17
Gambar VI. 4	Kurva Sensitivitas terhadap NPV	VI-18

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1	Asumsi dan Proyeksi Kebutuhan Listrik.....	I-3
Tabel I. 2	Komposisi Gas Alam Murni	I-4
Tabel II. 1	Konsumsi Energi Listrik Nasional.....	II-1
Tabel II. 2	Kapasitas dan Daya Mampu Pembangkit Di Pulau Jawa Tahun 2018.....	II-2
Tabel II. 3	Proyeksi Kebutuhan Listrik Provinsi Banten....	II-3
Tabel II. 4	Proyeksi Kebutuhan Listrik Provinsi DKI Jakarta.....	II-4
Tabel II. 5	Proyeksi Kebutuhan Listrik Provinsi Jawa Barat	II-4
Tabel II. 6	Kebutuhan Kapasitas Pembangkit Listrik Pada Tahun 2024.....	II-5
Tabel II. 7	Penentuan Kapasitas berdasarkan ketersediaan bahan baku.....	II-5
Tabel II. 8	Kedekatan dengan Bahan Baku	II-6
Tabel II. 9	Ketersediaan Air untuk Utilitas	II-7
Tabel II. 10	Keadaan Geografis	II-7
Tabel II. 11	Jumlah Angkatan Kerja	II-8
Tabel II. 12	Pemilihan Lokasi berdasarkan AHP	II-8
Tabel II. 13	Spesifikasi Gas Alam Blok Northwest Java ...	II-10
Tabel II. 14	Properties Gas Alam Blok Northwest Java.....	II-10
Tabel II. 15	Spesifikasi Fuel Gas	II-10
Tabel III. 1	Kondisi Operasi untuk Generic Amine.....	III-3
Tabel III. 2	Kelebihan dan Kekurangan Membran.....	III-8
Tabel III. 3	Properties Berbagai Desikan	III-10
Tabel III. 4	Properti pada Beberapa Jenis Solvent	III-11
Tabel III. 5	Keuntungan dan Kekurangan Gas Engine.....	III-13
Tabel III. 6	Keuntungan dan Kekurangan Gas Turbin	III-13
Tabel III. 7	Perbandingan Proses Acid Gas Removal	III-27
Tabel III. 8	Perbandingan Membrane dalam Berbagai Stage	III-30
Tabel IV. 1	Komposisi Gas Alam	IV-1
Tabel IV. 2	Neraca Massa pada Mixing Point	IV-2

Tabel IV. 3	Neraca Massa pada 1st Stage Membrane	IV-3
Tabel IV. 4	Neraca Massa pada Flash Drum.....	IV-4
Tabel IV. 5	Neraca Massa 2nd Stage Membrane	IV-5
Tabel IV. 6	Neraca Massa pada Mixing Point	IV-6
Tabel IV. 7	Neraca Massa pada Combustion Chamber.....	IV-8
Tabel IV. 8	Neraca Massa pada Stream Splitter.....	IV-9
Tabel IV. 9	Neraca Massa pada Condenser.....	IV-10
Tabel IV. 10	Heat Capacities of Gases in the Ideal-Gas State	IV-12
Tabel IV. 11	Parameter untuk EoS Peng-Robinson	IV-13
Tabel IV. 12	Properti Komponen Murni	IV-14
Tabel IV. 13	Data Komponen pada Suhu Reference Berfasa Gas	IV-16
Tabel IV. 14	Data Komponen pada Suhu Reference Berfasa Liquid.....	IV-18
Tabel IV. 15	Data Enthalpi Pembentukan Standar pada 298,15 K	IV-19
Tabel IV. 16	Neraca Energi pada Mixing Point	IV-20
Tabel IV. 17	Neraca Massa pada 1st Stage Membrane	IV-20
Tabel IV. 18	Neraca Massa pada 1 st Stage Compressor	IV-21
Tabel IV. 19	Neraca Massa pada Compressor Intercooler	IV-22
Tabel IV. 20	Neraca Massa pada 2 nd Stage Compressor ...	IV-22
Tabel IV. 21	Neraca Energi pada Air Cooler	IV-23
Tabel IV. 22	Neraca Energi pada Flash Drum	IV-24
Tabel IV. 23	Neraca Energi pada 2 nd Stage Membrane.....	IV-24
Tabel IV. 24	Neraca Massa pada Recycle Compressor.....	IV-25
Tabel IV. 37	Neraca Energi pada 1 st Stage Air Compressor.....	IV-25
Tabel IV. 38	Neraca Energi pada 1 st Stage Air Compressor Intercooler.....	IV-26
Tabel IV. 39	Neraca Energi pada 2nd Stage Air Compressor.....	IV-26
Tabel IV. 40	Neraca Energi pada 2nd Stage Air Compressor.....	IV-27

Tabel IV. 41	Neraca Energi pada 3 rd Stage Air Compressor.....	IV-28
Tabel IV. 42	Neraca Massa pada 3 rd Stage Air Compressor Intercooler.....	IV-28
Tabel IV. 43	Neraca Energi pada 4 th Stage Air Compressor.....	IV-29
Tabel IV. 44	Neraca Energi pada 4 th Stage Air Compressor Intercooler.....	IV-29
Tabel IV. 45	Neraca Energi pada 5 th Stage Air Compressor.....	IV-30
Tabel IV. 25	Neraca Massa pada Combustion Chamber...	IV-30
Tabel IV. 26	Neraca Massa pada Gas Turbine.....	IV-31
Tabel IV. 27	Neraca Energi pada HRSG HP Superheater	IV-32
Tabel IV. 28	Neraca Energi pada HRSG HP Evaporator..	IV-32
Tabel IV. 29	Neraca Energi pada HRSG HP Economizer	IV-33
Tabel IV. 30	Neraca Energi pada HRSG LP Superheater.	IV-33
Tabel IV. 31	Neraca Energi pada HRSG LP Evaporator ..	IV-34
Tabel IV. 32	Neraca Energi pada HRSG LP Economizer.	IV-35
Tabel IV. 33	Neraca Energi pada <i>High Pressure Steam Turbine</i>	IV-35
Tabel IV. 34	Neraca Energi pada <i>Mixing Point</i>	IV-36
Tabel IV. 35	Neraca Energi pada <i>Low Pressure Steam Turbine</i>	IV-37
Tabel IV. 36	Neraca Energi pada <i>Condenser</i>	IV-37
Tabel V. 1	Harga dan Spesifikasi <i>1st Stage Membrane H-110 A,B</i>	V-1
Tabel V. 2	Harga dan Spesifikasi <i>2nd Stage Membrane H-120 A,B</i>	V-1
Tabel V. 3	Harga dan Spesifikasi <i>Compressor G-121 A,B</i>	V-2
Tabel V. 4	Harga dan Spesifikasi <i>Air Cooler E-122 A,B</i> ...	V-2
Tabel V. 5	Harga dan Spesifikasi <i>Flash Drum F-123 A,B</i> .	V-3
Tabel V. 6	Harga dan Spesifikasi <i>Recycle Compressor G-125 A,B</i>	V-4
Tabel V. 7	Harga dan Spesifikasi <i>Gas Turbine N-210</i>	V-5

Tabel V. 8	Harga dan Spesifikasi <i>Air Compressor G-212 with Intercooler</i>	V-5
Tabel V. 9	Harga dan Spesifikasi <i>Heat Recovery Steam Generator P-310</i>	V-6
Tabel V. 10	Harga dan Spesifikasi <i>Low Pressure Pump L-311</i>	V-7
Tabel V. 11	Harga dan Spesifikasi <i>High Pressure Pump L-312</i>	V-8
Tabel V. 12	Harga dan Spesifikasi <i>Condenser E-313</i>	V-8
Tabel V. 13	Harga dan Spesifikasi <i>Cooling Water Pump L-315</i>	V-10
Tabel V. 14	Harga dan Spesifikasi <i>Condensate Pump L-316</i>	V-10
Tabel V. 15	Harga dan Spesifikasi <i>Water Storage F-317</i> ..	V-11
Tabel V. 16	Harga dan Spesifikasi <i>High Pressure Steam Turbine N-320</i>	V-12
Tabel V. 17	Harga dan Spesifikasi <i>Low Pressure Steam Turbine N-330</i>	V-12
Tabel VI. 1	Daftar Gaji Karyawan.....	VI-10
Tabel VI. 2	Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2.....	VI-11
Tabel VI. 3	Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Power Plant.....	VI-15

BAB I

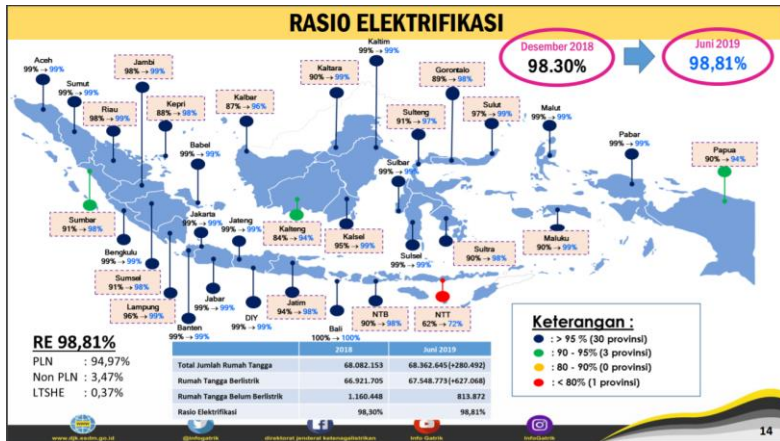
LATAR BELAKANG

Listrik merupakan salah satu bentuk energi yang memengaruhi hidup dan kehidupan manusia saat ini. Kebutuhan tenaga listrik pada suatu daerah berkaitan erat dengan pertumbuhan ekonomi dan pertumbuhan penduduknya. Semakin tinggi pertumbuhan ekonomi dan pertumbuhan penduduk, maka akan semakin besar pula kebutuhan listriknya.

I.1 Konsumsi Listrik di Indonesia

Konsumsi energy listrik di Indonesia setiap tahunnya mengalami peningkatan. Berdasarkan data statistik ketenagalistrikan oleh Direktorat Jenderal Ketenagalistrikan, konsumsi listrik per kapita tahun 2017 sebesar 1,02 MWh, sedangkan di tahun 2018 menjadi 1,06 MWh. Selain konsumsi energy listrik, kapasitas pembangkit listrik di Indonesia juga meningkat dari 62.202,94 MW pada tahun 2017 menjadi 64.924,80 MW pada tahun 2018.

Kementrian ESDM menargetkan rasio elektrifikasi Indonesia pada tahun 2020 mencapai 100%. Rasio elektrifikasi merupakan perbandingan antara total rumah yang teraliri listrik dengan total rumah pada daerah tersebut. Rasio elektrifikasi di Indonesia pada Juni 2019 sebesar 98,81%. Rasio elektrifikasi pada tiap daerah di Indonesia dapat dilihat pada Gambar I.1.



Gambar I. 1 Peta Rasio Elektrifikasi Indonesia

(ESDM, Statistik Ketenagalistrikan Tahun 2018, 2019)

Dengan semakin meningkatnya rasio elektrifikasi maka jumlah konsumen listrik dan kebutuhan listrik akan meningkat setiap tahunnya seiring pertumbuhan ekonomi dan pertumbuhan jumlah penduduknya. Untuk mengatasi kebutuhan listrik yang semakin meningkat maka diperlukan peningkatan kapasitas pembangkit dan pembangunan pembangkit baru untuk memenuhi kebutuhan listrik Indonesia pada tahun-tahun mendatang. Kebutuhan listrik untuk tahun-tahun mendatang telah diproyeksikan oleh pemerintah dalam Rencana Umum Ketenagalistrikan Nasional 2019-2038.

Tabel I. 1 Asumsi dan Proyeksi Kebutuhan Listrik

URAIAN	SATUAN	TAHUN					RATA-RATA	
		2020	2025	2030	2035	2038	10 TAHUN	20 TAHUN
ASUMSI & TARGET								
Pertumbuhan Ekonomi	%	5,1	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2	5,2
Inflasi	%	4,0	3,5	3,5	3,5	3,3	3,6	3,5
Pertumbuhan Penduduk	%	1,1	0,9	0,7	0,5	0,5	1,0	0,8
Rasio Elektrifikasi	%	100	100	100	100	100		
HASIL PROYEKSI								
Kebutuhan Energi Listrik	TWh	352	539	742	981	1.167		
Pertumbuhan Kebutuhan Energi Listrik	%	9,3	8,3	5,6	5,8	6,0	8,4	7,0
Konsumsi Energi Listrik Per Kapita	kWh	1.299	1.892	2.502	3.208	3.755		

(ESDM, Rencana Umum Ketenagalistrikan Nasional 2019
- 2038, 2019)

I.2 Ketersediaan Gas Alam di Indonesia

Indonesia memiliki cadangan gas alam sebesar 1,53% dari total cadangan gas bumi dunia yang dapat dimanfaatkan. Dengan cadangan yang melimpah tersebut, belakangan ini mulai dibangun pembangkit listrik berbahan gas alam untuk memenuhi kebutuhan listrik Indonesia.

**Gambar I. 2 Prosentase Cadangan Gas Bumi Dunia**

(ESDM, Neraca Gas Bumi Indonesia 2018 - 2027, 2018)

Gas alam (*natural gas*) yang sering juga disebut sebagai gas bumi atau gas rawa merupakan campuran hidrokarbon yang terbentuk di bawah permukaan bumi. Gas alam mengandung metana sebagai komponen utama dan hidrokarbon lainnya serta nitrogen, H₂S, CO₂, dan *impurities* lainnya sesuai dengan asalnya. Secara umum gas alam memiliki komposisi seperti pada Tabel I.2.

Tabel I. 2 Komposisi Gas Alam Murni

<i>Constituent</i>	<i>Typical % of Gas</i>	<i>Chemical Structure</i>
<i>Methane</i>	63 – 96	CH ₄
<i>Ethane</i>	1,3 – 13,4	C ₂ H ₆
<i>Propane</i>	1,7 – 7,5	C ₃ H ₈
<i>Butane*</i>	0,05 – 4	C ₄ H ₁₀
<i>Pentane</i>	0,02 – 2,64	C ₅ H ₁₂

**Tabular mol% data is on wet basis (1,3 mol% water)*

(Arthur J. Kidnay, 2006)

Cadangan gas bumi Indonesia per Januari 2017 mencapai 142.72 TSCF, sebesar 100.36 TSCF merupakan cadangan terbukti dan 42.36 TSCF merupakan cadangan potensial. Cadangan terbesar berada di Region II sebesar 74.83 TSCF yang sudah termasuk *East Natuna* sebesar 46 TSCF, kemudian Region VI sebesar 40.61 TSCF dan Region V sebesar 15.35 TSCF. Perkiraan cadangan gas alam Indonesia per regionnya dapat dilihat pada Tabel I.3

Tabel I. 3 Perkiraan Pasokan Gas Alam per Region (@MMSCFD)

Wilayah	Uraian	Tahun		
		2018	2022	2027
Region I (Aceh dan Sumatera Bagian Utara)	<i>Existing</i>	254,45	194,81	178,83
	<i>Project Supply</i>	49,29	83,49	62,43
	<i>Potential Supply</i>	88,00	161,97	80,62

Wilayah	Uraian	Tahun		
		2018	2022	2027
Region II (Sumatera Bagian Tengah dan Selatan, Kepulauan Riau, serta Jawa Bagian Barat)	<i>Exisiting</i>	2.706,27	2.138,80	758,32
	<i>Project Supply</i>	109,44	449,80	271,10
	<i>Potential Supply</i>	16,95	125,42	1.403,78
Region III (Jawa Bagian Tengah)	<i>Exisiting</i>	77,48	50,00	-
	<i>Project Supply</i>	2,50	2,50	-
	<i>Potential Supply</i>	-	-	-
Region IV (Jawa Bagian Timur)	<i>Exisiting</i>	597,42	301,19	145,31
	<i>Project Supply</i>	11,42	436,30	322,44
	<i>Potential Supply</i>	19,82	125,36	40,55
Region V (Kalimantan)	<i>Exisiting</i>	1.967,23	1.728,71	950,70
	<i>Project Supply</i>	26,91	476,70	1.7086,81
	<i>Potential Supply</i>	-	1,60	49,60
Region VI (Sulawesi, Nusa Tenggara, Maluku, dan Papua)	<i>Exisiting</i>	1.545,59	1.387,53	894,59
	<i>Project Supply</i>	67,90	986,18	1.792,39
	<i>Potential Supply</i>	-	10,74	10,74

(ESDM, Neraca Gas Bumi Indonesia 2018 - 2027, 2018)

I.3 Aspek Lingkungan dan Ekonomi

Penggunaan gas bumi sebagai sumber energi pembangkit listrik ini mempunyai keunggulan dibandingkan dengan bahan bakar minyak (BBM) dan batubara. Selain itu, Indonesia memiliki cadangan dalam jumlah besar. Gas alam apabila dibakar akan menghasilkan pembakaran yang bersih dan hampir tidak menghasilkan emisi buangan sehingga lebih ramah lingkungan dibanding dengan BBM ataupun batubara. Pembakaran gas alam menghasilkan sekitar setengah emisi karbon dioksida (CO_2) dan hanya sepersepuluh polutan udara batu bara. *Typical Internal Rate of Return (IRR)* pembangkit berbahan bakar gas alam di Indonesia sebesar 12-14%, lebih besar daripada pembangkit listrik berbahan bakar batu bara sebesar 11%.

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Potensi Gas Alam di *Northwest Java*

Cadangan gas alam terbukti pada daerah Jawa Bagian Barat sebesar 2,89 TSCF. PT Pertamina Hulu Energi melakukan pengeboran sumur pada wilayah kerja *North West Java* yang membentang dari Kepulauan Seribu sampai utara Cirebon seluas 8.300 km². Pada 2016, wilayah tersebut mampu menghasilkan gas sekitar 165 juta kaki kubik per hari (MMSCFD). Sejak 2017, PHE ONWJ telah memberikan tambahan produksi gas sebesar 30 MMSCFD. Pada daerah ini terdapat sumur YYA-1.

II.2 Kapasitas dan Lokasi

Konsumsi energi listrik setiap tahunnya akan mengalami peningkatan. Kebutuhan energi listrik pada suatu daerah dipengaruhi oleh beberapa faktor, yaitu pertumbuhan ekonomi, pertumbuhan penduduk, tarif listrik dan program elektrifikasi. Konsumsi energi listrik dapat dilihat pada Tabel II.1 berikut

Tabel II. 1 Konsumsi Energi Listrik Nasional

Tahun	Jumlah Penduduk	Konsumsi Listrik (GWh)	Konsumsi Listrik per Kapita (GWh)
2013	248.818.100	208.983,00	0,84
2014	252.164.800	221.296,00	0,88
2015	255.461.700	232.520,00	0,91
2016	258.705.000	247.416,06	0,96
2017	261.890.900	267.453,99	1,02
2018	265.015.300	281.967,21	1,06

(ESDM, Statistik Ketenagalistrikan Tahun 2018, 2019)

Dalam RUPTL PT PLN 2019-2028, proyeksi kebutuhan listrik dijelaskan dengan mempertimbangkan target pertumbuhan ekonomi, inflasi, pertumbuhan penduduk, serta rasio elektrifikasi.

Dengan menggunakan asumsi pertumbuhan ekonomi 2019-2028 rata-rata 6,3% per tahun maka proyeksi penjualan tenaga listrik pada tahun 2028 diperkirakan akan mencapai 433 TWh, pertumbuhan rata-rata 6,42% selama 10 tahun mendatang (ESDM, Rencana Usaha Penyedia Tenaga Listrik (RUPTL) PT PLN 2019 - 2028, 2019).

Daya Mampu Neto (DMN) pembangkit eksisting tahun 2019 sekitar 55 GW (dengan asumsi pembangkit *retire* dan sewa berakhir di tahun 2019 sekitar 2,7 GW) diperkirakan akan berkurang menjadi 35 GW 20 tahun kemudian karena beberapa pembangkit akan memasuki masa *retirement* dan pembangkit sewa berkurang secara bertahap. Sebagai upaya untuk memenuhi upaya untuk memenuhi pertumbuhan kebutuhan tenaga listrik yang relatif tinggi sebagaimana dijelaskan di atas, dan menggantikan pembangkit eksisting yang akan terus berkurang, dalam periode 10 tahun ke depan diperlukan tambahan pembangkit dengan total kapasitas rata-rata sekitar 7,6 GW per tahun, sementara itu dalam periode 20 tahun ke depan rata-rata sekitar 8,5 GW per tahun. Dengan tambahan pembangkit tersebut maka diperkirakan total kapasitas pembangkit (DMN) Nasional meningkat dari sekitar 61 GW pada tahun 2019 menjadi sekitar 124 GW pada tahun 2028 dan 210 GW pada tahun 2038 (ESDM, Rencana Umum Ketenagalistrikan Nasional 2019 - 2038, 2019).

Meninjau potensi gas alam pada wilayah *Northwest Java*, direncanakan dibuatnya pembangkit listrik yang nantinya dapat digunakan untuk pemenuhan kebutuhan listrik Jawa bagian barat. Kapasitas dan daya mampu pembangkit *existing* pada daerah Jawa bagian barat terdapat pada Tabel II.2.

Tabel II. 2 Kapasitas dan Daya Mampu Pembangkit Di Pulau Jawa Tahun 2018

Provinsi	Kapasitas (MW)	Daya Mampu (MW)
Banten	8037,00	7469,76
DKI Jakarta	4184,6	3823,52

Provinsi	Kapasitas (MW)	Daya Mampu (MW)
Jawa Barat	9851,42	9405,72

(ESDM, Statistik Ketenagalistrikan Tahun 2018, 2019)

Dalam Rencana Umum Ketenagalistrikan Nasional 2019-2038 telah diproyeksikan kebutuhan listrik untuk setiap provinsi. Proyeksi yang dihasilkan terikat pada asumsi dan target pertumbuhan ekonomi, pertumbuhan penduduk, tingkat inflasi, dan rasio elektrifikasi pada provinsi tersebut. Proyeksi kebutuhan tenaga listrik per provinsi dalam Rencana Umum Ketenagalistrikan Nasional 2019 – 2038 dan terdapat pada Tabel II.3 sampai dengan Tabel II.5.

Tabel II. 3 Proyeksi Kebutuhan Listrik Provinsi Banten

URAIAN	SATUAN	TAHUN											Rata-Rata 10 TAHUN
		2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028		
ASUMSI & TARGET													
Pertumbuhan Ekonomi	%	5,2	5,4	5,7	5,7	5,6	5,5	5,5	6,1	6,0	6,0	5,7	
Inflasi	%	4,0	4,0	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,6	
Pertumbuhan Penduduk	%	1,9	1,8	1,7	1,7	1,6	1,5	1,5	1,4	1,4	1,3	1,6	
Rasio Elektrifikasi	%	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100		
HASIL PROYEKSI													
Kebutuhan Tenaga Listrik	GWh	28.157	29.304	30.702	32.251	35.309	37.252	38.606	41.076	43.760	46.135		
Pertumbuhan Kebutuhan Tenaga Listrik	%	11,4	4,1	4,8	5,0	9,5	5,5	3,6	6,4	6,5	5,4	5,6	
Konsumsi Listrik Per Kapita	kWh	5.754	5.011	5.011	5.011	5.221	5.765	6.160	6.632	6.988	7.392		
Kebutuhan Tambahan Kapasitas (Per tahun)	MW	315	2.040	3.506	1.863	2.415	1.717	152	0	0	0	2.587	
Kebutuhan Tambahan Kapasitas (Kumulatif)	MW	315	2.355	5.861	7.724	10.139	11.856	12.008	12.008	12.008	12.008		
Total Kapasitas	MW	7.421	8.901	12.027	13.890	16.306	17.279	17.431	17.431	17.431	17.431		
Produksi Tenaga Listrik (Neto) **)	GWh	54.844	63.565	76.375	79.729	96.008	105.452	101.247	98.064	101.032	111.932		
BBM	%	0,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0		
Gas	%	13	7	34	46	47	47	44	42	44	41		
Ekstirbora	%	86	92	65	52	52	51	54	56	54	57		
EET	%	0	1	1	1	1	1	2	2	2	2		

*) Kapasitas merupakan Daya Mampu Neto (DMN)

**) Tidak termasuk pemakaian sendiri

Tabel II. 4 Proyeksi Kebutuhan Listrik Provinsi DKI Jakarta

URAIAN	SATUAN	TAHUN										Rata-Rata 10 TAHUN
		2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	
ASUMSI & TARGET												
Pertumbuhan Ekonomi	%	4,7	4,8	5,0	4,9	4,8	4,8	4,7	5,3	5,2	5,2	4,9
Inflasi	%	4,0	4,0	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,6
Pertumbuhan Penduduk	%	0,9	0,8	0,8	0,8	0,7	0,7	0,7	0,6	0,5	0,5	0,7
Rasio Elektrifikasi	%	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	
HASIL PROYEKSI												
Kebutuhan Tenaga Listrik	GWh	32.247	35.105	35.734	36.670	37.264	38.485	39.864	41.587	43.180	45.068	
Pertumbuhan Kebutuhan Tenaga Listrik	%	6,4	8,9	1,8	2,6	1,6	3,3	3,6	4,3	3,8	4,4	3,8
Konsumsi Listrik Per Kapita	kWh	3.054	3.298	3.331	3.392	3.423	3.511	3.613	3.746	3.869	4.018	
Kebutuhan Tambahan Kapasitas (Per tahun)	MW	300	500	0	85	0	0	0	0	0	0	89
Kebutuhan Tambahan Kapasitas (Kumulatif)	MW	300	800	800	885	885	885	885	885	885	885	
Total Kapasitas	MW	3.800	4.300	4.300	4.385	4.385	4.385	4.385	4.385	4.385	4.260	
Produksi Tenaga Listrik (Neto)**	GWh	20.932	3.363	890	1.100	1.011	1.189	1.042	953	1.013	1.564	
BBM	%	4	16	38	12	12	21	20	11	12	13,1	
Gas	%	96	84	62	27	21	23	15	19	22	44	
Batubara	%	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
EBT	%	0,0	0,0	0,0	60,9	66,3	56,3	64,3	70,3	66,2	42,9	

*) Kapasitas merupakan Daya Mampu Neto (DMN)

**) Tidak termasuk pemalaaian sendiri

Tabel II. 5 Proyeksi Kebutuhan Listrik Provinsi Jawa Barat

URAIAN	SATUAN	TAHUN										Rata-Rata 10 TAHUN
		2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	
ASUMSI & TARGET												
Pertumbuhan Ekonomi	%	6,4	6,7	7,0	6,9	6,8	6,7	6,7	7,3	7,2	7,2	6,9
Inflasi	%	4,0	4,0	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,6
Pertumbuhan Penduduk	%	1,3	1,3	1,2	1,2	1,1	1,1	1,0	1,0	0,9	0,9	1,1
Rasio Elektrifikasi	%	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	
HASIL PROYEKSI												
Kebutuhan Tenaga Listrik	GWh	62.226	67.914	73.820	78.855	82.809	87.442	91.677	96.295	105.584	118.146	
Pertumbuhan Kebutuhan Tenaga Listrik	%	14,9	9,1	8,7	6,8	5,0	5,6	4,8	7,2	7,4	7,2	6,9
Konsumsi Listrik Per Kapita	kWh	1.262	1.360	1.461	1.542	1.602	1.673	1.737	1.844	1.962	2.084	
Kebutuhan Tambahan Kapasitas (Per tahun)	MW	220	1.109	185	2.058	1.219	1.708	967	1.000	0	0	847
Kebutuhan Tambahan Kapasitas (Kumulatif)	MW	220	1.329	1.514	3.572	4.791	6.499	7.466	8.466	8.466	8.466	
Total Kapasitas	MW	9.562	10.601	10.659	12.716	13.936	15.532	16.499	17.499	17.499	17.499	
Produksi Tenaga Listrik (Neto)**	GWh	42.712	39.747	38.313	46.840	47.279	50.539	57.002	62.127	69.283	68.498	
BBM	%	0,6	0,3	0,2	0,1	0,1	0,1	0,1	0,0	0,0	0,1	
Gas	%	15	9	4	4	5	5	4	3	4	4	
Batubara	%	51	52	54	60	56	56	59	63	66	65	
EBT	%	33	39	41	36	39	39	37	34	30	30	

*) Kapasitas merupakan Daya Mampu Neto (DMN)

**) Tidak termasuk pemalaaian sendiri

(ESDM, Rencana Umum Ketenagalistrikan Nasional 2019 - 2038, 2019)

Pembangkit Listrik akan direncanakan beroperasi pada tahun 2024, sehingga DMN pembangkit yang akan dibangun mengikuti

kebutuhan DMN yang harus ditambahkan pada tahun tersebut sesuai dengan bauran energi dalam proyeksi. Lokasi bahan baku dari blok *Northwest Java* akan digunakan untuk pemenuhan kebutuhan listrik untuk wilayah Jawa bagian barat.

Tabel II. 6 Kebutuhan Kapasitas Pembangkit Listrik Pada Tahun 2024

Provinsi	Kebutuhan Kapasitas (MW)	Fraksi Gas (%)	Kebutuhan Kapasitas Pembangkit berbahan bakar Gas (MW)
Banten	1717	47	806,99 MW
DKI Jakarta	0	23	0 MW
Jawa Barat	1708	5	85,4 MW

(ESDM, Rencana Umum Ketenagalistrikan Nasional 2019 - 2038, 2019)

Kebutuhan DMN pembangkit berbahan bakar gas terbesar untuk Jawa bagian barat terdapat pada Provinsi Banten. Berdasarkan prinsip *regional balance* dimana kebutuhan listrik suatu wilayah dipenuhi sebagian besar oleh pembangkit yang berada pada wilayah tersebut dan tidak banyak bergantung pada transfer daya dari wilayah lain (RUPTL PT PLN 2019-2028).

Tabel II. 7 Penentuan Kapasitas berdasarkan ketersediaan bahan baku

Parameter	Nilai	Satuan
<i>Heating value feed</i>	694	MMBTU/MMSCF
MMBTU/MJ	1055,06	-
Flow gas alam	125	MMSCFD
Efisiensi	41	%
Kapasitas	435,361	MW

Berdasarkan kebutuhan listrik dengan bahan bakar gas pada tahun 2024 dan ketersediaan bahan baku gas alam dari Northwest Java, maka pembangkit listrik akan direncanakan dibangun di Provinsi Banten dengan kapasitas 435,361 MW.

Terdapat beberapa parameter pemilihan lokasi yaitu kedekatan bahan baku, jaringan transmisi listrik yang tersedia, ketersediaan air untuk utilitas, keadaan geografis dan masyarakat, dan tenaga kerja. Pembangkit listrik akan dibangun di Provinsi Banten, sehingga akan dibandingkan daerah-daerah di Provinsi Banten.

Pemilihan lokasi tersebut berdasarkan :

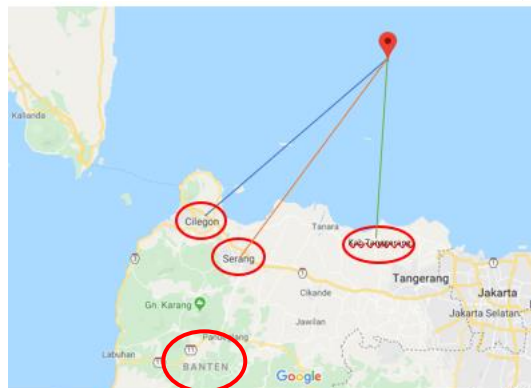
a. Kedekatan bahan baku

Sumur gas alam yang akan diambil berada di Kepulauan Seribu sampai utara Cirebon. Jarak yang dibutuhkan untuk transportasi gas alam menuju pabrik pengolahan sebagai berikut :

Tabel II. 8 Kedekatan dengan Bahan Baku

Kota/ Kabupaten	Jarak
Kota Cilegon	90 km
Kabupaten Serang	94 km
Kabupaten Tangerang	70 km

(BPS, 2019)



Gambar II. 1 Peta Jawa bagian Barat

b. Ketersediaan Air untuk Utilitas

Tabel II. 9 Ketersediaan Air untuk Utilitas

Kota/ Kabupaten	Ketersediaan Air
Kota Cilegon	Panjang garis pantai : 25 km Waduk : ± 5,4 juta m ³
Kabupaten Serang	Panjang garis pantai : km Waduk : ± 5,4 juta m ³
Kabupaten Tangerang	Panjang garis pantai : ± 51 km

(BPS, 2019)

c. Keadaan geografis

Tabel II. 10 Keadaan Geografis

Kota/ Kabupaten	Keadaan Geografis
Kota Cilegon	Letak : 5°52'24" – 6°04'07" Lintang Selatan (LS), 105°54'05" – 106°05'11" Bujur Timur (BT) Batas utara : Kab. Serang Batas timur : Selat Sunda Batas selatan : Kab. Serang Batas barat : Kab. Serang Ketinggian : 0 – 575 mdpl Suhu : 22° - 33°C
Kabupaten Serang	Letak : 105°07' - 105°22' Bujur Timur dan 5°50' - 6°21' Lintang Selatan Batas utara : Laut Jawa Batas timur : Kab. Tangerang Batas selatan : Kab. Lebak dan Pandeglang Batas barat : Kota Cilegon dan Selat Sunda Ketinggian : 0 – 1778 mdpl Suhu : 25,8° - 27,6°C
Kabupaten Tangerang	Letak : 6'0 – 6'20 Lintang Selatan dan 106'20 - 106'43 Bujur Timur Batas utara : Laut Jawa Batas timur : Kota Tangerang Selatan, Kota Tangerang dan DKI Jakarta

Kota/ Kabupaten	Keadaan Geografis
	Batas selatan : Kab. Lebak dan Prov Jawa Barat Batas barat : Kab. Serang Ketinggian : 0 – 85 mdpl Suhu : 23° - 33°C

(BPS, 2019)

d. Tenaga kerja

Tabel II. 11 Jumlah Angkatan Kerja

Kota/ Kabupaten	Jumlah Angkatan Kerja Tahun 2017 (jiwa)	Proyeksi Jumlah Angkatan Kerja Tahun 2024 (jiwa)
Kota Cilegon	185.832	226.944,6
Kabupaten Serang	628.101	537.507,3
Kabupaten Tangerang	1.651.753	1.555.202

(BPS, 2019)

Pemilihan lokasi dilakukan berdasarkan *analytical hierarchy process* yang terdapat pada Tabel II.12

Tabel II. 12 Pemilihan Lokasi berdasarkan AHP

Parameter	Bo- bot	Skor			Bobot x Skor		
		Kota CGN	Kab. SRG	Kab. TGRN	Kota CGN	Kab. SRG	Kab. TGRN
Kedekatan Bahan Baku	0,607	2	1	3	1,214	0,607	1,821
Ketersediaan Air untuk Utilitas	0,144	2	1	2	0,288	0,144	0,288
Keadaan Geografis	0,167	2	1	3	0,334	0,167	0,501
Tenaga Kerja	0,082	1	2	4	0,082	0,164	0,328
				Total	1,918	1,082	2,938

Ket : CGN – Cilegon; SRG – Serang; TGRN - Tangerang

Dalam pra-rancangan pembuatan pabrik pembangkit listrik ini dipilih lokasi di Kecamatan Teluknaga, Kabupaten Tangerang dengan memperhatikan: kedekatan bahan baku, ketersediaan air untuk utilitas, keadaan geografis, tenaga kerja, serta ketersediaan lahan.



Gambar II. 2 Peta Lokasi Pabrik

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

Spesifikasi bahan baku dan produk diperlukan untuk mengetahui properties yang digunakan, sehingga dapat ditentukan pemrosesan yang tepat dan efisien. Bahan baku yang digunakan yaitu gas alam, sedangkan produk yang dihasilkan yaitu listrik.

II.3.1 Spesifikasi dan Properties Gas Alam

Gas alam yang digunakan berasal dari Blok *Northwest Java*, spesifikasi gas alam dari Blok North West Java terdapat pada tabel II.13.

Tabel II. 13 Spesifikasi Gas Alam Blok *Northwest Java*

Komponen	Komposisi (mol%)
N ₂	2,73
CO ₂	33,53
C ₁	55,81
C ₂	2,63
C ₃	3,12
i-C ₄	0,63
n-C ₄	0,87
i-C ₅	0,3
n-C ₅	0,21
C ₆₊	0,17
H ₂ S	0,9
H ₂ O	<i>Saturated</i>

(Blok *Northwest Java*)

Tabel II. 14 Properties Gas Alam Blok *Northwest Java*

Parameter	Satuan	Nilai
<i>Pressure</i>	Psig	480
<i>Temperature</i>	°C	35

(Susilo, et al., 2003; Sulistya, Hartoko, & Prayitno, 2007)

II.3.2 Spesifikasi dan Properties *Fuel Gas* untuk *Power Plant*

Tabel II. 15 Spesifikasi *Fuel Gas*

Parameter	Satuan	Nilai
<i>Heating Value</i>	<i>Btu/scf</i>	950 – 1150
<i>H₂S</i>	<i>Ppmv</i>	< 4
<i>CO₂</i>	<i>%mol</i>	2-4
<i>Methane</i>	<i>%mol</i>	80 – 95

Parameter	Satuan	Nilai
<i>Total inert ($N_2 + CO_2$)</i>	<i>%mol</i>	4 – 5

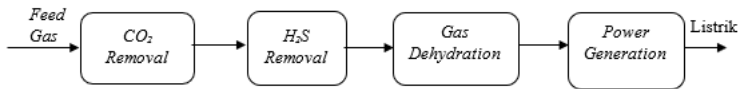
(Saeid Mokhatab, 2019; Campbell, 2016)

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Tipe-Tipe Proses

Secara umum dalam produksi listrik menggunakan bahan bakar gas alam diperlukan beberapa tahapan proses antara lain *CO₂ removal*, *H₂S removal*, *gas dehydration*, dan *power generation*.



III.1.1 Proses *Pre-Treatment Gas Alam*

III.1.1.1 Proses *CO₂* dan *H₂S Removal (Acid Gas Removal)*

Hydrogen Sulfida merupakan zat yang sangat beracun, dengan adanya air maka akan membentuk asam lemah dan bersifat korosif. Nilai *Threshold Limit Value (TLV)* *H₂S* adalah 10 ppmv. Pada konsentrasi yang lebih besar dari 1000 ppmv akan menyebabkan kematian dalam hitungan menit. Ketika konsentrasi *H₂S* diatas level ppmv, maka senyawa sulfur yang lain akan muncul seperti karbon disulfida (*CS₂*), merkaptan (*RSH*), dan sulfida (*RSR*).

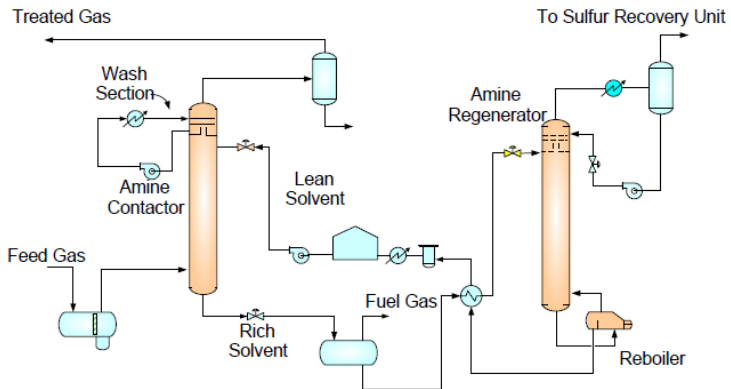
Karbon dioksida merupakan zat yang bersifat *non flammable* dan dalam jumlah yang besar tidak diharapkan dalam fuel. Seperti halnya *H₂S*, dengan adanya air maka karbon dioksida akan membentuk asam lemah (*HCO₃⁻*) dan bersifat korosif. *Acid Gas* dapat dihilangkan dengan beberapa pilihan proses, yaitu absorpsi kimia, absorpsi fisika, absorpsi hybrid, adsorpsi, *cryogenic fractionation*, membran, dan *controlled freezing zone* (Arthur J. Kidnay, 2006).

III.1.1.1.1 Absorpsi Kimia

Pada absorpsi kimia, *H₂S*, *CO₂*, dan sebagian *COS* diabsorpsi secara kimiawi. Namun, absorpsi kimia tidak akan mengurangi *mercaptan* ke level yang rendah akibat kelarutannya yang rendah. Proses absorpsi kimia yang terkenal yaitu *amine*

proses. Keuntungan dari absorpsi kimia seperti *amine* yaitu senyawa aromatis dan hidrokarbon berat memiliki kelarutan yang rendah terhadap amin sehingga hidrokarbon yang hilang dalam jumlah yang sedikit. Sedangkan untuk kekurangannya yaitu penggunaan energi yang tinggi pada regenerasi *amine* dan pendinginannya.

Amine proses menggunakan larutan alkanol amin seperti *monoethanolamine* (MEA), *diglycolamine* (DGA), *diethanolamine* (DEA), *diisopropanolamine* (DIPA), dan *methyldiethanolamine* (MDEA). Larutan MDEA pada umumnya tidak selektif dan akan menghilangkan CO₂ dan H₂S dari gas. *Amine* dapat dikembangkan untuk meningkatkan selektifitas atau kapasitas absorpsinya. Absorpsi MDEA untuk CO₂ terlalu lambat dan ketika digunakan untuk mengolah *sour gas* untuk mendapatkan spesifikasi CO₂ yang tinggi, MDEA perlu ditambahkan promotor. Contoh lisensor proses untuk teknologi *amine* yaitu BASF, UOP, Shell, Lurgi, dan Prosernat.



Gambar III. 1 Typical PFD untuk Amine Unit
(William A. Poe, 2017)

Kondisi operasi untuk *generic amine* terdapat pada Tabel III.1

Tabel III. 1 Kondisi Operasi untuk *Generic Amine*

Solvent	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
<i>Typical concentration (wt%)</i>	15 – 20	45 - 50	25 – 30	30 – 40	35 – 50
<i>Typical lean loading (mol/mol)</i>	0,1 – 0,15	0,05 – 0,1	0,05 – 0,07	0,02 – 0,05	0,004 – 0,01
<i>Typical rich loading (mol/mol)</i>	0,3 – 0,35	0,35 – 0,40	0,35 – 0,40	0,30 – 0,40	0,45 – 0,55
<i>Typical steam use (lb/gal)</i>	1,0 – 1,2	1,1 – 1,3	0,9 – 1,1	0,8 – 1,1	0,9 – 1,1
<i>Heat of reaction with CO₂ (Btu/lb)</i>	825	850	653	550	475
<i>Heat of reaction with H₂S (Btu/lb)</i>	820	674	511	475	455

(Saeid Mokhatab, 2019)

III.1.1.1.2 Absorpsi Fisika

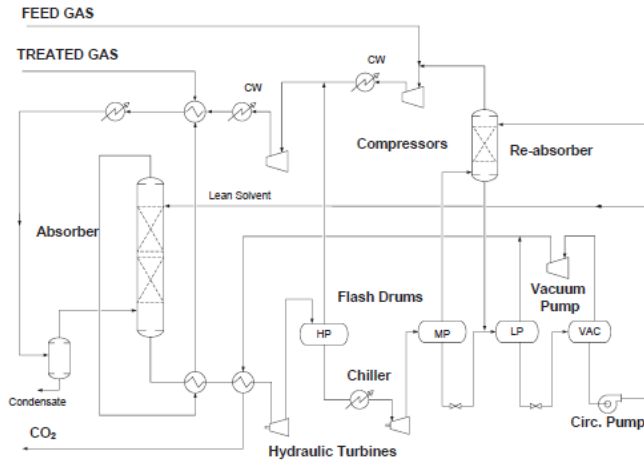
Absorpsi fisika menggunakan *physical solvent* untuk menghilangkan *acid gas* dan *sulfur organic* berdasarkan absorpsi fisik, serta tidak terjadi reaksi kimia. Absorpsi fisika mempunyai keunggulan dibandingkan absorpsi kimia dalam menangani *sour gas* dengan kandungan *acid gas* yang tinggi. Kapasitas absorpsi pelarut fisika meningkat seiring dengan peningkatan tekanan parsial *acid gas*. Sehingga absorpsi fisika lebih ekonomis daripada absorpsi kimia dalam menangani *feed* dengan kandungan CO₂ bertekanan parsial tinggi. Absorpsi fisika beroperasi pada suhu *ambient* hingga *subambient*, tidak korosif, dan tidak memerlukan material dari *stainless steel* untuk melawan korosi. Pelarut fisika dapat diregenerasi dengan mengurangi tekanan pelarut. Dibandingkan dengan pelarut kimia, pelarut fisika menyerap lebih

banyak hidrokarbon dan memiliki hidrokarbon *losses* yang tinggi. Untuk alasan ini, absorpsi fisika lebih banyak digunakan untuk menangani *synthesis gas* yang tidak memiliki hidrokarbon (Saeid Mokhatab, 2019).

Apabila digunakan untuk menangani natural gas, *flash gas compressor recycle* dibutuhkan untuk meminimalkan kehilangan hidrokarbon. Beberapa solven fisika yang biasa digunakan pada gas *treating* yaitu *Propylene carbonate* (PC), *Dimethyl ether of polyethylene glycol* (DEPG), *Methanol* (MeOH), *N-methyl-2-pyrrolidone* (NMP). Solven tersebut digunakan untuk menghilangkan CO₂ dari *sour gas* bertekanan tinggi. Selama proses absorpsi, solven tersebut dapat *co-absorb* komponen lainnya. Untuk Meminimalkan kehilangan hidrokarbon, solven yang mempunyai solubilitas terendah dengan *methane* dan *ethane* lebih diutamakan. PC dan DEPG solven digunakan untuk *natural gas* dan *syn-gas treating unit*. Dari beberapa *physical solvent*, PC memiliki solubilitas hidrokarbon terendah, sehingga PC lebih cocok digunakan untuk *natural gas treating* dibandingkan dengan solven fisika lainnya. Blok diagram *fluor solvent* proses terdapat pada Gambar III.2

III.1.1.1.3 Absorpsi Hybrid

Beberapa *chemical manufacturer* telah mengembangkan proses yang mengambil keuntungan dari absorpsi fisika dan kimia. Solven ini disebut *hybrid solvent* yang mempunyai formulasi berbeda dari campuran solven dan dipasarkan oleh *manufacturer solvent*. Solven tersebut mempunyai keuntungan seperti solven fisika, yaitu kelarutan *acid gas* yang tinggi pada *pressure* tinggi, kelarutan *mercaptan* dan organik sulfur yang tinggi. Solven hybrid juga memiliki reaktifitas *acid gas* seperti solven kimia untuk mendapatkan spesifikasi yang ketat.



Gambar III. 2 Blok Diagram *Fluor Solvent* Proses

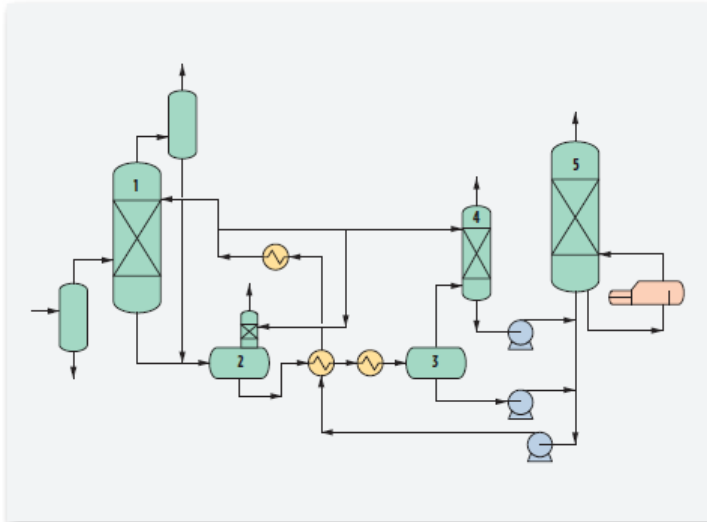
(Saeid Mokhatab, 2019)

Penggunaan solven *hybrid* lebih menguntungkan pada tekanan parsial *acid gas* yang tinggi. Dengan menggunakan beberapa macam kombinasi *amine*, memungkinkan untuk *complete CO₂ removal*, *bulk removal*, atau *CO₂ slip*, ketika mendapatkan *H₂S removal* yang dapat dibandingkan dengan alkanolamine. Dalam system hybrid, *mercaptan* dan sulfur organik dapat dihilangkan dengan *physical solvent portion*. Namun, solven hybrid juga memiliki kekurangan yang sama dengan solven fisika, seperti *stage* absorpsi yang lebih banyak, hidrokarbon loss yang tinggi, dan tidak efektif digunakan pada tekanan rendah. Contoh hybrid solven yaitu Sulfinol dari Shell dan URCASOL dari Dow Chemical.

Shell menawarkan Sulfinol solven untuk menangani berbagai macam level *acid gas* dan kontaminan sulfur. Solven tersebut mengandung *sulfolane*, yang bisa diformulasikan mengikuti komposisi *feed* dan spesifikasi produk. Produk ini menggabungkan *properties* reaksi kimia dari *amine* dan *properties* absorpsi fisika dari *sulfolane*. Tiga macam solven tersedia untuk Sulfinol proses yaitu :

- Sulfinol-X terdiri dari *sulfolane*, MDEA, *piperazine*, dan air
 - Sulfinol-M terdiri dari *sulfolane*, MDEA, dan air
 - Sulfinol-D terdiri dari *sulfolane*, DIPA, dan air
- Dow Chemical juga menawarkan *hybrid solvent* sejenis, yaitu Urcasol LE Ucarsol LE-701, 702, dan 703 (Saeid Mokhatab, 2019).

Flow diagram untuk *Sulfinol process* terdapat pada Gambar III.3



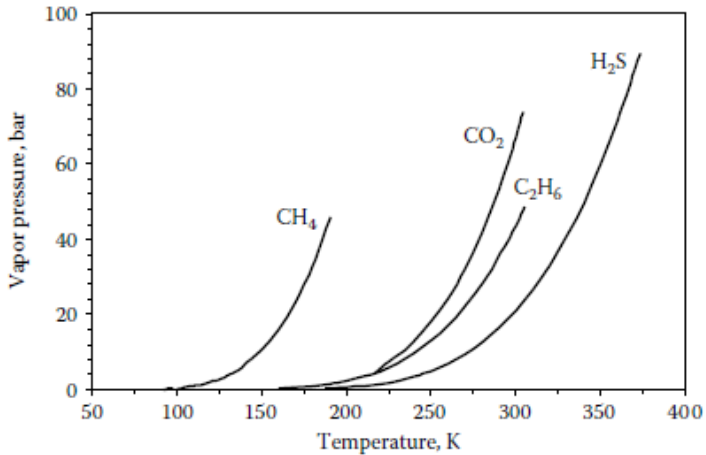
Gambar III. 3 Flow Diagram untuk Sulfinol Process

(Anonymous, 2012)

III.1.1.1.4 Cryogenic Fractionation

Cryogenic Fractionation merupakan sistem pemisahan CO_2 dan H_2S dari *natural gas* berdasarkan tekanan uap dari tiap komponen yang berbeda. Namun, pemisahan ini memiliki kesulitan dalam memisahkan CO_2 dari *methane*, *ethane*, dan H_2S .

Grafik hubungan temperatur dengan *vapor pressure* terdapat pada Gambar III.4



Gambar III. 4 Grafik Hubungan Temperatur dengan *Vapor Pressure*

(Arthur J. Kidnay, 2006)

III.1.1.1.5 Membran

Membran terdiri dari semipermeable elemen (*polymeric membrane*), memisahkan gas dengan cara penyerapan selektif dari komponen gas. Gas tersebut larut dalam *membrane* material dan mengalir melalui *membrane barrier* dibawah gradien tekanan parsial, yang dapat dihasilkan dengan menjaga *feed* tekanan tinggi pada salah satu sisi membran ketika menjaga pada tekanan rendah pada *permeate side*.

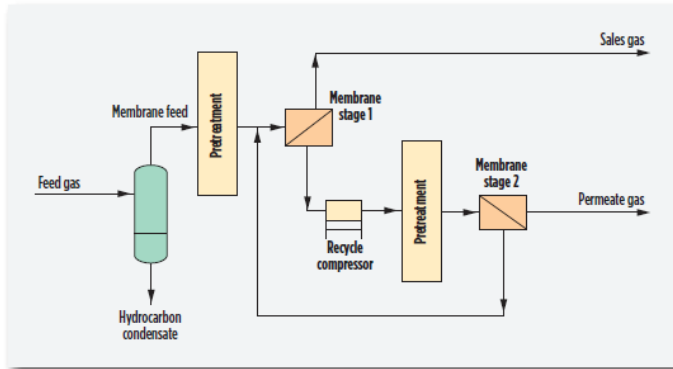
Membran memisahkan dengan cara pelarutan dan difusi. Komponen yang lebih kecil dan lebih larut seperti H₂O, H₂, He, CO₂, dan H₂S terserap lebih cepat, meninggalkan komponen CO, *methane*, dan nitrogen. *Driving force*-nya adalah perbedaan tekanan parsial dari komponen permeate. Kondisi operasi yang direkomendasikan yaitu tekanan *feed* tinggi karena menyebabkan tekanan parsial *acid gas* lebih tinggi. Pada sebagian besar kasus, tekanan *feed* diatur oleh tekanan sumur yang tersedia atau oleh tekanan pipa yang tersedia. Jika *feed* tersedia pada tekanan yang

lebih rendah daripada kebutuhan *pipeline*, kompresi biasanya akan dilakukan sebelum pemisahan oleh membrane untuk mendapatkan keuntungan oleh tekanan yang lebih tinggi. Kelebihan dan kekurangan membrane terdapat pada Tabel III.2. *Flow diagram* proses *acid gas removal* menggunakan membrane dapat dilihat pada Gambar III.5

Tabel III. 2 Kelebihan dan Kekurangan Membran

Kelebihan	Kekurangan
Membran merupakan unit <i>skid-mounted</i> , yang dapat dipasang dalam module, relatif murah untuk pemasangannya	Hidrokarbon <i>loss</i> pada permeate produk
Modulnya lebih <i>compact</i> , hanya membutuhkan tempat kecil untuk pemasangannya. Cocok untuk aplikasi <i>offshore</i>	Rawan kotor dari kontaminan. <i>Upstream pretreatment</i> unit dibutuhkan untuk mencegah kerusakan membran. <i>Pretreatment</i> unit dapat meningkatkan <i>capital cost</i> dan kebutuhan area
Membran tidak memiliki <i>moving part</i> , sehingga <i>operating cost</i> dan <i>maintenance cost</i> lebih rendah	Biaya pergantian membran yang mahal harus diperhatikan dalam biaya operasi
Tidak membutuhkan utilitas seperti air dan udara instrument	<i>Manufacturer</i> membran terbatas, membuat membran tidak kompetitif
	Tidak ada skala ekonomi untuk membandingkan dengan solven lainnya. Untuk menangani flow yang tinggi, perlu ditambahkan membran modul lagi

(Saeid Mokhatab, 2019)



Gambar III. 5 Proses *Acid Gas Removal* Menggunakan *Membrane*

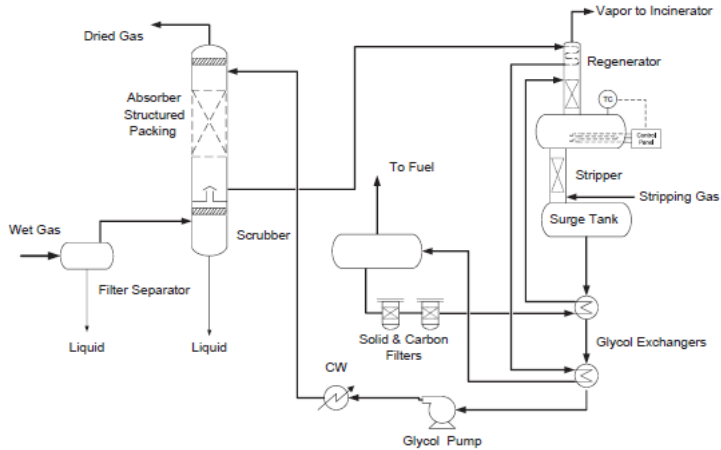
(Anonymous, 2012)

III.1.1.2 *Gas Dehydration*

Proses *gas dehydration* bertujuan untuk mengurangi kandungan air pada *natural gas*. Hal tersebut bertujuan untuk menurunkan resiko korosi pada *pipeline*. Metode yang digunakan untuk *gas dehydration* yaitu absorpsi dan adsorpsi.

III.1.1.2.1 Absorpsi

Metode absorpsi dilakukan dengan cara mengontakkan *feed gas* dengan liquid yang bersifat higroskopis. Absorpsi dapat menurunkan kandungan air hingga 10 ppmv. Pelarut yang digunakan yaitu EG (*Ethylene Glycol*), DEG (*Diethylene Glycol*), TEG (*Triethylene Glycol*), TREG (*Tetraethylene Glycol*), dan *Polyethylene Glycol* (Arthur J. Kidnay, 2006). *Properties* pada beberapa jenis pelarut dapat dilihat pada Tabel III.4. *Flow diagram* proses *gas dehydration* menggunakan absorpsi TEG dapat dilihat pada Gambar III.6



Gambar III. 6 Proses *Gas Dehydration* Menggunakan Absorpsi TEG

(Saied Mokhatab, 2019)

III.1.1.2.2 Adsorpsi

Proses Adsorpsi menggunakan desikan padat yang memiliki kemampuan untuk menahan gas atau liquid di permukaan atau pori-pori desikan. Yang umum digunakan sebagai desikan yaitu *molecular sieve*, *silica gel*, dan alumina. *Properties* berbagai desikan dapat dilihat pada Tabel III.3

Tabel III. 3 Properties Berbagai Desikan

Desiccant	Silica Gel	Activated Alumina	Molecular Sieves
Pore diameter, Å	10–90	15	3, 4, 5, 10
Water dew point, °F	–40 to –60	–60 to –90	–150 to –300
Bulk density, lb/ft ³	45	44–48	43–47
Heat capacity, Btu/lb°F	0.22	0.24	0.23
Design capacity, wt%	4–20	11–15	8–16
Regeneration stream temperature, °F	300–500	350–500	425–550
Heat of adsorption, Btu/lb	—	—	1800

(Saied Mokhatab, 2019)

Tabel III. 4 Properti pada Beberapa Jenis *Solvent*

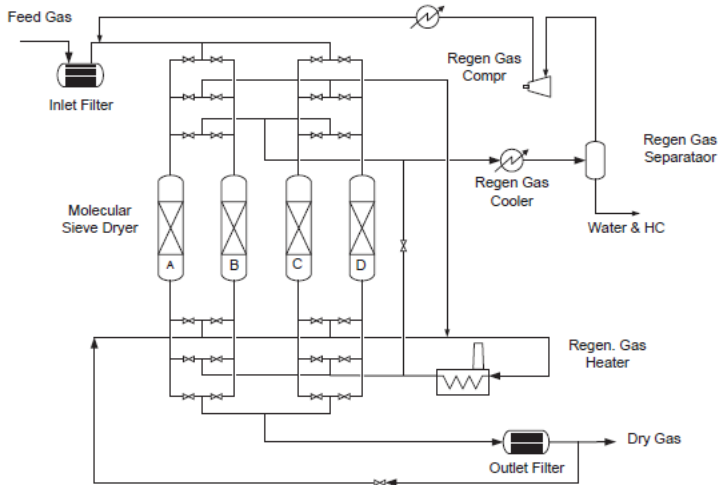
	Ethylene Glycol	Diethylene Glycol	Triethylene Glycol	Tetraethylene Glycol	Methanol
Formula	C ₂ H ₆ O ₂	C ₄ H ₁₀ O ₃	C ₆ H ₁₄ O ₄	C ₈ H ₁₈ O ₅	CH ₃ OH
Molecular Weight	62.1	106.1	150.2	194.2	32.04
Boiling Point* at 760 mm Hg, °F	387.1	472.6	545.9	597.2	148.1
Boiling Point* at 760 mm Hg, °C	197.3	244.8	285.5	314	64.5
Vapor Pressure at 77°F (25°C) mm Hg	0.12	<0.01	<0.01	<0.01	120
Density (g/cc) at 77°F (25°C)	1.110	1.113	1.119	1.120	0.790
(g/cc) at 140°F (60°C)	1.085	1.088	1.092	1.092	
Pounds Per Gallon at 77°F (25°C)	9.26	9.29	9.34	9.34	6.59
Freezing Point, °F	8	17	19	22	-144.0
Pour Point, °F	—	-65	-73	-42	
Viscosity in centipoise at 77°F (25°C)	16.5	28.2	37.3	44.6	0.52
at 140°F (60°C)	4.68	6.99	8.77	10.2	
Surface Tension at 77°F (25°C), dynes/cm	47	44	45	45	22.5
Refractive Index at 77°F (25°C)	1.430	1.446	1.454	1.457	0.328
Specific Heat at 77 °F (25°C) Btu/(lb·°F)	0.58	0.55	0.53	0.52	0.60
Flash Point, °F (PMCC)	240	255	350	400	53.6
Fire Point, °F (C.O.C.)	245	290	330	375	

* Glycols decompose at temperatures below their atmospheric boiling point. Approximate decomposition temperatures are:

Ethylene Glycol	329°F	Triethylene Glycol	404°F
-----------------	-------	--------------------	-------

(GPSA, 2004)

Pemilihan proses untuk *gas dehydration* bisa sangat mudah. Jika dehidrasi diperlukan hanya untuk memenuhi spesifikasi pipa 4-7 lb/MMSCF, proses dehidrasi *glycol* dapat dilakukan. Proses dehidrasi glikol yang khas cocok untuk memenuhi spesifikasi gas pipa serendah -40 F dan lebih ekonomis dibandingkan teknologi *molecular sieve*. *Dehidrator* desikan padat dipilih untuk dehidrasi dan memenuhi titik embun air rendah untuk NGL *recovery* atau produksi LNG. Membran cocok untuk instalasi gas kecil dan instalasi lepas pantai dengan ruang terbatas.



Gambar III. 7 Gas Dehydration menggunakan Molecular Sieve

(Saeid Mokhatab, 2019)

III.1.2 Proses Power Generation

III.1.2.1 Turbin Gas

Terdapat 2 pilihan dalam *power generation unit*, yaitu penggunaan gas *turbine* dan gas *engine*.

III.1.2.1.1 Gas Engine

Gas *Engine* didasarkan pada *Otto Cycle* yang tidak mengalami *auto ignition* (penyalaan otomatis). Gas *Engine* menggunakan busi sebagai pemantik yang memulai pengapian campuran udara-bahan bakar. Sama seperti mesin mobil, gas *engine* untuk pembangkit listrik menggunakan siklus 4 *stroke*. Perbedaan antara gas *turbine* dan mesin mobil yaitu bahan bakarnya adalah gas alam. Dalam konfigurasi pembangkit listrik, dapat ditemukan beberapa gas *engine* yang saling terhubung untuk menghasilkan listrik. Namun, setiap mesin terhubung poros yang terhubung ke generator listrik. Gas *engine* tersedia dalam ukuran

standar hingga 20 MW. Keuntungan dan kekurangan menggunakan *gas engine* dapat dilihat pada Tabel III.5

Tabel III. 5 Keuntungan dan Kekurangan Gas Engine

Keuntungan	Kekurangan
Memiliki rentang yang luas untuk efisiensi daya tinggi	Harus dilakukan pendinginan
Memiliki berbagai ukuran unit	Daya lebih rendah mengakibatkan rasio berat
<i>Start-up</i> cepat sekitar 15 detik	Membutuhkan pondasi yang kuat
Dapat dioperasikan pada tekanan rendah (1 bar)	Tingkat kebisingan tinggi
Kemampuan multi bahan bakar	Harga <i>maintenance</i> mahal

(Araner, 2018)

III.1.2.1.2 Gas Turbine

Gas *turbine* merupakan *combustion engine* yang mengubah bahan bakar, khususnya gas menjadi energi mekanik. Energi mekanik ini memutar *generator* yang akan memproduksi listrik. Dalam *gas turbine*, campuran gas-udara dipanaskan dalam temperatur yang sangat tinggi yang menyebabkan *blade* pada turbin berputar dengan sangat cepat. Dalam *gas turbine* tidak memerlukan pemantik seperti *gas engine*, tetapi menggunakan prinsip *auto ignition*. Keuntungan dan kekurangan menggunakan *gas turbine* dapat dilihat pada Tabel III.6

Tabel III. 6 Keuntungan dan Kekurangan Gas Turbin

Keuntungan	Kekurangan
Tidak membutuhkan air pendingin	Efisiensi mekanik lebih kecil dibanding dengan <i>engine</i>
Emisi rendah	Kebisingan yang tinggi
Daya tinggi : <i>ratio weight</i>	Efisiensi rendah apabila <i>flow</i> rendah

Keuntungan	Kekurangan
Kemampuan jangkauan bahan bakar luas	<i>Output</i> dipengaruhi oleh suhu disekitarnya
Kehandalan tinggi	Bahan bakar harus kering atau bersih

(Araner, 2018)

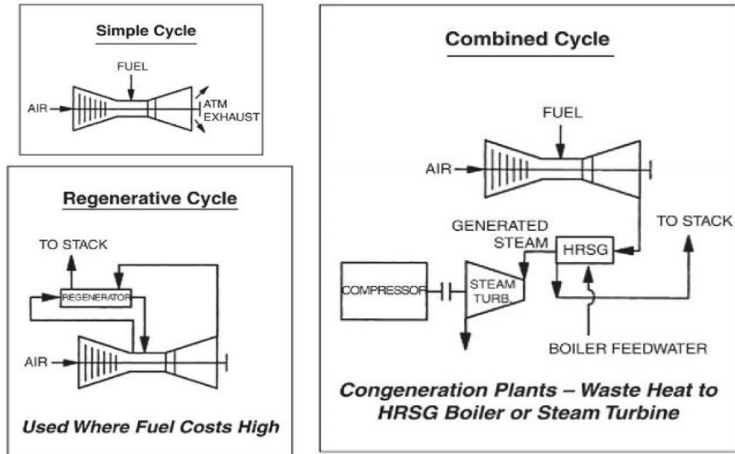
III.1.2.1.3 Siklus Pembangkitan

Siklus pembangkitan yang ditunjukkan pada Gambar III.8 pada dasarnya, terdapat 3 macam siklus *gas turbine* yaitu *simple cycle*, *regenerative cycle*, dan *combined cycle*. *Simple cycle*, dimana gas hasil pembakaran dibuang langsung ke atmosfer. *Regenerative cycle*, dimana gas buang digunakan dalam penukar panas (*regenerator*) untuk pemanasan awal udara keluaran kompresor sebelum ke ruang bakar yang selanjutnya dibuang ke lingkungan. Sedangkan untuk *combine cycle*, di mana gas buang digunakan dalam panas pemulihan pembangkit uap (HRSG) baik untuk menghasilkan uap dalam penggunaan pabrik atau sebagai fluida ekspansi pada turbin uap. Pada *combined cycle power plant* memerlukan sistem *heat recovery* yang akan menangkap *exhaust heat* dari *gas turbine* dan digunakan untuk memproduksi *steam*. *Steam* yang dihasilkan akan dialirkan menuju *steam turbine* sebagai daya tambahan. Proses *combined cycle* pada *gas turbine* dapat dilihat pada Gambar III.9. Suhu keluaran dari turbin gas berkisar antara 1000 - 2000°C, sehingga panas dari gas buang akan lebih efisien bila dimanfaatkan terlebih dahulu sebelum dibuang ke atmosfer.

Efisiensi dari tiap jenis siklus pembangkit adalah sebagai berikut :

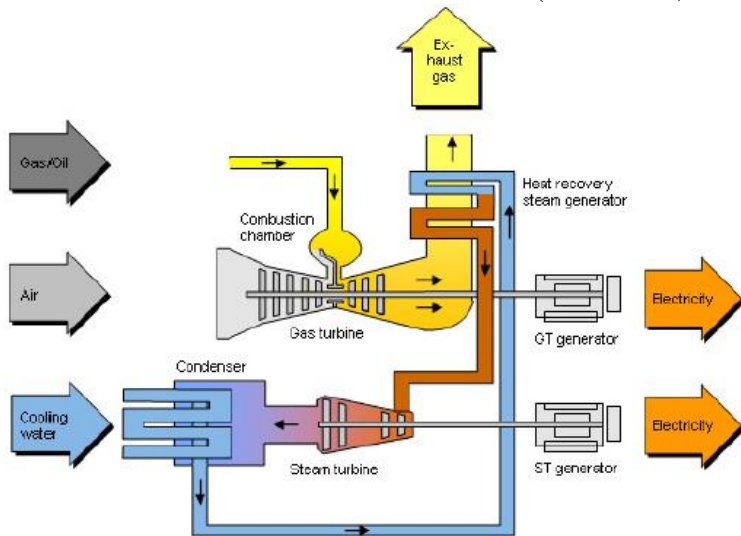
- Siklus sederhana (*simple cycle*) : 20 – 43%
- Siklus regeneratif (*regenerative cycle*) : 30 – 45%
- Siklus gabungan (*combined cycle*) : 55 – 60%

(Forsthoffer, 2017)



Gambar III. 8 Jenis Siklus Pembangkitan

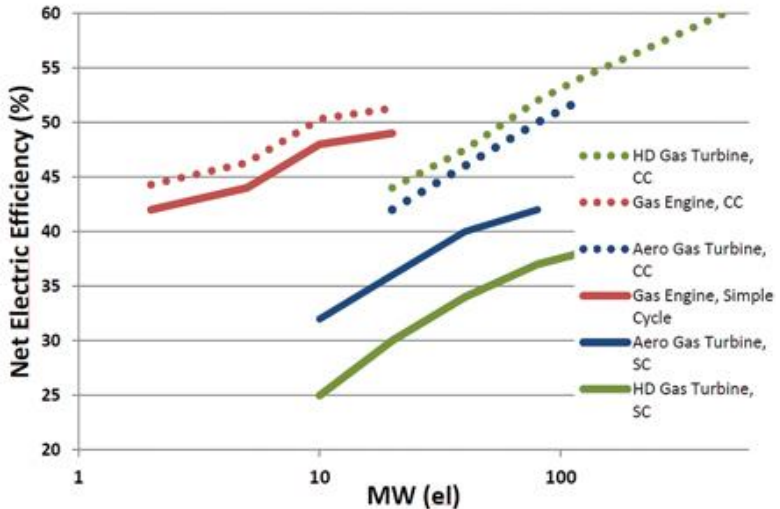
(Forsthoffer, 2017)



Gambar III. 9 Combined Cycle Gas Turbin

(Siemens, 2008)

Perbandingan efisiensi gas turbin dan gas *engine* pada *simple cycle* dan *combined cycle* dapat dilihat pada Gambar III.10

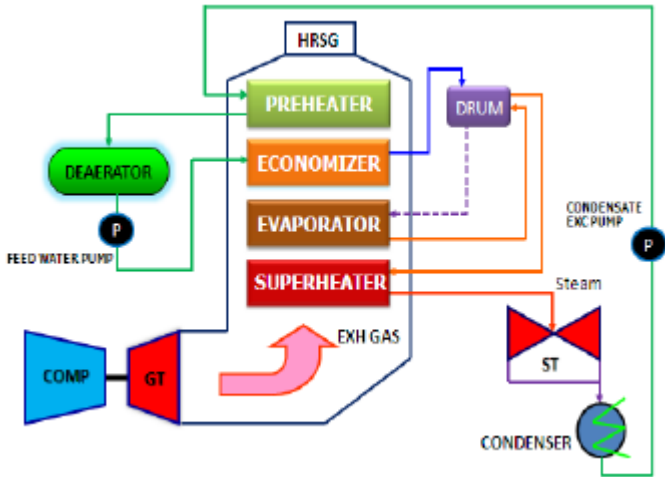


Gambar III. 10 Grafiik Perbandingan Efisiensi Gas Turbin dan Gas *Engine*

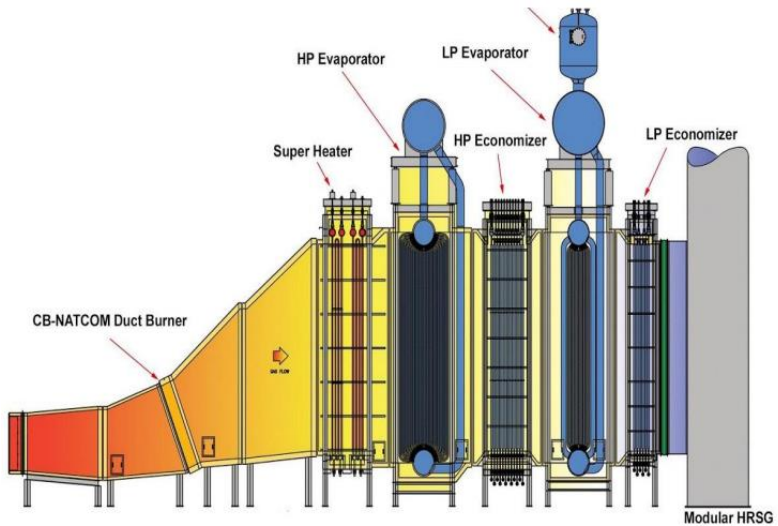
(Grosshauser, 2019)

III.1.2.2 *Heat Recovery System Generator* (HRSG)

Pembuatan uap lewat jenuh untuk *steam turbine* dapat dihasilkan dari berbagai cara, salah satunya adalah pemanasan air dengan gas buang dari turbin gas. Proses yang sering digunakan adalah sistem *Heat Recovery System Generator* (HRSG). *Heat Recovery System Generator* (HRSG) merupakan suatu komponen kesatuan antara turbin gas dan turbin uap pada sistem *combine cycle power plant*. HRSG berfungsi memindah kalor pada gas sisa turbin dari siklus Brayton untuk mengubah air menjadi uap pada siklus Rankine. HRSG pada umumnya terdiri dari beberapa modul-modul yaitu *preheater*, *economizer*, *evaporator*, dan *superheater* (D.L. Chase, Tanpa tahun). Bagian – bagian unit HRSG dapat dilihat pada Gambar III.11 dan Gambar III.12.



Gambar III. 11 Unit HRSG



Gambar III. 12 Diagram PLTGU dengan HRSG

Berikut penjelasan bagian utama dari unit HRSG :

1. *Preheater*

Preheater merupakan penukar kalor yang biasanya digunakan untuk memperoleh energi panas tambahan dari gas buang. Letak *preheater* berada pada bagian akhir atau paling atas dari HRSG untuk menyerap energi terendah dari gas buang. Pada HRSG, *preheater* bertujuan untuk menaikkan suhu air kondensat sebelum memasuki *deaerator* untuk mengurangi jumlah uap yang dibutuhkan untuk proses deaerasi yang nantinya akan diteruskan ke *economizer*. *Preheater* ini digunakan untuk meningkatkan efisiensi dari HRSG itu sendiri. Di dalam *preheater*, pemanasan air pengisi mencapai temperatur sedikit di bawah titik didih. Modul *preheater* berupa *tube* yang terbuat dari pipa-pipa bersirip.

2. *Economizer*

Economizer adalah elemen HRSG yang berfungsi untuk memanaskan air umpan sebelum memasuki drum ketel dan *evaporator* sehingga proses penguapan lebih ringan dengan memanfaatkan gas buang dari HRSG yang masih tinggi sehingga memperbesar efisiensi HRSG karena dapat memperkecil kerugian panas yang dialami HRSG. Pada *economizer* terjadi proses *sensible heat*, yaitu menaikkan suhu air tanpa mengubah fasanya.

3. *Evaporator*

Evaporator merupakan elemen HRSG yang berfungsi untuk mengubah air hingga menjadi uap jenuh. *Evaporator* akan memanaskan uap air yang turun dari *steam drum* yang masih dalam fasa cair agar berbentuk uap jenuh sehingga bisa diteruskan menuju *superheater*. Uap bercampur air mengalir di pipa-pipa *evaporator* menuju *steam drum*. Pada *steam drum* terjadi pemisahan antara uap dengan air yang disebabkan oleh perbedaan massa jenisnya.

4. *Superheater*

Superheater merupakan alat yang berfungsi untuk menaikkan temperatur uap jenuh tanpa menaikkan tekanannya hingga menjadi *superheated steam* yang akan digunakan untuk

melakukan kerja ekspansi pada turbin uap. Secara umum, *superheater* yang dialiri panas gas buang yang sangat tinggi.

Unit HRSG dapat diklasifikasikan berdasarkan beberapa parameter berikut :

1. Berdasarkan Tingkatan Tekanan Uap
 - a. Satu Tingkat Tekanan (*Single Pressure*)

Sistem rancangan unit HRSG yang hanya menghasilkan satu jenis tekanan uap kering. Pada unit HRSG *single pressure*, tekanan uap bekerja hanya dari satu tingkat tekanan saja.
 - b. Dua Tingkat Tekanan (*Dual Pressure*)

Sistem rancangan unit HRSG yang menghasilkan lebih dari satu jenis tekanan uap kering. Pada unit HRSG *dual pressure*, tekanan uap bekerja berdasarkan dua tingkat tekanan antara lain :

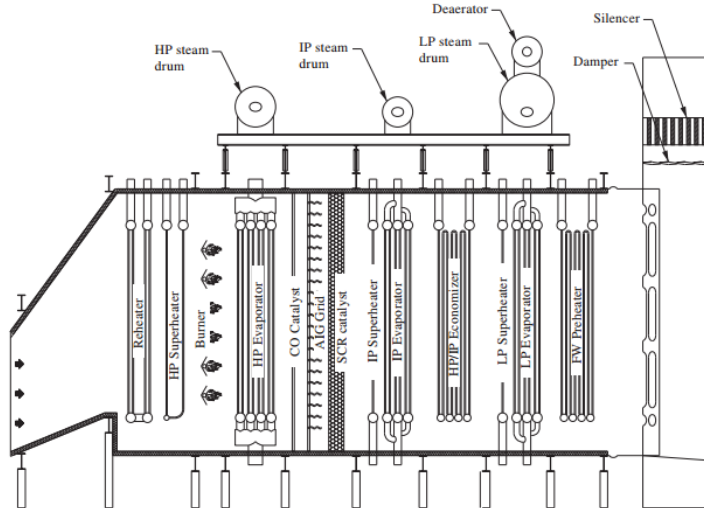
 - Uap tekanan rendah (*LP steam*) : ± 6 bar
 - Uap tekanan tinggi (*HP steam*) : > 50 bar
 - c. Tiga Tingkat Tekanan (*Triple/Multi Pressure*)

Pada HRSG *multi pressure*, tekanan uap bekerja berdasarkan tiga tingkat tekanan antara lain :

 - Uap tekanan rendah (*LP steam*) : ± 6 bar
 - Uap tekanan menengah (*IP steam*) : 30 – 40 bar
 - Uap tekanan tinggi (*HP steam*) : > 50 bar
2. Berdasarkan Sirkulasi Air-Uap dan Aliran Gas Buang (Eriksen, 2017)
 - a. *Horizontal Gas Flow, Vertical Tube, Natural Circulation Design*

Horizontal Gas Flow, Vertical Tube, Natural Circulation Design yang ditunjukkan secara skematis pada Gambar III.13 merupakan desain yang paling umum digunakan di pasar. Gas memasuki HRSG di sebelah kiri, mengalir melintasi tabung vertikal tempat uap dihasilkan, dan kemudian mengalir ke atas tumpukan. Desain ini menggunakan gaya apung alami dimana campuran uap / air dalam tabung evaporator vertikal untuk

mensirkulasikan campuran dan memenuhi hampir semua bagian hingga tekanan uap 3000 psi. Tipe ini memiliki kelebihan antara lain jumlah kontrol minimum dan mudah dioperasikan, fleksibel, responsif, dan dapat diandalkan.



Gambar III. 13 Schematic Drawing of A Horizontal Gas Flow, Vertical Tube, Natural Circulation

b. *Vertical Gas Flow, Horizontal Tube, Forced Circulation Design*

Vertical Gas Flow, Horizontal Tube, Forced Circulation Design ditunjukkan secara skematis pada Gambar III.14. Gas masuk dari kiri, berputar ke atas, dan mengalir di atas tabung horizontal, tempat uap dihasilkan. Desain ini membutuhkan pompa untuk mensirkulasikan campuran air/uap tabung ke drum uap.

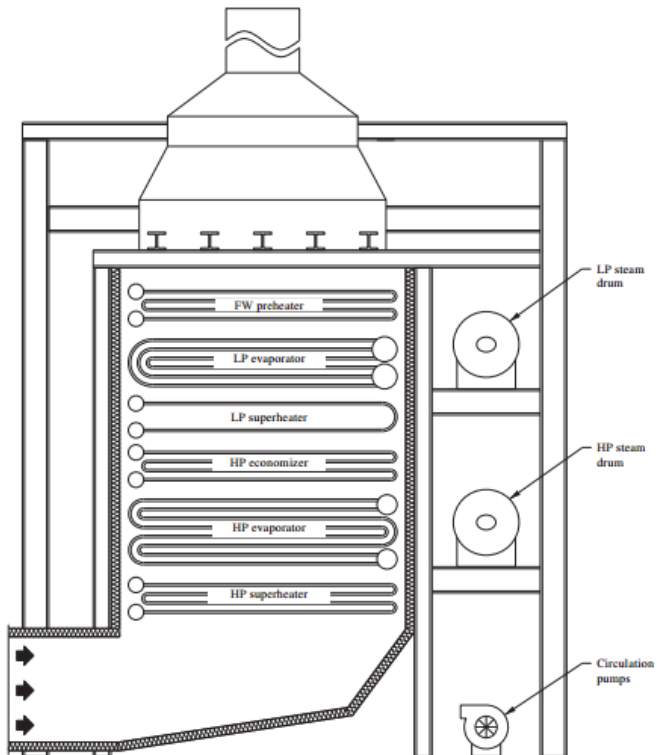
c. *Vertical Gas Flow, Horizontal Tube, Natural Circulation Design*

Vertical Gas Flow, Horizontal Tube, Natural Circulation Design ditunjukkan secara skematis pada Gambar III.15 revolusi dari *forced circulation* yang telah dijelaskan di atas.

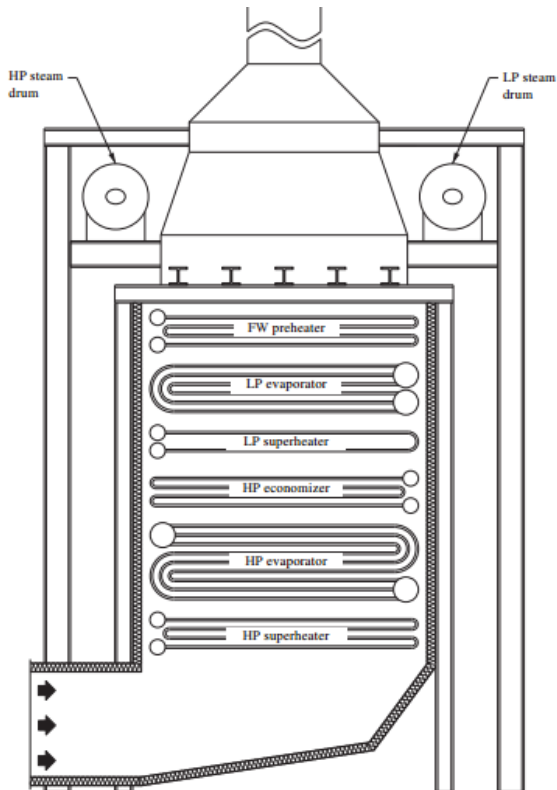
Pompa yang bersirkulasi dan konsumsi daya serta pemeliharannya dihilangkan karena desain terlihat serupa. Perbedaan utama adalah lokasi drum uap.

d. *Small Once-Through Design*

Small once-through design yang ditunjukkan secara skematis pada Gambar III.16 memiliki desain yang berbeda dari *natural* dan *forced circulation* karena *evaporator* tidak memiliki campuran air/uap bersirkulasi di dalamnya. Saluran masuk evaporator mengandung 100% air, dan *outlet*-nya mengandung 100% uap.



Gambar III. 14 Schematic Drawing of A Vertical Gas Flow, Horizontal Tube, Forced Circulation HRSG



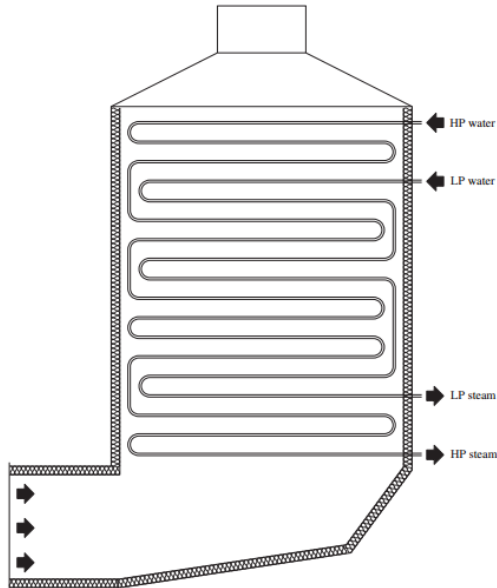
Gambar III. 15 Schematic drawing of a vertical gas flow, horizontal tube, natural

e. *Large Once-Through Design*

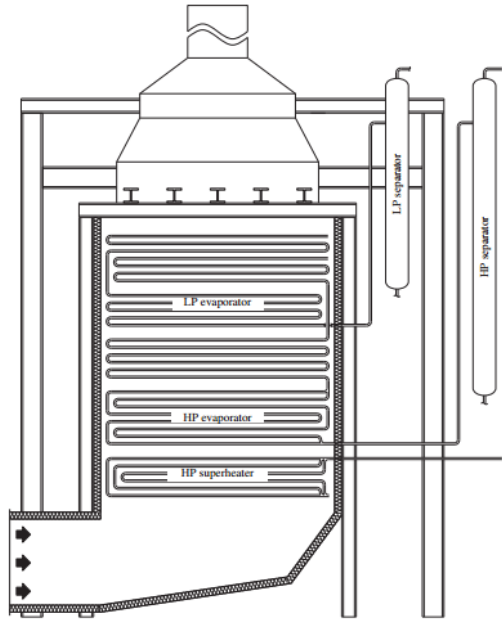
Large once-through design ditunjukkan pada Gambar III.17. Desain sekali pakai sangat menarik terutama karena dapat beroperasi pada tekanan uap mendekati dan bahkan melebihi titik kritis, tidak memerlukan perbedaan kepadatan antara air dan uap untuk bersirkulasi.

f. *Benson Design*

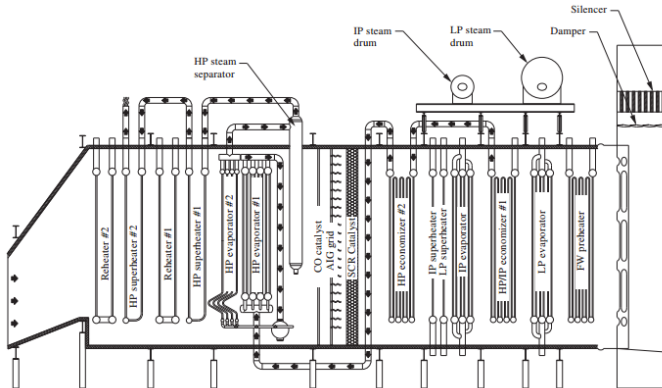
Benson HRSG adalah desain sekali pakai yang memanfaatkan aliran gas horizontal dan tabung vertikal seperti yang ditunjukkan secara skematis pada Gambar III.18. Ujung panas dari evaporator dirancang untuk memanfaatkan daya apung dalam tabung terpanas untuk meningkatkan aliran air/uap campurannya. Jalur aliran air/uap berkelanjutan terputus di tengah jalan melalui evaporator untuk mengakomodasi fitur ini.



Gambar III. 16 Schematic drawing of a Small Once-Through Design



Gambar III. 17 Schematic Drawing of a Large Once-Through Design



Gambar III. 18 Schematic Drawing of a Benson Design

III.1.2.3 *Steam Turbine*

Ada banyak jenis fluida yang dapat dijadikan *working fluid*. *Steam* merupakan jenis yang paling sering digunakan untuk uap ekspansi karena kemudahannya pembangkitannya dan efektivitas biaya komparatif. Namun, material lain seperti material *cryogenic* (*ethylene*, *hydrogen*, dll) dan uap yang dibakar juga sering digunakan.

Prinsip operasi dari semua jenis turbin ekspansi ditunjukkan dalam Gambar III.19. proses ekspansi termodinamika adalah kebalikan dari termodinamika proses kompresi yang ideal digunakan dalam turbo-kompresor. Ekspansi *reversible isentropic* (adiabatis) umumnya digunakan untuk menentukan kinerja turbin uap (Forsthoffer, 2017).

Salah satu faktor penentu *stage* pada turbin adalah daya yang dihasilkan. Berikut adalah Batasan daya untuk *single* dan *multi stage* turbin :

- a. *Single stage* : ≤ 2000 HP (1500 KW)
- b. *Multi stage* : diatas 2000 HP (1860 KW) (Forsthoffer, 2017)

Klasifikasi turbin uap juga dibagi berdasarkan keluaran dari turbin itu sendiri yaitu *backpressure turbine* dan *condensing turbine* yang dapat dilihat pada Gambar III.20. Pada *backpressure turbine*, uap keluaran masing mengandung tekanan yang lebih tinggi dari tekanan atmosfer. Sedangkan untuk *condensing turbine*, uap keluaran diatur menjadi *vacuum* untuk mencapai efisiensi maksimum. Selain itu, dengan tekanan yang sama *condensing turbine* menghasilkan daya lebih banyak dibanding *backpressure turbine*. Namun, *condensing turbine* membutuhkan biaya pengadaan dan perawatan yang lebih mahal.

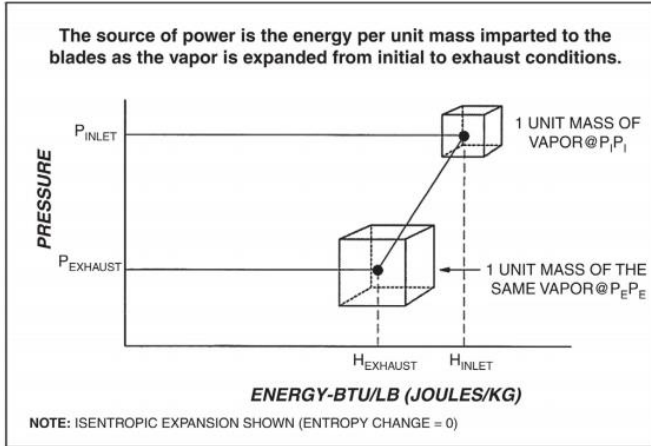
Hal-hal yang harus diperhatikan pada pemilihan *steam turbine* jenis *backpressure* atau *condensing* antara lain :

- a. Semakin besar masukan untuk membuang ΔP , semakin banyak energi potensial per kilo uap
- b. Tekanan *exhaust* : - *backpressure turbine* : di atas tekanan

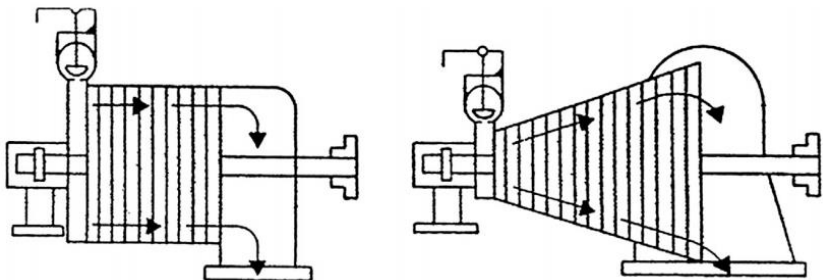
atmosfer

- *condensing turbine* : di bawah tekanan atmosfer

- c. Biaya *steam*
- d. Neraca *steam* di *plant*
- e. *Capital cost* dari alat-alat pendukung (Forsthoffer, 2017)



Gambar III. 19 Prinsip Kerja Turbin Ekspansi



Gambar III. 20 Backpressure Turbine (kiri) dan Condensing Turbine (kanan)

(Forsthoffer, 2017)

III.2 Seleksi Proses

Dalam proses produksi, diperlukan seleksi proses untuk menentukan proses yang efisien agar mendapatkan hasil maksimal. Seleksi proses yang dilakukan antara lain :

III.2.1 Acid Gas Removal Unit (Sweetening)

Tabel III. 7 Perbandingan Proses Acid Gas Removal

Proses	Kelebihan	Kekurangan
Absorpsi Kimia (<i>Amine</i>)	<ul style="list-style-type: none"> - Dapat menampung gas dengan kapasitas CO₂ besar - Dapat mengurangi H₂S dan CO₂ hingga level ppm - Relatif tidak <i>sensitive</i> terhadap <i>partial pressure acid gas</i> - Kebutuhan <i>steam</i> rendah - <i>Operating cost</i> rendah - <i>Solvent</i> yang terdegradasi minimum 	<ul style="list-style-type: none"> - Adanya <i>make up</i> yang <i>continuous</i> - Membutuhkan energi yang tinggi untuk regenerasi pelarut (<i>solvent</i>) - Umumnya tidak selektif antara CO₂ dan H₂S - Kemungkinan terjadinya <i>foaming</i> - <i>Gas Outlet</i> mengandung <i>amine</i> - Membutuhkan <i>space</i> yang luas
Absorpsi Fisika (<i>flour process</i>)	<ul style="list-style-type: none"> - Cocok digunakan untuk gas dengan kadar CO₂ yang tinggi - Tingkat kelarutan terhadap CO₂ yang tinggi - Tingkat kelarutan yang rendah terhadap C1 dan C2 	<ul style="list-style-type: none"> - <i>Flour</i> pelarut sangat mahal - Sangat <i>sensitive</i> terhadap tekanan parsial <i>acid gas</i> - Sulit untuk memenuhi spesifikasi H₂S

Proses	Kelebihan	Kekurangan
	<ul style="list-style-type: none"> - Tidak bereaksi terhadap komponen gas alam - Tidak korosif - Selektif antara H₂S dan CO₂ - <i>Capital cost</i> rendah - Dapat mengurangi kadar air - Regenerasi membutuhkan energi rendah - Tidak terjadi kenaikan suhu yang signifikan pada <i>absorber</i> 	<ul style="list-style-type: none"> - <i>Solvent loss</i> cukup besar - <i>Solvent</i> beracun dan berbahaya - Tekanan parsial CO₂ dan H₂S mempengaruhi efektivitas pemisahan - Penghilangan kadar H₂S kurang maksimal
Absorpsi Hybrid	<ul style="list-style-type: none"> - Dapat digunakan untuk tekanan parsial yang tinggi - Kelarutan <i>acid gas</i> yang tinggi pada <i>pressure</i> tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> - Tidak efektif untuk tekanan rendah - Hidrokarbon loss yang tinggi - <i>Stage</i> absorpsi banyak
<i>Cryogenic</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Cocok untuk <i>feed gas</i> dengan kadar CO₂ tinggi (> 90%) - Menghasilkan CO₂ <i>liquid</i> yang dapat dijual sebagai <i>by product</i> 	<ul style="list-style-type: none"> - Membutuhkan energi yang sangat besar untuk system refrigerasi - Biaya <i>operating</i> besar - Membutuhkan <i>space</i> yang luas

Proses	Kelebihan	Kekurangan
		<ul style="list-style-type: none"> - Membutuhkan energi yang sangat besar - Resiko besar terjadi pembekuan
Membran	<ul style="list-style-type: none"> - Dapat mengurangi kadar CO₂ hingga kurang dari 2% - Cocok untuk kadar CO₂ dengan kadar tinggi - Membutuhkan <i>space</i> kecil (cocok untuk <i>offshore plant</i>) - Instalasi gampang dan murah - Perawatan gampang - Tidak memiliki <i>moving part</i>, sehingga <i>operating cost</i> dan <i>maintenance cost</i> lebih rendah - Tidak membutuhkan utilitas seperti air dan udara instrument - Ramah lingkungan - Konsumsi energi rendah 	<ul style="list-style-type: none"> - Sensitif terhadap perubahan kondisi umpan - Banyak hidrokarbon yang terbawa ke aliran permeat (<i>hidrokarbon loss</i>) - Memiliki batasan suhu untuk kondisi operasinya - Memiliki <i>life time</i> waktu yang cepat - <i>Pressure drop</i> besar - Rawan kotor dari kontaminan - Membutuhkan kompresi tambahan untuk pemisahan CO₂ - Tidak selektif antara CO₂ dan H₂S

(Chotler, 2011; Saeid Mokhatab, 2019; Arthur J. Kidnay, 2006)

Setelah mempertimbangkan keuntungan dan kerugian setiap proses *CO₂ removal* pada Tabel III.7 di atas, maka dipilih proses *membrane* untuk memisahkan CO₂ dari gas alam dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Lebih menguntungkan penggunaannya dengan kadar CO₂ *feed* yang tinggi
- *Operating cost* dan *maintenance cost* relatif lebih rendah
- Membutuhkan *space* kecil
- Ramah lingkungan

Tabel III. 8 Perbandingan Membrane dalam Berbagai Stage

Parameter	1 stage CO₂-selective membrane	1 stage H₂S-selective membrane	2 stage H₂S- dan CO₂-selective membrane	2 stage H₂S- dan CO₂-selective membrane dengan recycle
<i>CH₄ lost in permeate</i>	0,540	0,222	0,185	0,01459
<i>Membrane area (1000 ft²)</i>	1317,83	25,75	75	76,75
<i>Processing cost (US\$/MSCF of product)</i>	3,967	0,636	0,542	0,691
<i>Compression power requirement (HP)</i>	-	-	-	4482

(Hao, Rice, & Stern, 2002; Hao, Rice, & Stern, 2008)

Berdasarkan Tabel III.8, membran yang digunakan terdiri dari 2 *stage* dengan H₂S-*selective membrane* pada *stage* pertama

dan CO₂-*selective membrane* pada *stage* kedua. Konfigurasi membran tersebut dengan menggunakan *recycle* pada *stage* kedua.

Penggunaan membran dengan 2 *stage* dan *recycle* tersebut memberikan keuntungan yaitu *sweet gas* terdehidrasi karena H₂O yang terkandung pada gas terikat pada permeat sehingga tidak dibuthkan unit *gas dehydration*.

III.2.2 Unit Power Generation

Unit power generation merupakan unit yang memproduksi listrik dari natural gas yang telah di *treatment*. Pada seleksi proses unit power generation dilakukan pemilihan mesin/turbin yang digunakan serta jenis siklus pembangkitannya.

III.2.2.1 Turbin Gas

Kapasitas pembangkit yang akan dibangun sebesar 435,361 MW maka dipilih gas turbin sebagai pembangkitnya karena gas turbin lebih efisien dalam kapasitas besar dan tidak tersedianya *gas engine* dengan kapasitas besar.

Power plant akan dibangun menggunakan *combined cycle*. *Exhaust gas* dari *gas turbine* digunakan sebagai *steam generation* dengan menggunakan *heat recovery steam generator*. *Combined cycle* dipilih karena lebih efisien.

III.2.2.2 Heat Recovery Steam Generator (HRSG) dan Turbin Uap

Untuk HRSG dipilih berdasarkan pada beberapa parameter berikut :

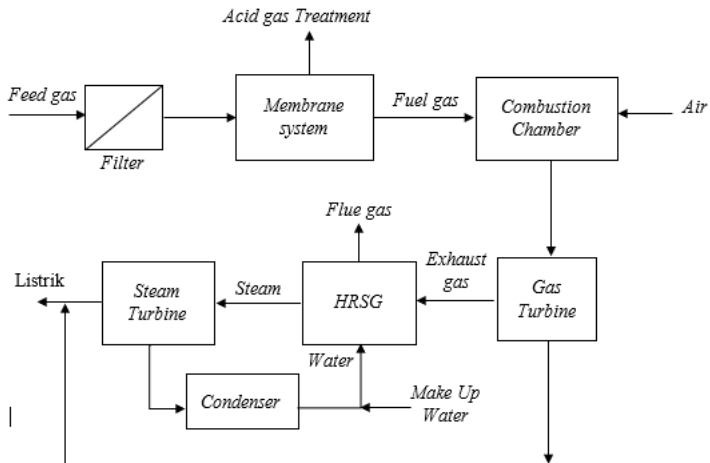
1. Berdasarkan tingkat tekanan uap, dipilih jenis *dual pressure* karena dalam proses dibutuhkan dua *steam* dengan tekanan yang berbeda. Selain itu, dikarenakan jenis turbin uap yang digunakan ada dua macam sehingga menjadi konsiderasi tertentu.
2. Berdasarkan sirkulasi air-uap dan aliran gas buang, digunakan tipe *vertical gas flow*, *horizontal tube*, *natural circulation design*. Tipe ini dipilih karena bentuk *vertical* dapat menghemat lahan pembangunan dan keluaran gas

buang tidak mengenai makhluk hidup di sekitarnya. Selain itu, karena tekanan yang ada pada sistem cukup tinggi sehingga dengan *natural circulation* dapat melakukan sirkulasi uap-air

III.2.2.3 Steam Turbine

Untuk pemilihan *steam turbine* didasarkan pada target listrik yang akan dihasilkan. Total target yang ingin dihasilkan lebih dari 1860 KW, sehingga dipilih *steam turbine* dengan *multi stage*. Digunakan dua *stage steam turbine*, *high pressure stage* dan *low pressure stage*. *High pressure stage* digunakan jenis *backpressure* karena dalam proses dibutuhkan suhu yang masih tinggi. Sedangkan *low pressure stage* digunakan jenis *condensing* karena dapat langsung mengondensasikan di *surface condenser*.

III.3 Uraian Proses Terpilih



Produksi listrik dari pabrik ini terdiri dari beberapa proses yaitu :

- a. Unit 100 : *gas pretreatment*
- b. Unit 200 : *gas turbine generation*
- c. Unit 300 : *heat recovery and steam generation*

III.3.1 Unit 100 : *Gas Pretreatment*

Feed gas dari sumur yang masih berupa *sour gas* pada temperatur 35°C dan tekanan 34 bar diturunkan tekanannya menjadi 30 bar menggunakan JT *valve* K-111. Penurunan tekanan tersebut untuk mempersiapkan gas masuk ke membrane, dikarenakan membrane yang digunakan memiliki kondisi operasi dengan tekanan 30 bar dan temperatur $\pm 38^\circ\text{C}$. Akibat penurunan tekanan tersebut sehingga terjadi penurunan temperatur menjadi 32,44°C. Selanjutnya, gas bertemu dengan *recycle methane* yang berasal dari 2nd *retentate membrane* dan masuk menuju 1st *stage H₂S selective membrane* H-110 A,B yang berbahan polimer (*polyimide*). Pada membran ini terjadi pengurangan kadar *acid gas* (CO₂ dan H₂S) sesuai spesifikasi yang diinginkan yaitu sebesar 0,02 mol untuk kadar CO₂ dan $6,62 \times 10^{-7}$ mol H₂S. Gas akan melewati *membrane* dimana pada *membrane* terdapat dua aliran keluaran yaitu aliran *retentate* dan aliran *permeate*. *Membrane* berfungsi untuk memisahkan *fast gas* dari *slow gas* dengan prinsip kerja berdasarkan proses difusi. Membran biasanya digunakan untuk menghilangkan kadar CO₂ dari gas alam. Mula-mula CO₂ larut (*dissolve*) ke dalam membran dan kemudian berdifusi. Membran memiliki sifat selektifitas, yaitu kemampuan untuk memisahkan suatu partikel dari campurannya. Proses pemisahan menggunakan media membran terjadi karena adanya gaya dorong (*driving force*) sehingga molekul-molekul berdifusi melewati membran yang disebabkan adanya perbedaan tekanan. Selain itu, proses pemisahan ini berdasarkan seberapa baik suatu senyawa terlarut dan berdifusi dengan cepat di dalam membran. Gas yang dapat berdifusi dengan cepat di dalam membran disebut *fast gas* seperti CO₂, H₂, HE, H₂S, dan uap air. Sedangkan *slow gas* seperti CO, N₂, metana, etana, dan hidrokarbon lain. Hal ini dikarenakan gas karbondioksida memiliki permeabilitas yang tinggi dibandingkan dengan metana. Aliran *retentate* merupakan aliran yang mengandung gas alam bersih tanpa *acid gas* yang akan menuju ke unit 200 (*gas turbine generation*) dan aliran *permeate*

yang berisi *acid gas* dan sedikit *methane losses* sebesar 0,222 mol. Aliran *permeate* memiliki tekanan yang sangat rendah yaitu 3 bar dengan temperatur 9,05°C akibat berdifusi melewati *membrane* sehingga tekanan dinaikkan menggunakan *compressor* G-121 A,B menjadi 30,14 bar dan temperatur 144,59°C untuk kemudian masuk ke *2nd stage CO₂ selective membrane* H-120 A,B yang bertujuan *recovery methane* yang terikut. *Compressor* G-121 A,B ini merupakan kompresor *2 stage* dan terdapat *intercooler*.

Dikarenakan kondisi operasi *2nd stage membrane* identic dengan *1st stage membrane*, maka gas keluaran *compressor* G-121 A,B harus terlebih dahulu didinginkan menggunakan *air cooler* hingga temperatur 38°C. Penurunan temperatur tersebut mengakibatkan terjadinya 2 fasa yaitu gas dan liquid sehingga dilakukan pemisahan menggunakan *Knock-Out Drum* F-123 A,B. Penggunaan *Knock-Out Drum* dikarenakan *stream* memiliki fraksi liquid yang rendah. *Knock-Out Drum* bekerja dengan memanfaatkan gaya gravitasi dan perbedaan densitas antara gas dan liquid. *Stream* yang memiliki 2 fasa akan masuk *Knock-Out Drum* yang kemudian menabrak *inlet diverter (baffle)* pada drum dan menyebabkan terpisahnya fasa liquid dan fasa gas. Akibat gaya gravitasi dan densitas liquid yang lebih besar daripada gas menyebabkan fasa liquid akan turun sedangkan fasa gas akan naik. Fasa gas kemudian melewati *mist extractor (demister)* pada bagian atas drum untuk memisahkan kandungan liquid yang terbawa oleh gas. Hal ini dilakukan untuk menjaga gas dalam keadaan benar-benar kering. Di dalam demister gas tersebut masuk ke dalam celah-celah dari saringan (*strainer*) sehingga kecepatan gas berubah dan mengakibatkan partikel liquid yang terkandung berjatuh dan keluar bersama liquid lain melalui liquid outlet di bagian bawah. Gas yang bebas dari liquid akan keluar melalui gas outlet pada bagian atas *Knock-Out Drum*

Produk atas dari *Knock-Out Drum* yang berfasa gas ini akan langsung menuju *2nd stage membrane* sedangkan produk bawah yang berfasa liquid akan bergabung dengan aliran *permeate* dari *2nd stage membrane* untuk dialirkan menuju *acid gas*

treatment. Sedangkan aliran *retentate* dari 2nd *stage membrane* dengan tekanan 27,24 bar dan temperatur 38°C menuju ke *compressor* G-125 A,B untuk dinaikkan tekanannya hingga 30 bar sebelum bercampur dengan *feed gas*.

III.3.2 Unit 200 : Gas Turbine Generation

Aliran *retentate* dari 1st *stage membrane* H-110 A,B menuju *combustion chamber* Q-213 yang sebelumnya melewati *JT valve* A-211 untuk diturunkan tekanannya dari 27,24 bar menjadi 25 bar. Gas menuju *combustion chamber* bersamaan dengan udara yang di-*compress* secara bertahap dengan 5 *stage compressor* G-212 menjadi 25 bar yang dilengkapi dengan *intercooler* untuk mendinginkan udara keluaran. Pada *combustion chamber* terjadi reaksi pembakaran sempurna antara *natural gas* dan udara dimana reaksi berjalan secara eksotermis sehingga temperatur naik. Gas hasil pembakaran diekspansikan pada *gas turbine* N-210 hingga 1,022 bar sehingga akan terbentuk suatu *shaft work* (Ws). *Shaft work* terjadi akibat perubahan entalpi antara gas masuk dan gas keluaran turbin. *Shaft work* dimanfaatkan untuk menggerakkan generator sehingga generator berputar dan menghasilkan listrik. Gas keluaran turbin dengan tekanan 1,022 bar ini masih memiliki temperatur yang sangat tinggi sebesar 1243°C sehingga dimanfaatkan untuk *co-generation* menggunakan unit 300 (*heat recovery and steam generation*).

III.3.3 Unit 300 : Heat Recovery and Steam Generation

Gas keluaran turbin N-220 dengan temperatur tinggi masuk ke *heat recovery and steam generator* (HRSG) P-310 untuk dimanfaatkan panasnya menjadi *steam*. Sistem HRSG ini berupa suatu *heat exchanger* dimana terjadi penukaran panas antara fluida dingin (air umpan) dan fluida panas (gas keluaran turbin). *Steam* yang dihasilkan oleh alat P-310 memiliki dua jenis *steam* yaitu *low pressure* (LP) *steam* bertekanan 6 bar dan *high pressure steam* (HP) bertekanan 60 bar. Sistem HRSG terdiri atas *economizer*, *evaporator*, dan *superheater* pada tiap tingkatan *pressure*-nya.

Pada LP *economizer*, fluida dingin (air) masuk untuk dinaikkan temperaturnya hingga 159,8°C tanpa mengubah fasanya dimana air keluaran LP *economizer* dibagi menjadi 2 yaitu sebagian dialirkan menuju HP *economizer* dan sebagian menuju LP *evaporator*. Peningkatan temperatur ini bertujuan untuk meringankan beban proses penguapan pada *evaporator*. Selanjutnya air umpan bersuhu tinggi dari LP *economizer* masuk ke LP *evaporator* untuk diubah menjadi uap jenuh sehingga dapat diteruskan menuju LP *superheater*. Pada LP *superheater*, uap jenuh dinaikkan temperaturnya tanpa menaikkan tekanan hingga menjadi *superheated low pressure steam*. LP *steam* ini digunakan untuk melakukan kerja ekspansi pada LP *steam turbine* N-330 sehingga menggerakkan *blade turbine* dan memutar *generator* dan menghasilkan listrik. Sedangkan sebagian air umpan bersuhu tinggi keluaran LP *economizer* dinaikkan tekanannya hingga 60,83 bar dengan HP *pump* L-312 agar masuk ke HP *economizer*. Air umpan keluaran HP *economizer* selanjutnya dialirkan menuju HP *evaporator* untuk diubah menjadi uap jenuh dan diteruskan ke HP *superheater* untuk menaikkan temperaturnya hingga *superheated* menghasilkan *high pressure steam*. HP *steam* ini digunakan untuk melakukan kerja ekspansi pada HP *steam turbine* N-320 sehingga menggerakkan *blade turbine*, memutar *generator* dan menghasilkan listrik. *Steam* keluaran N-320 akan bertemu LP *steam* menuju N-330. *Steam* keluaran N-330 menuju *condenser* E-313 yang merupakan *heat exchanger* jenis *shell and tube* dimana terjadi pertukaran panas menggunakan *cooling water*. Air kondensasi tersebut dinaikkan tekanannya menggunakan *pump* L-316 dari 0,67 bar menjadi 1,01 bar yang nantinya bersama *make up water* dialirkan menuju sistem HRSG menggunakan *pump* L-311.

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

IV. 1 Neraca Massa

Berikut merupakan data-data operasi yang digunakan :

Waktu operasi : 1 tahun = 360 hari kerja
 1 hari = 24 jam

Basis : 1 jam

Asumsi : Tidak ada massa yang hilang

Satuan massa : Kg

Gas alam masuk : 174321,352 Kg/jam

Perhitungan Neraca Massa

Dasar perhitungan neraca massa yang digunakan adalah persamaan berikut :

$$\text{Accumulation} = \text{Input} - \text{Output} + \text{Generation} - \text{Consumtion}$$

Dengan asumsi dasar yang digunakan adalah proses dalam keadaan *steady state*, sehingga *accumulation* = 0

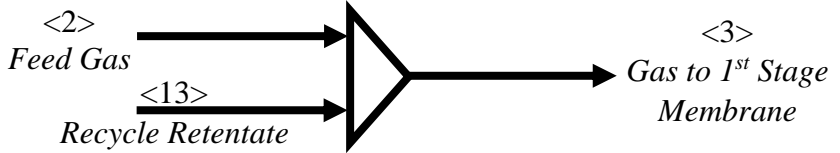
Komposisi gas alam (Blok *Northwest Java*) adalah sebagai berikut :

Tabel IV. 1 Komposisi Gas Alam

Komponen	Komposisi (mol%)
N ₂	2,73
CO ₂	33,53
C ₁	55,81
C ₂	2,63
C ₃	3,12
i-C ₄	0,63
n-C ₄	0,87
i-C ₅	0,3
n-C ₅	0,21
C ₆₊	0,17
H ₂ S	0,9
H ₂ O	<i>Saturated</i>

1. *Mixing Point*

Fungsi : Menggabungkan dua aliran *feed gas* menjadi Satu



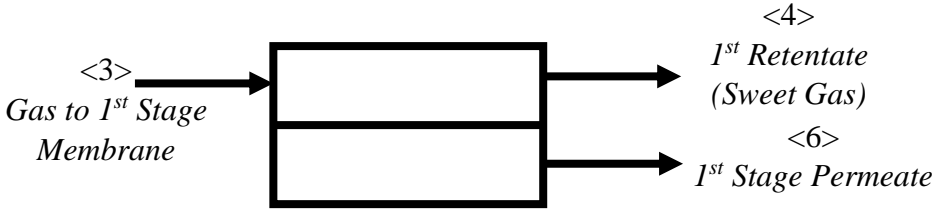
Gambar IV. 1 Aliran Massa pada *Mixing Point*

Tabel IV. 2 Neraca Massa pada *Mixing Point*

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<2>		<13>		<3>	
	Massa (kg/h)	Fraksi	Massa (kg/h)	Fraksi	Massa (kg/h)	Fraksi
Nitrogen	4725,948	0,027	0,000	0,000	4725,948	0,025
CO2	90195,018	0,517	826,170	0,053	91021,188	0,479
Methane	55352,088	0,318	14757,072	0,947	70109,160	0,369
Ethane	4889,023	0,028	0,000	0,000	4889,023	0,026
Propane	8505,506	0,049	0,000	0,000	8505,506	0,045
i-Butane	2263,677	0,013	0,000	0,000	2263,677	0,012
n-Butane	3126,289	0,018	0,000	0,000	3126,289	0,016
i-Pentane	1338,144	0,008	0,000	0,000	1338,144	0,007
n-Pentane	936,656	0,005	0,000	0,000	936,656	0,005
n-Hexane	905,861	0,005	0,000	0,000	905,861	0,005
H2S	1849,086	0,011	0,000	0,000	1849,086	0,010
H2O	234,056	0,001	0,000	0,000	234,056	0,001
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	174321,35	1,000	15583,242	1,000	189904,59	1,000
	189904,594				189904,594	

2. 1st Stage Membrane (H-110 A,B)

Fungsi : Memisahkan CO₂ dan H₂S dari *feed gas*



Gambar IV. 2 Aliran Massa pada 1st Stage Membrane

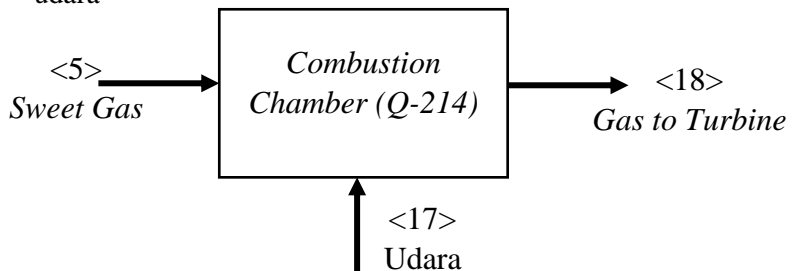
Tabel IV. 3 Neraca Massa pada 1st Stage Membrane

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<3>		<4>		<6>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Nitrogen	4725,948	0,025	4725,948	0,056	0,000	0,000
CO ₂	91021,188	0,479	3645,536	0,043	87375,653	0,832
Methane	70109,160	0,369	54544,926	0,643	15564,233	0,148
Ethane	4889,023	0,026	4889,023	0,058	0,000	0,000
Propane	8505,506	0,045	8505,506	0,100	0,000	0,000
i-Butane	2263,677	0,012	2263,677	0,027	0,000	0,000
n-Butane	3126,289	0,016	3126,289	0,037	0,000	0,000
i-Pentane	1338,144	0,007	1338,144	0,016	0,000	0,000
n-Pentane	936,656	0,005	936,656	0,011	0,000	0,000
n-Hexane	905,861	0,005	905,861	0,011	0,000	0,000
H ₂ S	1849,086	0,010	0,565	0,000	1848,522	0,018
H ₂ O	234,056	0,001	0,000	0,000	234,056	0,002
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	189904,59	1,0000	84882,131	1,0000	105022,46	1,0000
	189904,594		189904,594			

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<11>		<14>		<15>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	0,069	0,001	1848,452	0,021	1848,522	0,021
H2O	66,215	0,983	167,840	0,002	234,056	0,003
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	67,331	1,000	89371,889	1,000	89439,220	1,000
	89439,220				89439,220	

6. *Combustion Chamber (Q-214)*

Fungsi : Tempat terjadinya pembakaran gas alam dengan udara



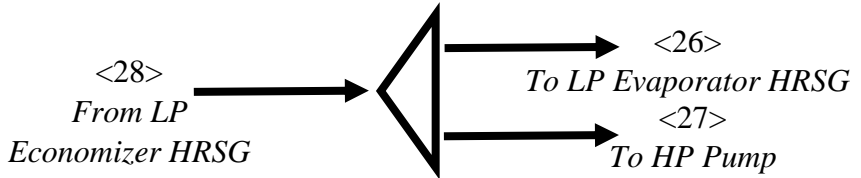
Gambar IV. 6 Aliran Massa pada *Combustion Chamber*

Tabel IV. 7 Neraca Massa pada *Combustion Chamber*

Komponen	Aliran Masuk		Reaksi		Aliran Keluar	
	<5>	<17>	Generasi	Konsumsi	<18>	
	Massa	Massa			Massa	Fraksi
Nitrogen	4725,948	980997,3 35	17775,11 8	-	1003498,40	0,724
CO2	3647,134	0,000	215523,5 53	-	219170,687	0,158
Methane	54573,469	0,000	-	54573,469	0,000	0,000
Ethane	4889,023	0,000	-	4889,023	0,000	0,000
Propane	8505,506	0,000	-	8505,506	0,000	0,000
i-Butane	2263,677	0,000	-	2263,677	0,000	0,000
n-Butane	3126,289	0,000	-	3126,289	0,000	0,000
i-Pentane	1340,000	0,000	-	1340,000	0,000	0,000
n-Pentane	937,000	0,000	-	937,000	0,000	0,000
n-Hexane	905,861	0,000	-	905,861	0,000	0,000
H2S	0,565	0,000	-	0,565	0,000	0,000
H2O	0,000	0,000	158337,6 50	-	158337,650	0,114
Oxygen	0,000	297886,1 97	-	291939,46	5946,740	0,004
SO2	0,000	0,000	1,062	-	1,062	0,000
TOTAL	84914,472	1278883, 533	391637,3 8	368480,85	1386954,54	1,000
	1755435,387			1755435,387		

7. *Stream Splitter*

Fungsi : Memisahkan 1 aliran menjadi 2 aliran



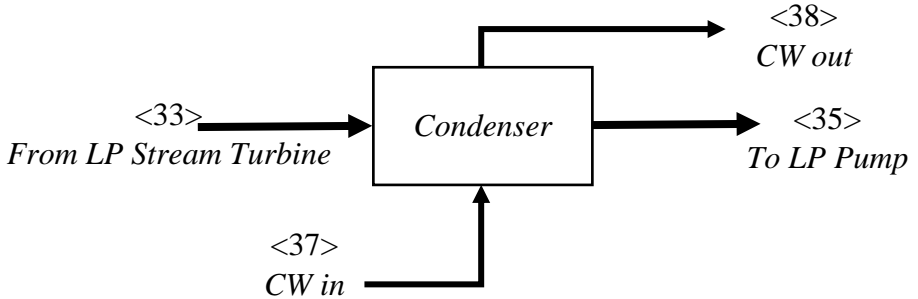
Gambar IV. 7 Aliran Massa pada *Stream Splitter*

Tabel IV. 8 Neraca Massa pada *Stream Splitter*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<28>		<26>		<27>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Nitrogen	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
CO2	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Methane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
H2S	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
H2O	635000	1,000	31750	1,000	603250	1,000
Oxygen	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
TOTAL	635000	1,000	31750	1,000	603250	1,000
	635000		635000			

8. Condenser (E-315)

Fungsi : Mengubah *steam* keluaran *gas turbine* menjadi liquid



Gambar IV. 8 Aliran Mass pada Condenser

Tabel IV. 9 Neraca Massa pada Condenser

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar			
	<33>		<37>		<35>		<38>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
CO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Methane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
H2S	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
H2O	635000	1,000	1263229	1,000	635000	1,000	1263229	1,000

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar			
	<33>		<37>		<35>		<38>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
TOTAL	635000	1,000	1263228,5	1,000	635000	1,000	1263229	1,000
	635000		1263228,528		635000		1263228,528	

IV.2 Neraca Energi

Sama halnya dengan neraca massa, perhitungan neraca energi juga merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain pabrik kimia. Dari neraca energi, dapat ditentukan kebutuhan energi untuk proses, utilitas, dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam proses. Perhitungan neraca energi dalam Pra-Desain Pabrik *Power Plant dari Gas Alam* ini berdasarkan persamaan berikut :

➤ *Overall Energy Balance :*

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

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

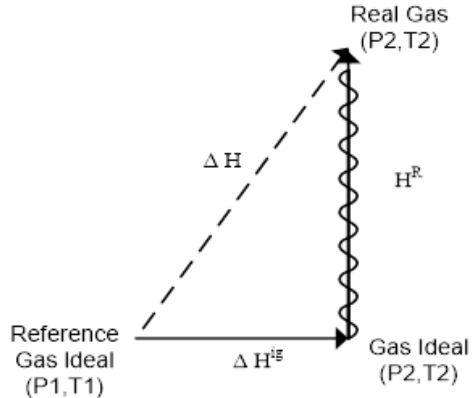
Dengan asumsi dasar, proses dalam keadaan *steady state* sehingga *accumulation = 0*

➤ *Mechanical Energy Balance :*

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

Perhitungan neraca energi ini menggunakan *fluid package* Peng-Robinson. Dasar perhitungan ΔH sebagai berikut :

a. **Perhitungan enthalpi untuk komponen pada kondisi reference berfase gas dan kondisi operasi berfase gas**



Untuk menghitung enthalpi aliran yang berfase gas pada kondisi *reference* dan operasi digunakan persamaan :

$$H = H^f + H_o^{ig} + \langle Cp \rangle_H \Delta T + H^R \quad (6.49)$$

Smith Van Ness

Dimana, $H_o^{ig} = 0$

Untuk menghitung nilai ΔH^{ig} digunakan persamaan :

$$\Delta H^{ig} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 + FT^5 \text{ (Aspen Hysys V10)}$$

Tabel IV. 10 Heat Capacities of Gases in the Ideal-Gas State

Komponen	A	B	C	D	E	F
Nitrogen	2,8886	9,83,E-01	9,71,E-05	-4,16,E-10	-3,66,E-12	4,1,E-16
CO2	0,0000	6,18,E-01	4,84,E-04	-1,49,E-07	2,29,E-11	-1,4,E-15
Methane	-12,98	2,36,E+00	-2,13,E-03	5,66,E-06	-3,72,E-09	8,6,E-13
Ethane	-1,7675	1,14,E+00	-3,24,E-04	4,24,E-06	-3,39,E-09	8,8,E-13
Propane	39,4889	3,95,E-01	2,11,E-03	3,96,E-07	-6,67,E-10	1,7,E-13
i-Butane	30,9030	1,53,E-01	2,63,E-03	7,27,E-08	-7,28,E-10	2,4,E-13
n-Butane	67,7210	8,54,E-03	3,28,E-03	-1,11,E-06	1,77,E-10	-6,4,E-15

Komponen	A	B	C	D	E	F
i-Pentane	64,2500	-1,32,E-01	3,54,E-03	-1,33,E-06	2,51,E-10	-1,3,E-14
n-Pentane	63,1980	-1,17,E-02	3,32,E-03	-1,17,E-06	2,00,E-10	-8,7,E-15
n-Hexane	74,5130	-9,67,E-02	3,48,E-03	-1,32,E-06	2,52,E-10	-1,3,E-14
H2S	-1,4350	9,99,E-01	-1,84,E-04	5,57,E-07	-3,18,E-10	6,4,E-14
H2O	-5,7296	1,91,E+00	-3,96,E-04	8,76,E-07	-4,95,E-10	1,0,E-13
Oxygen	13,4497	8,13,E-01	1,66,E-04	6,82,E-09	-2,33,E-11	3,8,E-15
SO2	0,0000	3,72,E-01	5,23,E-04	-2,58,E-07	5,18,E-11	1,3,E-23

[Sumber : Aspen Hysys V10]

Untuk menghitung H^R menggunakan persamaan-persamaan dibawah ini :

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

Dimana,

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right) \quad (6.62b) \text{ Smith Van Ness}$$

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)} \quad (3.49) \text{ Smith Van Ness}$$

$$q = \frac{\Psi \alpha(T_r)}{\Omega T_r} \quad (3.50) \text{ Smith Van Ness}$$

$$\beta = \Omega \frac{P_r}{T_r} \quad (3.51) \text{ Smith Van Ness}$$

$$\alpha(T_r) = [1 + (0,37464 + 1,54266 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - T_r^{0,5})]^2$$

Tabel IV. 11 Parameter untuk EoS Peng-Robinson

$\alpha(T_r)$	σ	ϵ	Ω	ψ	Z_c
$\alpha_{PK}(T_r; \omega)$	2,4142	-	0,0777	0,4572	0,307
	1	0,4124	9	4	4
		1			

$$\alpha PK (Tr; \omega) = [1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

[Sumber : Smith Van Ness, Tabel 3.1]

Untuk Pseudocritical Parameter :

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci} \quad \omega = \sum_i y_i \omega_i \quad P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

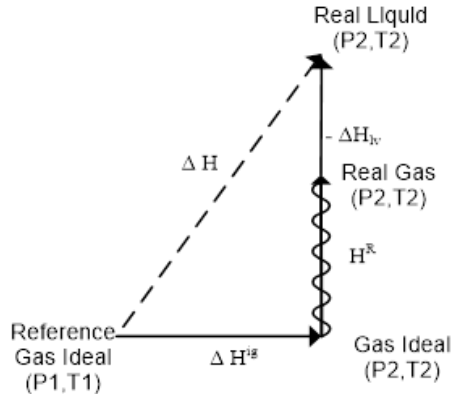
Berikut ini properties untuk komponen murni (*pure component*) :

Tabel IV. 12 Properti Komponen Murni

Komponen	Tc	Tc (K)	Pc (bar)	ω
Nitrogen	-146,956	126,194	33,9437	0,0399998
CO2	30,950	304,100	73,7000	0,2389400
Methane	-82,451	190,699	46,4068	0,0114984
Ethane	32,278	305,428	48,8385	0,0986000
Propane	96,748	369,898	42,5666	0,1524000
i-Butane	134,946	408,096	36,4762	0,1847900
n-Butane	152,049	425,199	37,9662	0,2010000
i-Pentane	187,248	460,398	33,3359	0,2222400
n-Pentane	196,450	469,600	33,7512	0,2538900
n-Hexane	234,748	507,898	30,3162	0,3007000
H2S	100,450	373,600	90,0779	0,0810000
H2O	374,149	647,299	221,2000	0,3440000
Oxygen	-118,380	154,770	50,8002	0,0189999
SO2	157,649	430,799	78,7000	0,2560000

[Sumber : Aspen Hysys V10]

b. Perubahan Enthalpi untuk Komponen pada Kondisi *Reference* Berfasa Gas dan Kondisi Operasi Berfasa Liquid



Untuk menghitung enthalpi aliran yang berfase gas pada kondisi *reference* dan dalam kondisi operasi liquid digunakan persamaan :

$$H = H^f + H^{ig} + H^R - H_{lv}$$

Perhitungan untuk H^{ig} dan H^R sama seperti perhitungan untuk fase gas. Untuk perhitungan H_{lv} yang digunakan adalah nilai H_{lv} pada kondisi operasi. Untuk mendapatkan ΔH_{lv} pada kondisi operasi didapatkan dengan persamaan :

$$\frac{\Delta H_{lv2}}{\Delta H_{lv1}} = \left(\frac{1-T_{r2}}{1-T_{r1}} \right)^{0,38} \quad (4.13) \text{ Smith Van Ness}$$

Dimana,

ΔH_{lv1} = Latent heat pada titik didih (kJ/kmol)

ΔH_{lv2} = Latent heat pada suhu operasi (kJ/kmol)

T_{r1} = T_r pada titik didih

T_{r2} = T_r pada suhu operasi

Untuk mendapatkan H_{lv} pada kondisi reference dapat digunakan persamaan:

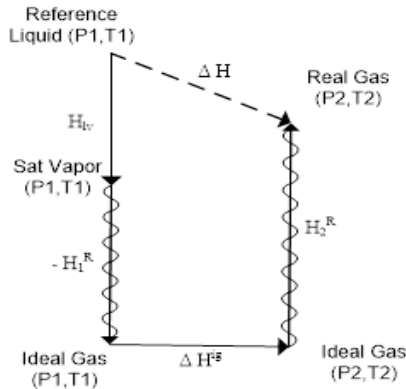
$$\frac{H_{lv}}{RT} = \frac{1.092(\ln P_c - 1.013)}{0.930 - T_r}$$

Tabel IV. 13 Data Komponen pada Suhu Reference Berfasa Gas

Komponen	Tc (K)	Tn (K)	Tr (ref)	Tr (n)	Pc (bar)	ω
Nitrogen	126,1940	77,3498	2,3626	0,612943564	33,9437	0,0399998
CO2	304,1000	194,5980	0,9804	0,639914525	73,7000	0,2389400
Methane	190,6990	111,6250	1,5635	0,585346525	46,4068	0,0114984
Ethane	305,4280	184,5500	0,9762	0,604234051	48,8385	0,0986000
Propane	369,8980	231,0480	0,8060	0,624626242	42,5666	0,1524000
i-Butane	408,0960	261,4200	0,7306	0,640584601	36,4762	0,1847900
n-Butane	425,1990	272,6480	0,7012	0,641224486	37,9662	0,2010000
i-Pentane	460,3980	301,0280	0,6476	0,653843012	33,3359	0,2222400
n-Pentane	469,6000	309,2090	0,6349	0,658451906	33,7512	0,2538900
n-Hexane	507,8980	341,8800	0,5870	0,673127277	30,3162	0,3007000
H2S	373,6000	213,4980	0,7980	0,571461459	90,0779	0,0810000
Oxygen	154,7700	90,1996	1,9264	0,582797701	50,8002	0,0189999
SO2	430,7990	263,2000	0,6921	0,610957807	78,7000	0,2560000

[Sumber : Aspen Hysys V10]

c. **Perhitungan Enthalpi untuk Komponen yang Pada Kondisi *Reference* Berfase Liquid dan Pada Kondisi Operasi Berfase Gas**



Untuk menghitung enthalpi aliran yang berfase liquid pada kondisi *reference* dan dalam kondisi operasi gas digunakan persamaan :

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

Dimana, $H_1^R = H^R$ pada kondisi *reference*

$H_2^R = H^R$ pada kondisi operasi

Perhitungan untuk H^{ig} dan H^R sama seperti perhitungan untuk fase gas. Untuk perhitungan H_{lv} yang digunakan adalah nilai H_{lv} pada kondisi *reference*. Untuk mendapatkan ΔH_{lv} pada kondisi operasi didapatkan dengan persamaan :

$$\frac{H_{lv2}}{H_{lv1}} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0,38}$$

Dimana : $H_{lv1} = \text{Latent heat}$ pada titik didih (kJ/kmol)

$H_{lv2} = \text{Latent heat}$ pada suhu operasi (kJ/kmol)

$T_{r1} = T_r$ pada titik didih

$T_{r2} = T_r$ pada suhu operasi

Untuk mendapatkan H_{lv} pada titik didih normal menggunakan persamaan

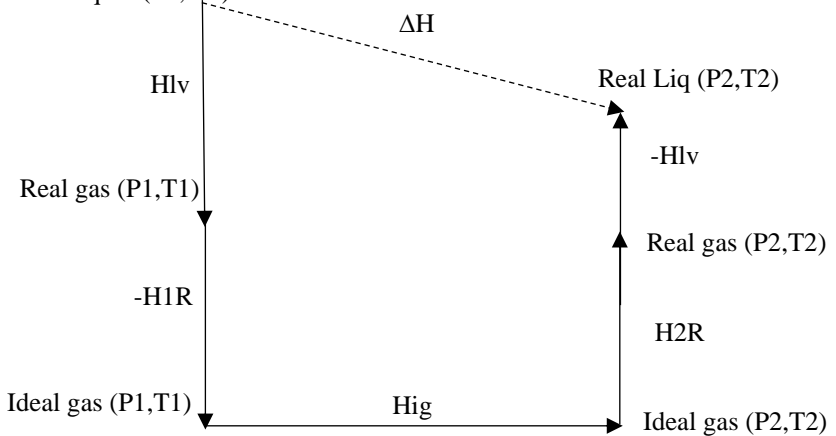
$$\frac{H_{lv}}{RT} = \frac{1.092(\ln P_c - 1.013)}{0.930 - T_r}$$

Tabel IV. 14 Data Komponen pada Suhu Reference Berfasa Liquid

Komponen	Tc (K)	Tn (K)	Tr (ref)	Tr (n)	Pc (bar)	ω
H ₂ O	647,2990	373,148	0,4606063	0,5764693	221,2	0,344

d. Perhitungan Enthalpi untuk Komponen pada Kondisi Reference Berfasa Liquid dan Kondisi Operasi Berfasa Liquid menggunakan H ideal gas

Ref : Liquid (P1, T1)



Untuk perhitungan H_{ig} dan H_r sama seperti perhitungan untuk fasa gas. Sedangkan untuk perhitungan nilai ΔH_{lv} yang digunakan adalah nilai ΔH_{lv} pada kondisi referensi dan operasi.

$$\frac{\Delta H_{lv2}}{\Delta H_{lv1}} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0,38}$$

Dimana, $H_{lv1} = \text{Latent heat pada titik didih (kJ/kmol)}$

$H_{lv,2} = \text{Latent heat pada suhu operasi (kJ/kmol)}$

$T_{r1} = T_r \text{ pada titik didih}$

$T_{r2} = T_r \text{ pada suhu operasi}$

Untuk mendapatkan H_{lv} pada kondisi *reference* dapat digunakan persamaan :

$$\frac{\Delta H_{lv}}{RT} = \frac{1,092(\ln Pc - 1,013)}{0,930 - Tr}$$

e. **Enthalpi Pembentukan Standar**

Dalam perhitungan ΔH reaksi juga memerlukan data Enthalpi Pembentukan Standar berikut:

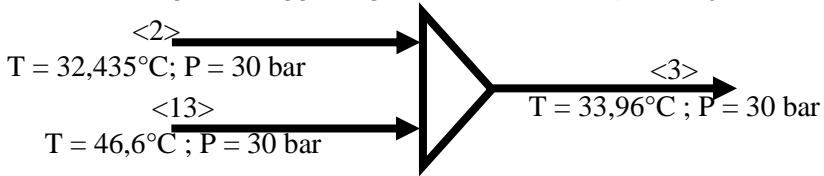
Tabel IV. 15 Data Enthalpi Pembentukan Standar pada 298,15 K

Komponen	ΔH_f (kJ/kmol)
Nitrogen (g)	0
CO ₂ (g)	-393790
Methane (g)	-74900
Ethane (g)	-84738
Propane (g)	-103890
i-Butane (g)	-126190
n-Butane (g)	-134590
i-Pentane (g)	-154590
n-Pentane (g)	-146490
n-Hexane (g)	-167290
H ₂ S (g)	-20180
H ₂ O (g)	-241814
Oxygen (g)	0
SO ₂ (g)	-297100
H ₂ O (l)	-285830

[Sumber : Aspen Hysys V10]

1. *Mixing Point*

Fungsi : Menggabungkan dua aliran *feed gas* menjadi Satu



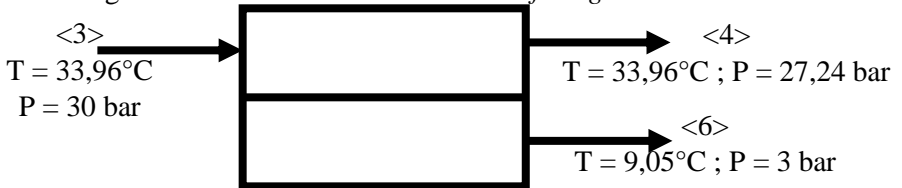
Gambar IV. 9 Aliran Energi pada *Mixing Point*

Tabel IV. 16 Neraca Energi pada *Mixing Point*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_2	-1124862751,6	ΔH_3	-1200813758,3
ΔH_{13}	-75951006,7		
Total	-1200813758,3	Total	-1200813758,3

2. *1st Stage Membrane (H-110 A,B)*

Fungsi : Memisahkan CO_2 dan H_2S dari *feed gas*



Gambar IV. 10 Aliran Energi pada *1st Stage Membrae*

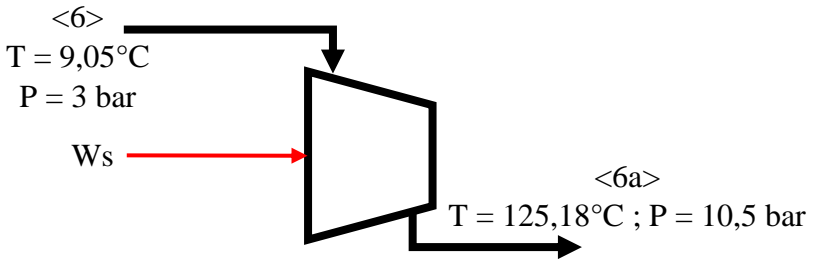
Tabel IV. 17 Neraca Massa pada *1st Stage Membrane*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_3	-1200813758,3	ΔH_4	-340677472,0
		ΔH_6	-860136286,3
Total	-1200813758,3	Total	-1200813758,3

3. *Compressor (G-121 A,B)*

Fungsi : Menaikkan tekanan aliran *1st stage permeate* menjadi 30 bar. Karena rasio kompresi yang tinggi, maka digunakan 2 *stage compressor*. *Stage* pertama, tekanan dinaikkan hingga 10,5 bar dan *stage* kedua dinaikkan menjadi 30 bar.

3a. 1st Stage Compressor



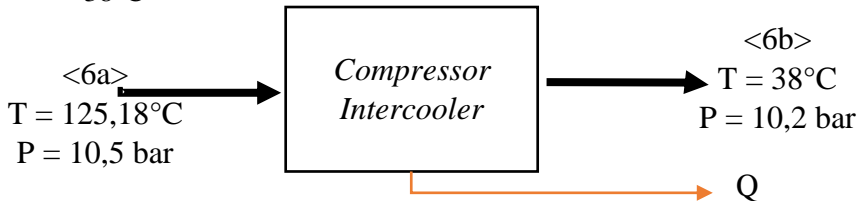
Gambar IV. 11 Aliran Energi pada 1st Stage Compressor

Tabel IV. 18 Neraca Massa pada 1st Stage Compressor

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_6	-860136286,3	ΔH_{6a}	-846758585,3
W_s	13377701,0		
Total	-846758585,3	Total	-846758585,3

3b. Compressor Intercooler

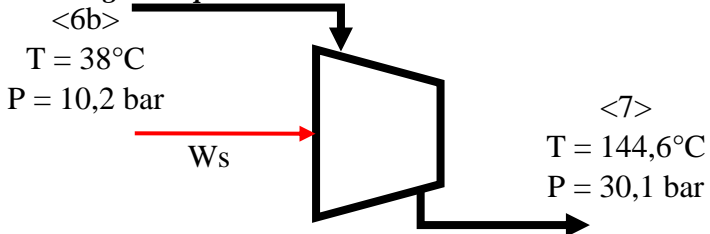
Fungsi : Mendinginkan gas dari *1st stage compressor* menjadi 38°C



Gambar IV. 12 Aliran Energi pada Compressor Intercooler

Tabel IV. 19 Neraca Massa pada *Compressor Intercooler*

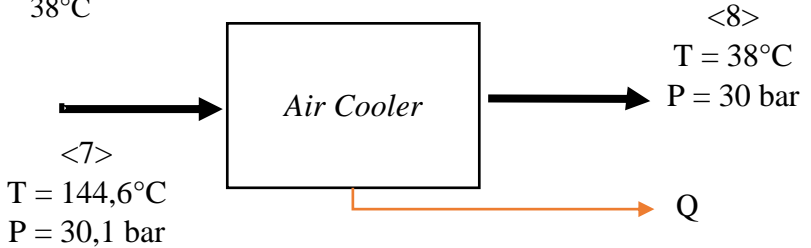
Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{6a}	-846758585,3	ΔH_{6b}	-857528808,1
		Q	10770222,8
Total	-846758585,3	Total	-846758585,3

3c. 2nd Stage Compressor**Gambar IV. 13 Aliran Energi pada 2nd Stage Compressor****Tabel IV. 20 Neraca Massa pada 2nd Stage Compressor**

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{6b}	-857528808,1	ΔH_7	-845360033,6
W_s	12168774,5		
Total	-845360033,6	Total	-845360033,6

4. Air Cooler (E-122 A,B)

Fungsi : Mendinginkan gas dari 2nd stage compressor menjadi 38°C



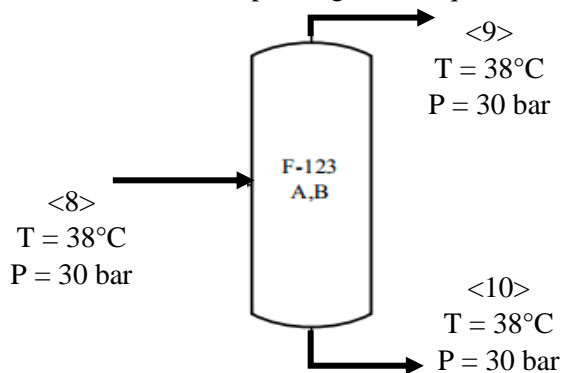
Gambar IV. 14 Aliran Energi pada Air Cooler

Tabel IV. 21 Neraca Energi pada Air Cooler

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_7	-845360033,6	ΔH_8	-859800927,0
		Q	14440893,3
Total	-845360033,6	Total	-845360033,6

5. Flash Drum (F-123 A,B)

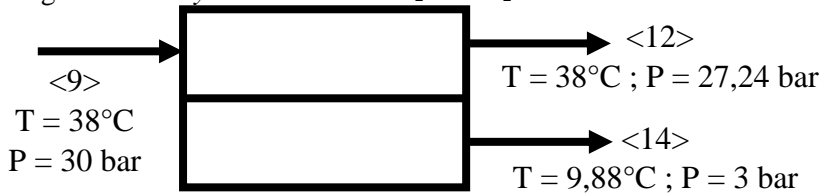
Fungsi : Memisahkan komponen gas dan liquid



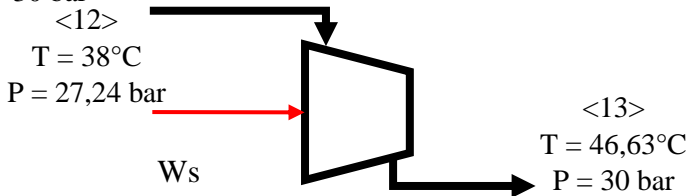
Gambar IV. 15 Aliran Energi pada Flash Drum

Tabel IV. 22 Neraca Energi pada *Flash Drum*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_8	-859800927,0	ΔH_9	-858738385,7
		ΔH_{10}	-1062541,3
Total	-859800927,0	Total	-859800927,0

6. 2nd Stage Membrane (H-120 A,B)Fungsi : *Recovery methane* dari CO₂ dan H₂S**Gambar IV. 16 Aliran Energi pada 2nd Stage Membrane****Tabel IV. 23 Neraca Energi pada 2nd Stage Membrane**

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_9	-858738385,7	ΔH_{12}	-76250430,7
		ΔH_{14}	-782487954,9
Total	-858738385,7	Total	-858738385,7

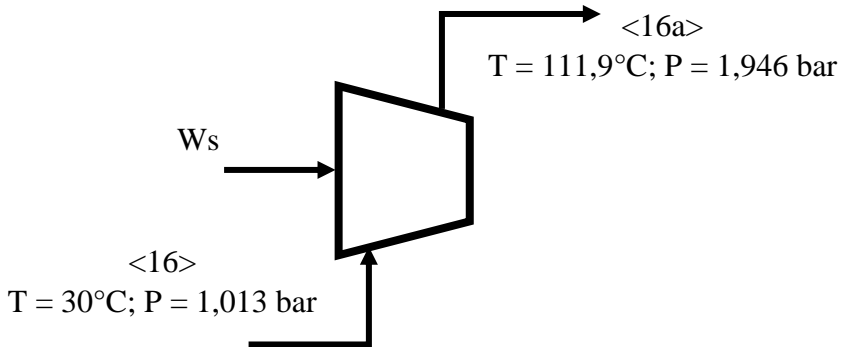
7. *Recycle Compressor* (G-125 A,B)Fungsi : Menaikkan tekanan aliran 2nd stage *retentate* menjadi 30 bar**Gambar IV. 17 Aliran Energi pada *Recycle Compressor***

Tabel IV. 24 Neraca Massa pada *Recycle Compressor*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{12}	-76250007,4	ΔH_{13}	-75971999,7
W_s	278007,7		
Total	-75971999,7	Total	-75971999,7

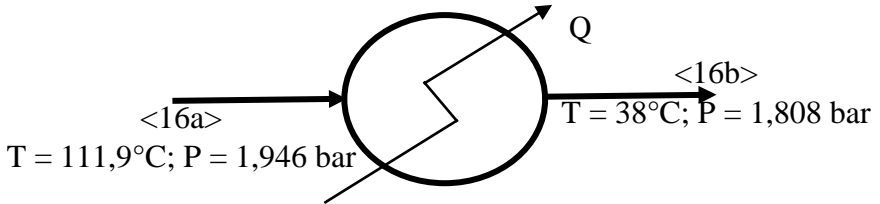
8. Air Compressor (G-212)

Fungsi : Menaikkan tekanan aliran udara masuk menjadi 25 bar. Karena rasio kompresi yang tinggi, maka digunakan 5 *stage compressor*. *Stage* pertama, tekanan dinaikkan hingga 1,946 bar, *stage* kedua menjadi 3,687 bar, *stage* ketiga menjadi 7 bar, *stage* keempat menjadi 13,31 bar, dan *stage* kelima menjadi 25 bar.

8a. 1st Stage Air Compressor**Gambar IV. 18 Aliran Energi pada 1st Stage Compressor****Tabel IV. 25 Neraca Energi pada 1st Stage Air Compressor**

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16	6588164,21	H16a	115352456,75
W_s	108764292,55		
Total	115352456,75	Total	115352456,75

8b. 1st Stage Air Compressor Intercooler

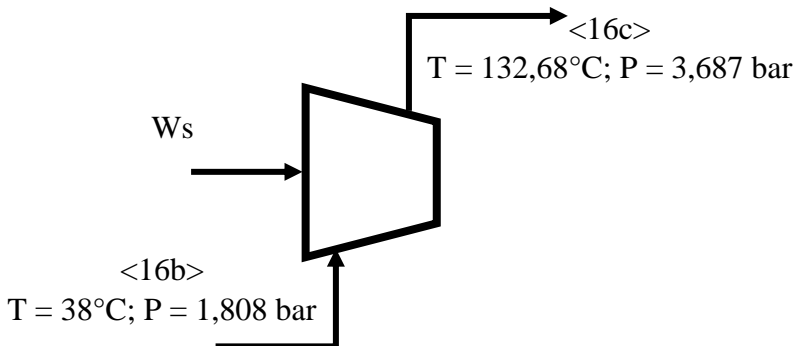


Gambar IV. 19 Aliran Energi pada 1st Stage Air Compressor Intercooler

Tabel IV. 26 Neraca Energi pada 1st Stage Air Compressor Intercooler

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16a	115352424,9160	H16b	16916163,27
		Q	98436261,65
Total	115352424,92	Total	115352424,92

8c. 2nd Stage Air Compressor



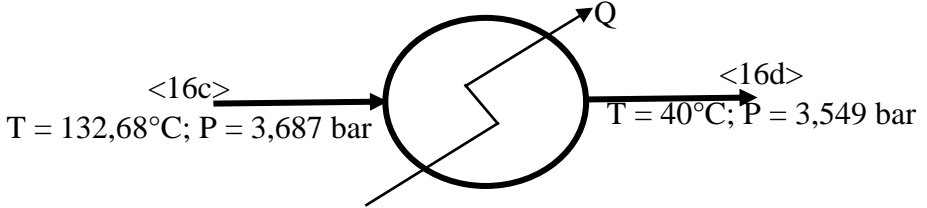
Gambar IV. 20 Aliran Energi pada 2nd Stage Air Compressor

Tabel IV. 27 Neraca Energi pada 2nd Stage Air Compressor

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16b	16916227,93	H16c	143088387,94

Ws	126172160,01		
Total	143088387,94	Total	143088387,94

8d. 2nd Stage Air Compressor Intercooler

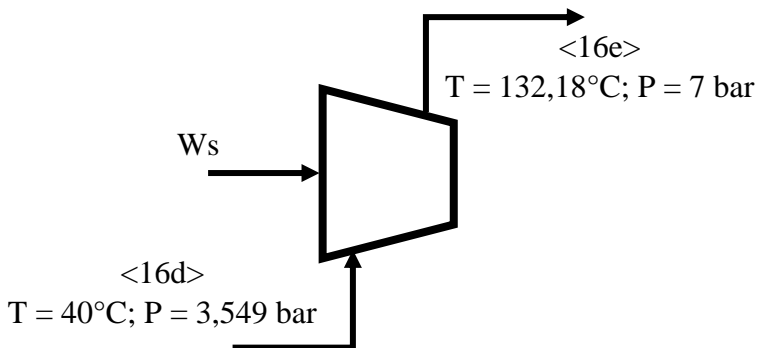


Gambar IV. 21 Aliran Energi pada 2nd Stage Air Compressor

Tabel IV. 28 Neraca Energi pada 2nd Stage Air Compressor

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16c	143088430,8859	H16d	19060464,25
		Q	124027966,64
Total	143088430,89	Total	143088430,89

8e. 3rd Stage Air Compressor

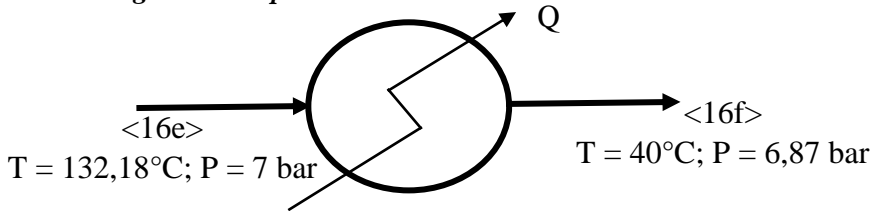


Gambar IV. 22 Aliran Energi pada 3rd Stage Air Compressor

Tabel IV. 29 Neraca Energi pada 3rd Stage Air Compressor

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16d	19060471,99	H16e	141957477,60
Ws	122897005,61		
Total	141957477,60	Total	141957477,60

8f. 3rd Stage Air Compressor Intercooler

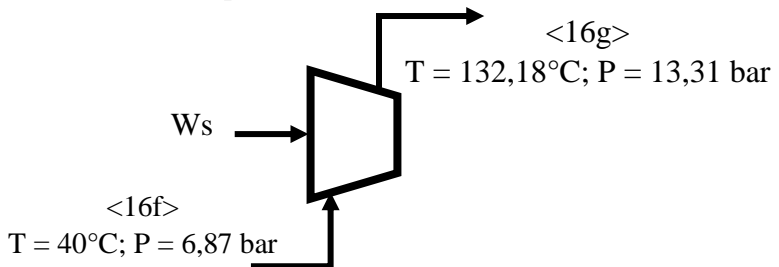


Gambar IV. 23 Aliran Energi pada 3rd Air Compressor Intercooler

Tabel IV. 30 Neraca Massa pada 3rd Stage Air Compressor Intercooler

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16e	141957718,0118	H16f	18110407,01
		Q	123847311,00
Total	141957718,01	Total	141957718,01

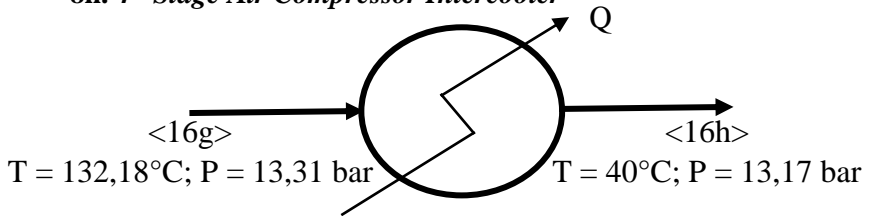
8g. 4th Stage Air Compressor



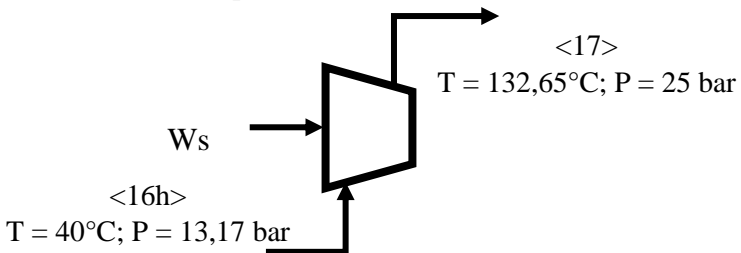
Gambar IV. 24 Aliran Energi pada 4th Stage Air Compressor

Tabel IV. 31 Neraca Energi pada 4th Stage Air Compressor

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16f	18110414,76	H16g	141112469,78
Ws	123002055,01		
Total	141112469,78	Total	141112469,78

8h. 4th Stage Air Compressor Intercooler**Gambar IV. 25 Aliran Energi pada 4th Stage Air Compressor Intercooler****Tabel IV. 32 Neraca Energi pada 4th Stage Air Compressor Intercooler**

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16g	141112118,3412	H16h	16334255,81
		Q	124777862,53
Total	141112118,34	Total	141112118,34

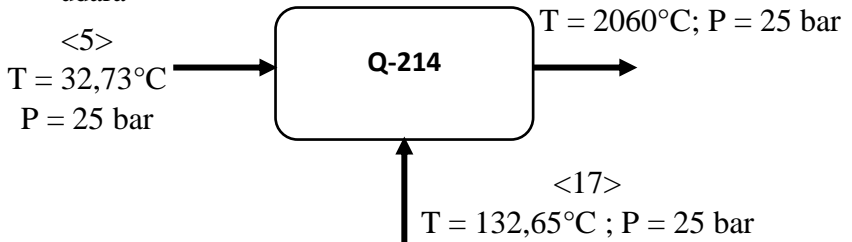
8i. 5th Stage Air Compressor**Gambar IV. 26 Aliran Energi pada 5th Stage Air Compressor**

Tabel IV. 33 Neraca Energi pada 5th Stage Air Compressor

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16h	16334263,56	H17	140235728,03
Ws	123901464,47		
Total	140235728,03	Total	140235728,03

9. Combustion Chamber (Q-214)

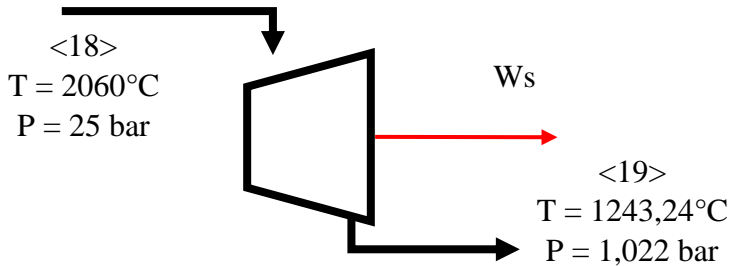
Fungsi : Tempat terjadinya pembakaran gas alam dengan udara <18>

**Gambar IV. 27 Aliran Energi pada Combustion Chamber****Tabel IV. 34 Neraca Massa pada Combustion Chamber**

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_5	-922492,2	ΔH_{18}	4011803313,5
ΔH_{17}	4405767,0	ΔH_f	-4008320038,7
Total	3483274,8	Total	3483274,8

10. Gas Turbine (N-210)

Fungsi : Menghasilkan energi dari gas yang telah dibakar akibat penurunan *pressure*

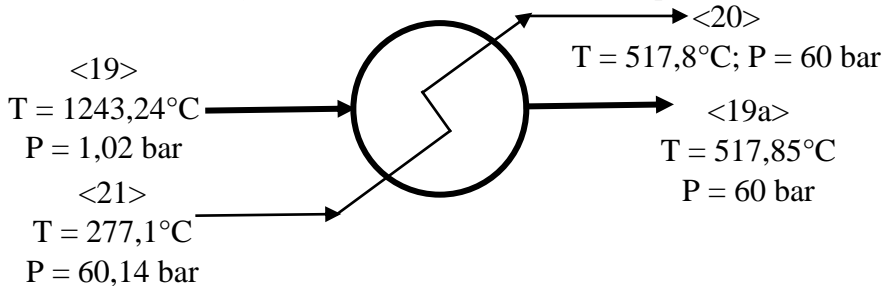


Gambar IV. 28 Aliran Energi pada Gas Turbine

Tabel IV. 35 Neraca Massa pada Gas Turbine

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{18}	189860740,3	ΔH_{19}	-1532665531,7
W_s	-1722526272,0		
Total	-1532665531,7	Total	-1532665531,7

11. Heat Recovery Steam Generator (P-310) HP Superheater



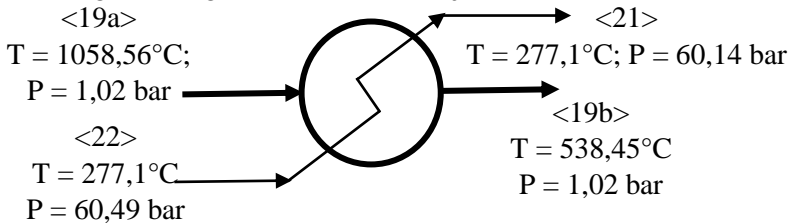
Gambar IV. 29 Aliran Energi pada HRSG HP Superheater

Tabel IV. 36 Neraca Energi pada HRSG HP Superheater

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{19}	-1532665531,7	ΔH_{19a}	-1888342814,1
ΔH_{21}	-6355246399,8	ΔH_{20}	-5999569117,5
Total	-7887911931,6	Total	-7887911931,6

12. Heat Recovery Steam Generator (P-310) HP Evaporator

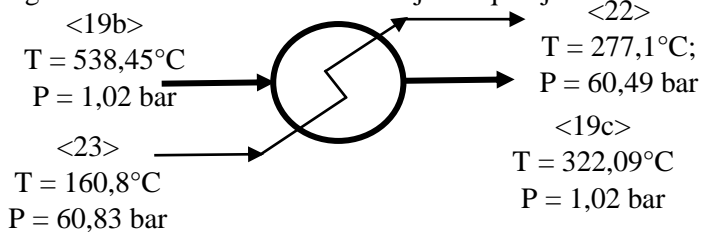
Fungsi : Mengubah HP water menjadi steam

**Gambar IV. 30 Aliran Energi pada HRSG HP Evaporator****Tabel IV. 37 Neraca Energi pada HRSG HP Evaporator**

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{19a}	-1888342814,1	ΔH_{21}	-6355246399,8
ΔH_{22}	-7304501949,7	ΔH_{19b}	-2837598363,9
Total	-9192844763,8	Total	-9192844763,8

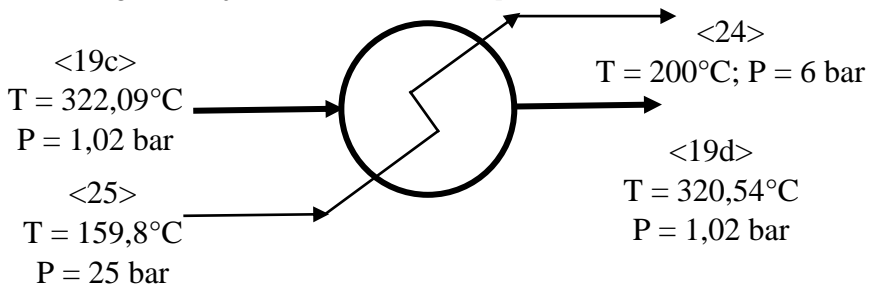
13. Heat Recovery Steam Generator (P-310) HP Economizer

Fungsi : Memanaskan HP water menjadi liquid jenuh

**Gambar IV. 31 Neraca Energi pada HRSG HP Economizer**

Tabel IV. 38 Neraca Energi pada HRSG HP *Economizer*

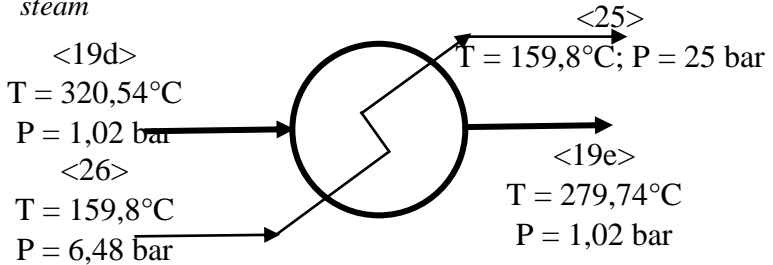
Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{19b}	-2837598363,9	ΔH_{22}	-7304501949,7
ΔH_{23}	-7672174813,0	ΔH_{19c}	-3205271227,3
Total	-10509773177,0	Total	-10509773177,0

14. Heat Recovery Steam Generator (P-310) LP SuperheaterFungsi : Menjadikan LP steam ke *superheat* LP**Gambar IV. 32 Aliran Energi pada HRSG LP *Superheater*****Tabel IV. 39 Neraca Energi pada HRSG LP *Superheater***

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{25}	-3205271227,3	ΔH_{24}	-334788972,3
ΔH_{19c}	-337358716,6	ΔH_{19d}	-3207840971,6
Total	-3542629943,8	Total	-3542629943,8

15. Heat Recovery Steam Generator (P-310) LP Evaporator

Fungsi : Mengubah LP *saturated liquid* menjadi *saturated steam*



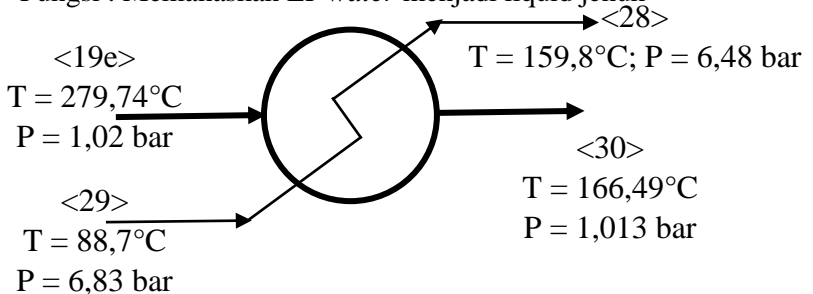
Gambar IV. 33 Aliran Energi pada HRSG LP Evaporator

Tabel IV. 40 Neraca Energi pada HRSG LP Evaporator

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{19d}	-3207840971,6	ΔH_{19e}	-3275085582,1
ΔH_{26}	-404603327,1	ΔH_{25}	-337358716,6
Total	-3612444298,7	Total	-3612444298,7

16. Heat Recovery Steam Generator (P-310) LP Economizer

Fungsi : Memanaskan LP *water* menjadi liquid jenuh



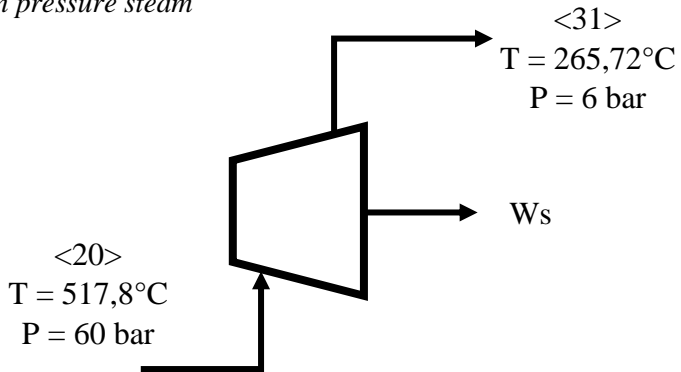
Gambar IV. 34 Aliran Energi pada HRSG LP Economizer

Tabel IV. 41 Neraca Energi pada HRSG LP Economizer

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{19e}	-3275085582,1	ΔH_{28}	-8164984713,3
ΔH_{29}	-8348211093,4	ΔH_{30}	-3458311962,3
Total	-11623296675,6	Total	-11623296675,6

17. High Pressure Steam Turbine (N-320)

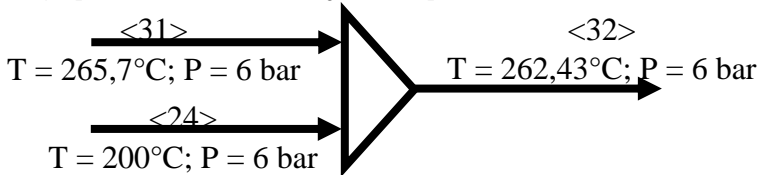
Fungsi : Menghasilkan energi akibar penurunan tekanan dari *high pressure steam*

**Gambar IV. 35 Aliran Energi pada High Pressure Steam Turbine****Tabel IV. 42 Neraca Energi pada High Pressure Steam Turbine**

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{20}	-5999531537,0	ΔH_{31}	-6281645437,7
W_s	-282113900,8		
Total	-6281645437,7	Total	-6281645437,7

18. *Mixing Point*

Fungsi : Menggabungkan aliran *low pressure superheater* dan *high pressure turbine* menjadi *low pressure steam*



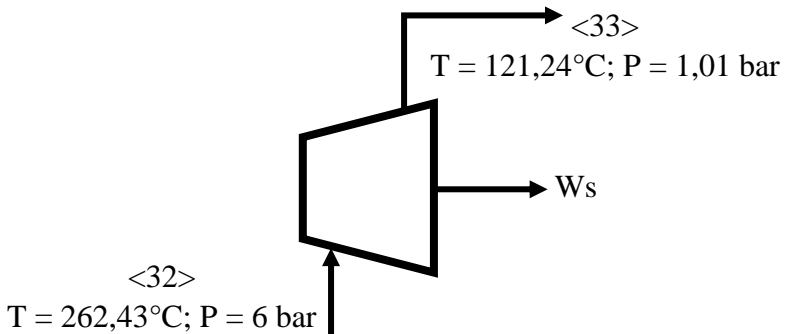
Gambar IV. 36 Aliran Energi pada *Mixing Point*

Tabel IV. 43 Neraca Energi pada *Mixing Point*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{31}	-6281645437,7	ΔH_{32}	-6616434410,0
ΔH_{24}	-334788972,3		
Total	-6616434410,0	Total	-6616434410,0

19. *Low Pressure Steam Turbine (N-330)*

Fungsi : Menghasilkan energi akibat penurunan tekanan dari *low pressure steam*



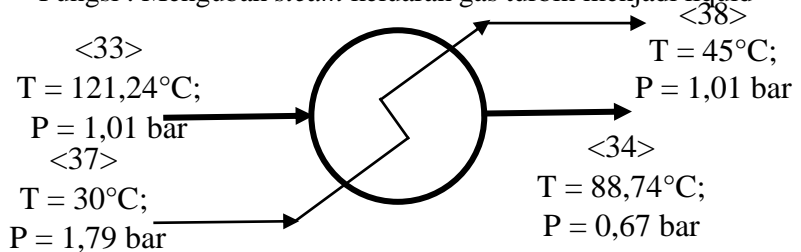
Gambar IV. 37 Aliran Energi pada *Low Pressure Steam Turbine*

Tabel IV. 44 Neraca Energi pada Low Pressure Steam Turbine

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{32}	-6615802041,1	ΔH_{33}	-6783415109,6
W_s	-167613068,6		
Total	-6783415109,6	Total	-6783415109,6

20. Condenser (E-313)

Fungsi : Mengubah *steam* keluaran gas turbin menjadi liquid

**Gambar IV. 38 Aliran Energi pada Condenser****Tabel IV. 45 Neraca Energi pada Condenser**

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{33}	-6783415109,6	ΔH_{34}	-6821802062,9
ΔH_{37}	-13716018429,7	ΔH_{38}	-13677631476,5
Total	-20499433539,4	Total	-20499433539,4

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V HARGA DAN SPESIFIKASI ALAT

1. 1st Stage Membrane (H-110 A,B)

Tabel V. 1 Harga dan Spesifikasi 1st Stage Membrane H-110 A,B

Spesifikasi	Keterangan
Tipe Modul	<i>Hollowfiber Membrane</i>
Bahan	<i>Polyimides</i>
Jumlah	2
Kondisi Operasi	Pf = 30 bar Tf = 33,96 °C Pp = 3,00 bar Tp = 10,38 °C Pr = 27,24 bar Tr = 33,96 °C
<i>Thickness</i>	1000 Å
Luas area	384,64 m ²
Harga	US\$ 80.073

2. 2nd Stage Membrane (H-120 A,B)

Tabel V. 2 Harga dan Spesifikasi 2nd Stage Membrane H-120 A,B

Spesifikasi	Keterangan
Tipe Modul	<i>Hollowfiber Membrane</i>
Bahan	<i>Polyimides</i>
Jumlah	2
Kondisi Operasi	Pf = 30 Bar Tf = 38 °C Pp = 3,00 Bar Tp = 10,87999 °C Pr = 27,24 Bar Tr = 38,00 °C
<i>Thickness</i>	1000 Å
Luas area	150,90 m ²

Spesifikasi	Keterangan
Harga	US\$ 14.294

3. Compressor (G-121 A,B) with Intercooler

Tabel V. 3 Harga dan Spesifikasi Compressor G-121 A,B

Spesifikasi	Keterangan																				
Kode	G-121 A,B																				
Type	Sentrifugal kompresor																				
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran <i>1st stage permeate</i> menjadi 10,5 bar																				
Jumlah stage	2																				
Bahan	<i>Carbon Steel</i>																				
Kondisi operasi :	<table style="width: 100%; border: none;"> <tr> <td style="width: 30%;"><i>P suction :</i></td> <td style="width: 20%;">300,0 kPa</td> <td style="width: 20%;"><i>T suction :</i></td> <td style="width: 10%;">10,3 °</td> <td style="width: 10%;"></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> <td>8</td> <td>C</td> </tr> <tr> <td><i>P discharge :</i></td> <td>3010 kPa</td> <td><i>T discharge :</i></td> <td>153, °</td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> <td>98</td> <td>C</td> </tr> </table>	<i>P suction :</i>	300,0 kPa	<i>T suction :</i>	10,3 °					8	C	<i>P discharge :</i>	3010 kPa	<i>T discharge :</i>	153, °					98	C
<i>P suction :</i>	300,0 kPa	<i>T suction :</i>	10,3 °																		
			8	C																	
<i>P discharge :</i>	3010 kPa	<i>T discharge :</i>	153, °																		
			98	C																	
Kapasitas (Kg/jam)	105031,0633																				
r	3,168																				
Efisiensi	0,7781																				
Power (Hp)	28364,353																				
Harga	US\$ 7.218.936																				

4. Air Cooler (E-122 A,B)

Tabel V. 4 Harga dan Spesifikasi Air Cooler E-122 A,B

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>Forced draft</i>
Fintube	1 in. OD with 5/8 in. high fins

Spesifikasi	Keterangan
	25,4 mm with 15,875 mm high fins
Tube pitch	2 1/4 in. Triangular (Δ) 57,150 mm Triangular
Bundle layout	3 <i>tube passes</i> 5 <i>rows of tubes</i>
tube length	30 Ft = 9,144 M
Jumlah fan	2
Extended surface area	84.645,000 ft ² = 7.863,777 m ²
Power	63 Hp = 46,944 kW
Harga	US\$ 127.117

5. Flash drum (F-123 A,B)

Tabel V. 5 Harga dan Spesifikasi Flash Drum F-123 A,B

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-123 A,B
Fungsi	Memisahkan liquid dari 1st permeate
Tipe	Vertical Gas-Liquid Separator
Tekanan desain	462,46 Psia
Outside Diameter standart	102 Inch = 2,5908 m
Tebal silinder	1,88 Inch = 0,047625 m
Tebal tutup atas	1,87 5 Inch = 0,04762 m
Panjang bejana	0,10 Inch = 0,00 m
Bahan Konstruksi	SA 240 Grade B
Jumlah	2

Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas	105.022,463 kg/hr
Harga	US\$ 589.853

6. *Recycle Compressor (G-125 A,B)*

Tabel V. 6 Harga dan Spesifikasi *Recycle Compressor G-125 A,B*

Spesifikasi	Keterangan																														
Kode	G-125 A,B																														
Type	Sentrifugal kompresor																														
Fungsi	Menaikkan tekanan recycle retentate menjadi 30 bar																														
Jumlah stage	1																														
Bahan	<i>Carbon Steel</i>																														
Kondisi operasi :	<table style="border: none; width: 100%;"> <tr> <td style="width: 30%;"><i>P suction</i></td> <td style="width: 10%;">272</td> <td style="width: 10%;">kP</td> <td style="width: 10%;"><i>T suction</i></td> <td style="width: 10%;">38</td> <td style="width: 10%;">°</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">:</td> <td style="text-align: center;">0</td> <td style="text-align: center;">a</td> <td style="text-align: center;">:</td> <td style="text-align: center;">38</td> <td style="text-align: center;">C</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">P</td> <td style="text-align: center;">300</td> <td style="text-align: center;">kP</td> <td style="text-align: center;">T</td> <td style="text-align: center;">44,</td> <td style="text-align: center;">°</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;"><i>discharge</i></td> <td style="text-align: center;">0</td> <td style="text-align: center;">a</td> <td style="text-align: center;"><i>discharge</i></td> <td style="text-align: center;">3</td> <td style="text-align: center;">C</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">:</td> <td></td> <td></td> <td style="text-align: center;">:</td> <td></td> <td></td> </tr> </table>	<i>P suction</i>	272	kP	<i>T suction</i>	38	°	:	0	a	:	38	C	P	300	kP	T	44,	°	<i>discharge</i>	0	a	<i>discharge</i>	3	C	:			:		
<i>P suction</i>	272	kP	<i>T suction</i>	38	°																										
:	0	a	:	38	C																										
P	300	kP	T	44,	°																										
<i>discharge</i>	0	a	<i>discharge</i>	3	C																										
:			:																												
Kapasitas (Kg/jam)	15583,24232																														
r	1,103																														
Efisiensi	0,7528																														
Power (Hp)	2.978,910																														
Jumlah	2																														
Harga	US\$ 1.189.692																														

7. Gas Turbine (N-210)

Tabel V. 7 Harga dan Spesifikasi Gas Turbine N-210

Spesifikasi	Keterangan
Kode	N-210
Tipe	<i>Single Casing ; SGT5-8000H</i>
Fungsi	Untuk menggerakkan generator dan menghasilkan power listrik
Jumlah unit	1
Material	<i>Cast iron</i>
Kondisi operasi	$P_{suction} = 25 \text{ bar}$ $T_{suction} = 2060 \text{ }^\circ\text{C}$ $P_{discharge} = 1,022 \text{ bar}$ $T_{discharge} = 1243,2 \text{ }^\circ\text{C}$
Kapasitas	1386924,405 kg/jam
Efisiensi	75%
Power	478,52 MW
Harga	US\$ 42.479.164

8. Air Compressor (G-212) with Intercooler

Tabel V. 8 Harga dan Spesifikasi Air Compressor G-212 with Intercooler

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	G-212	
Type	Sentrifugal kompresor	
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran udara masuk	
Jumlah stage	5	
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	
Kondisi operasi	$P_{suction} : 101 \text{ kPa}$	$T_{suction} : 30 \text{ }^\circ\text{C}$
	$P_{discharge} : 2500 \text{ kPa}$	$T_{discharge} : 132,65^\circ\text{C}$

Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas (Kg/jam)	1302056,18
r	1,899
Efisiensi	0,7719
Power (Hp)	192044,842
Harga	US\$ 30.345.633

9. Heat Recovery Steam Generator (P-310)

Tabel V. 9 Harga dan Spesifikasi Heat Recovery Steam Generator P-310

Parameter	Keterangan
Kode	P-310
Jenis	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>
Tube type	IPS 2 in SCH 40
Pitch	3 in <i>Square</i>
Material	<i>LP Economizer</i> : <i>Carbon Steel</i>
	<i>LP Evaporator</i> : <i>Carbon Steel</i>
	<i>LP Superheater</i> : <i>Carbon Steel</i>
	<i>HP Economizer</i> : <i>Alloy Steel P91</i>
	<i>HP Evaporator</i> : <i>Alloy Steel P91</i>
	<i>HP Superheater</i> : <i>Alloy Steel P91</i>
Luas area (ft2)	LP Economizer : 87276
	LP Evaporator : 22333
	LP Superheater : 882

Parameter	Keterangan
	HP Economizer : 85292
	HP Evaporator : 85096
	HP Superheater : 15403
Panjang pipa per baris (m)	12
Number tube wide (Nw)	22
	24
	18
	27
	25
	17
Number tube depth (Nd)	162
	38
	2
	129
	139
	37
Harga	US\$ 10.108.646

10. Low Pressure Pump (L-311)

Tabel V. 10 Harga dan Spesifikasi Low Pressure Pump L-311

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	L-311
Fungsi	Menaikkan tekanan air dari <i>water storage</i> menuju HRSG LP Sistem
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>

Spesifikasi	Keterangan	
Inlet press	0,669	bar
Tekanan keluar	6,827	bar
Ukuran pipa	18	in sch 20
Power	229,3796	Hp
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Jumlah (unit)	1	
Harga	US\$ 7.889	

11. High Pressure Pump (L-312)

Tabel V. 11 Harga dan Spesifikasi High Pressure Pump L-312

Spesifikasi	Keterangan	
Kode Alat	L-312	
Fungsi	Menaikkan tekanan air dari HRSG LP Sistem sebesar 6,48 bar menuju HRSG	
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>	
Inlet press	6,480	bar
Tekanan keluar	60,830	bar
Ukuran pipa	18	in sch 20
Power	1832,3028	hp
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Jumlah (unit)	1	
Harga	US\$ 24.764	

12. Condenser (E-313)

Tabel V. 12 Harga dan Spesifikasi Condenser E-313

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-521

Spesifikasi	Keterangan	
Fungsi	Mengkondensasikan steam keluaran LP Steam turbine menjadi liquid	
Ketentuan	<i>Shell and Tube 1-2 Exchanger</i>	
Bahan	<i>Carbon steel</i>	
Suhu masuk	Arus 37	= 30 °C
	Arus 33	= 121,0 °C
Suhu keluar	Arus 38	= 45 °C
	Arus 34	= 88,0 °C
Ketentuan	Rd	> 0,0004 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Hot Stream	< 10 Psi
	ΔP Cold Stream	< 10 Psi
Shell	ID	= 21 ¼ In
	Baffle	= 5 In
	Passes	= 1
	ΔP	= 8 Psi
Tube	OD	= 1,25 In
	ID	= 1,15 In
	BWG	= 18
	Pitch	= 1,5625 in triangular
	Panjang	= 8 Ft
	Jumlah	= 76
	Passes	= 1
	ΔP	= 4,224 Psi
Rd	0,00091 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	198,9 ft ²	

Spesifikasi	Keterangan	
Jumlah	7	Buah
Harga	US\$ 72.696	

13. Cooling Water Pump (L-315)

Tabel V. 13 Harga dan Spesifikasi Cooling Water Pump L-315

Spesifikasi	Keterangan	
Kode Alat	L-315	
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>cooling water</i> yang akan dialirkan menuju <i>condenser</i>	
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>	
Inlet press	1,110	bar
Tekanan keluar	1,789	bar
Ukuran pipa	36	in sch 20
Power	859,5944	hp
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Jumlah (unit)	7	
Harga	US\$ 6.990	

14. Condensate Pump (L-316)

Tabel V. 14 Harga dan Spesifikasi Condensate Pump L-316

Spesifikasi	Keterangan	
Kode Alat	L-316	
Fungsi	Mengalirkan <i>condensate</i> menuju <i>mixing point</i>	

Spesifikasi	Keterangan	
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>	
Inlet press	0,670	bar
Tekanan keluar	1,013	bar
Ukuran pipa	16	in sch 30
Power	21,4308	hp
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Jumlah (unit)	1	
Harga	US\$ 3.894	

15. Water Storage (F-317)

Tabel V. 15 Harga dan Spesifikasi Water Storage F-317

Spesifikasi	Keterangan	
No. kode	F-317	
Fungsi	Menyimpan <i>make up water</i>	
Tipe	Bejana berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk <i>conical</i> bahan SA-283 Grade C	
Tekanan desain	14,70 psia	
<i>Outside Diameter standart</i>	686,47 Inch	= 17,437 m
Tebal silinder	0,63 Inch	= 0,016 m
Tebal tutup atas	$\frac{3}{4}$ Inch	= 0,019 m
Panjang bejana	360 Inch	= 9,144 m
Bahan Konstruksi	SA-283 Grade C	
Jumlah	1	
Kapasitas	3359840,88 lb	
Harga	US\$ 46.633	

16. High Pressure Steam Turbine (N-320)

Tabel V. 16 Harga dan Spesifikasi High Pressure Steam Turbine N-320

Spesifikasi	Keterangan
Type	<i>Back-pressure Steam Turbine, Single Casing, Geared Generator Drive</i>
Jumlah	1
Kondisi Operasi	Pin = 870,228 psi Tin = 964,13 °F Pout = 87,0228 psi Tout = 510,2965 °F
Kapasitas	603250,00 kg/h
Power	105088,995 HP
Harga	US\$ 3.185.937

17. Low Pressure Steam Turbine (N-330)

Tabel V. 17 Harga dan Spesifikasi Low Pressure Steam Turbine N-330

Spesifikasi	Keterangan
Type	<i>Condensing steam turbine, Single Casing Turbine, Geared Generator Drive</i>
Jumlah	1
Kondisi Operasi	Pin = 87,0228 psi Tin = 504,381 °F Pout = 14,69597 psi Tout = 250,224 °F
Kapasitas	635000,00 kg/h
Power	62436,799 HP
Harga	US\$ 2.123.958

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter kelayakan pendirian suatu pabrik. Dalam menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter Analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain IRR (*Internal Rate of Return*), POT (*Pay Out Time*), dan BEP (*Break Even Point*).

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

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

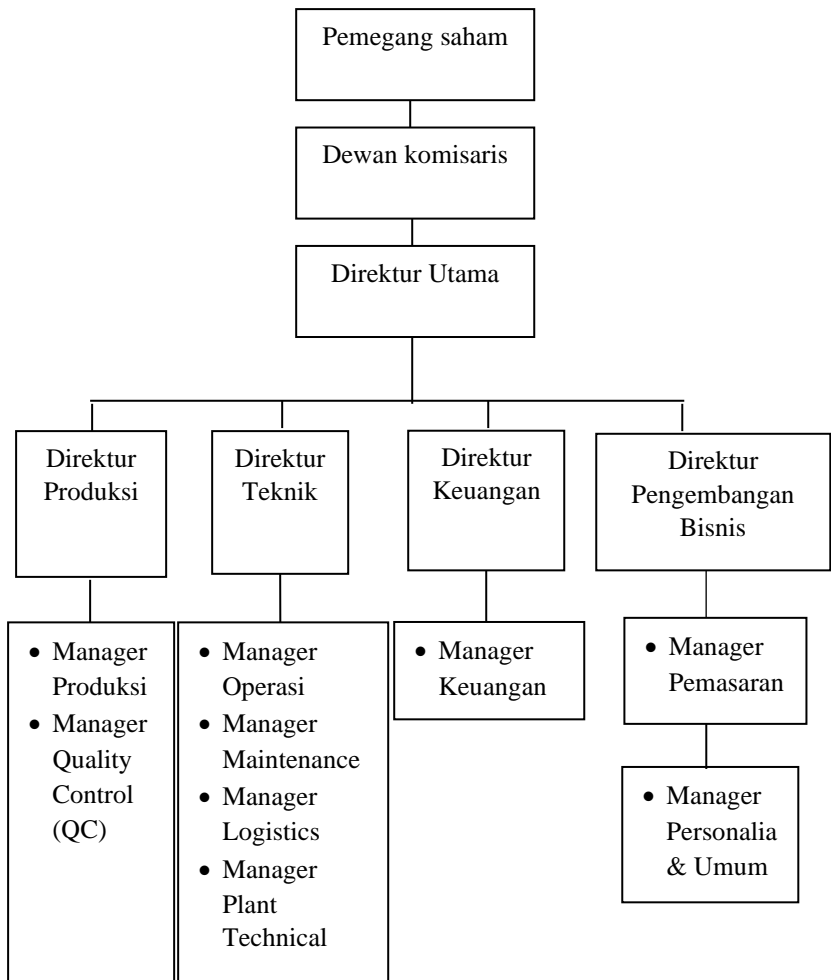
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga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

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra-desain pabrik ini adalah garis dan staf, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah :

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

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



Gambar VI. 1 Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan.

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

2. Dewan Komisaris

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

Tugas Dewan Komisaris :

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

3. Direktur Utama

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

Tugas Direktur Utama :

- a. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya
- b. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab

dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan

- c. Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian
- d. Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
- e. Mempertanggungjawabkan kepada Dewan Komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
- f. Menentukan kebijakan keuangan

4. Direktur Pengembangan Bisnis

Direktur Pengembangan Bisnis bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pengembangan bisnis. Dalam hal ini direktur pengembangan bisnis dibantu oleh manager pemasaran dan manager personalia yang membawahi staf-staf bagian pemasaran dan personalia.

Tugas Direktur Pengembangan Bisnis :

- a. Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijakan pokok dalam bidang pemasaran
- b. Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal
- c. Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran
- d. Memberikan instruksi kepada bawahannya (Manager pemasaran dan Manager personalia) untuk mengadakan tugas masing-masing
- e. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama

Tugas Manager Pemasaran :

- a. Bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum
- b. Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya
- c. Mengoordinasikan dengan staf bagian pemasaran

- d. Bagian ini meliputi pemasaran dan iklan
- e. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Pengembangan Bisnis

Tugas Manager Personalia dan Umum :

- a. Bagian ini bertugas bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik
- b. Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja, dan terkait upah
- c. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Pengembangan Bisnis

5. Direktur Produksi

Direktur produksi bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, baik berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik, dan *quality* dari bahan baku serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi dan Manager *Quality* yang masing-masing membawahi staf dibagian masing-masing

Tugas Direktur Produksi :

- a. Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan *quality* dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.
- b. Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- c. Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- d. Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- e. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama

Tugas Manager Produksi :

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

Tugas Manager *Quality Control* (QC) dan *Quality Analysys* (QA)

∴

- a. Bagian QC dan QA bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan ekonomis
- b. Menganalisa bahan baku proses dan Analisa produksi secara kimia maupun fisik
- c. Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya
- d. Mengoordinasikan dengan staf bagian *quality*
- e. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi

6. Direktur Teknik

Direktur Teknik bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, *maintenance* peralatan, *plant technical*, dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Litbang dan Operasi dibantu oleh Manager Operasi, *Manager Maintenance*, *Manager Plant Technical* dan Manager Logistik yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Teknik :

- a. Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical, kesehatan dan keselamatan, serta pengadaan logistik untuk operasi pabrik.
- b. Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- c. Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian engineering.
- d. Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- e. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Operasi :

- a. Bagian operasi bertugas mengendalikan jalannya proses produksi pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.
- b. Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- c. Mengkoordinasikan dengan staf bagian operasi.
- d. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik.

Tugas Manager *Maintenance* :

- a. Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/ penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- b. Mengoordinasikan dengan staf bagian *maintenance*
- c. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik

Tugas *Manager Plant Technical* :

- a. Bagian *Plant Technical* bertugas memberikan bantuan teknik kepada bagian *maintenance* dan bagian operasi yang berkaitan dengan kelancaran dan efisiensi peralatan pabrik, serta aspek *safety* pabrik.

- b. Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- c. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur *Engineering*

Tugas Manager Logistik :

- a. Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian dan tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- b. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Teknik

7. Direktur Keuangan

Direktur Keuangan bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukaan perusahaan. Dalam hal ini Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan dan Manager Pembukuan yang masing-masing membawahi staf dibagian masing-masing

Tugas Direktur Keuangan :

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

Tugas Manager Keuangan :

- a. Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan

- b. Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, perhitungan pajak, dan pembukuan perusahaan
- c. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk pembangkit listrik berbahan bakar *natural gas* ini diuraikan sebagai berikut :

Tabel VI. 1 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah Karyawan
		(Rp)	
1	Direktir Utama	80.000.000	1
2	Dewan Komisaris	40.000.000	2
3	Dewan Direksi	28.000.000	4
4	Sekretaris Direktur	12.000.000	5
5	Supervisor	16.000.000	12
6	Kepala Divisi	12.000.000	4
7	Karyawan		
	a. Lulusan S-1	7.000.000	12
	b. Lulusan D-3	4.800.000	20
	c. Lulusan SMA/K	4.000.000	36
8	Dokter	10.000.000	2
9	Perawat	4.800.000	4
10	Pekerja Tak Tetap	3.200.000	25
Total			127

Pembangkit listrik ini menggunakan basis 360 hari kerja per tahun dengan waktu 24 jam kerja per hari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam ini, maka dilakukan sistem *shift* karyawan. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali per hari setiap 8 jam. Distribusinya diatur sebagai berikut :

- a. *Shift I* : 07.00 – 15.00 WIB
- b. *Shift II* : 15.00 – 23.00 WIB
- c. *Shift III* : 23.00 – 07.00 WIB

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

Tabel VI. 2 Jadwal *Shift* dengan Sistem 2-2-2

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

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

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

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industry, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pembangkit listrik ini meliputi :

1. Air

Air pada pabrik ini berfungsi sebagai sanitasi laboratorium dan karyawan, serta pendingin pada *condenser*.

2. Pengolahan Limbah

Berfungsi untuk mengelola limbah-limbah yang dihasilkan dari proses.

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

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

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

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

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

a. Syarat Fisik

- Suhu di bawah suhu udara
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 mg / liter

b. Syarat Kimia

- pH = 6,5 - 8,5
- Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO_4 , Hg, Cu dan sebagainya

c. Syarat Bakteriologi

- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
- Bakteri *E. coli* kurang dari 1/ 100 ml

2. Air proses, meliputi : air proses dan air pendingin.

Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : pompa air, *condenser*, system HRSG, dsb

VI.2.2 Unit Air Pendingin

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

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

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

- a. *hardness* : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
- b. zat-zat organik : penyebab slime
- c. silika : penyebab kerak

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

VI.3 Analisa Ekonomi

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan Analisa keuangan pabrik pembangkit listrik ini, digunakan beberapa asumsi antara lain sebagai berikut :

- a. Modal kerja sebagai 12 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi
- b. Harga bahan baku mengikuti Permen ESDM No. 45 Tahun 2017 tentang Pemanfaatan Gas Alam untuk Pembangkit Listrik, yaitu harga gas sumur maksimal 8% harga Indonesia *Crude Price* (ICP) dan tidak mengalami eskalasi saat masa kontrak.
- c. Eskalasi harga listrik ditetapkan mengikuti laju inflasi setiap tahunnya sebesar 4%.

- d. Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan penolong, biaya utilitas, dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 4% setiap tahunnya.
- e. Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 20% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 80% biaya investasi dengan suku bunga pinjaman sebesar 7% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 10 tahun
- f. Penyusutan investasi alat dan bangunan terjadi dalam waktu 20 tahun secara *straight line*

VI.3.2 Analisa Keuangan

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

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

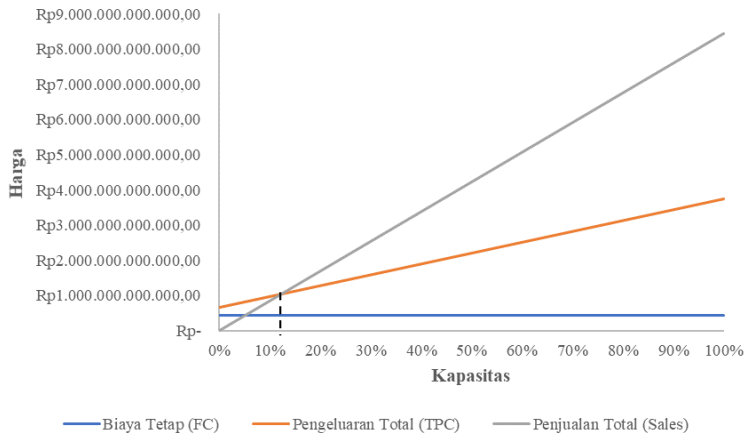
Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendix D didapatkan harga $i = 17,2\%$. IRR yang diperoleh lebih besar dari bunga pinjaman yaitu 7% per tahun. Dengan IRR = 17,2% yang didapat dari hasil perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 7% per tahun dan harga listrik sebesar Rp. 1272/kWh.

VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendix D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 10,27 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didisikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 20 tahun.

VI.3.5 Analisa Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendix D dimana produksi total sama dengan hasil penjualan didapatkan nilai *Break Event Point* sebesar 13%. Grafik BEP dapat dilihat pada Gambar VI.2



Gambar VI. 2 Grafik BEP *Power Plant* dari Gas Alam

Detail perhitungan lainnya dapat dilihat pada Appendix D. Dari parameter Analisa ekonomi tersebut menunjukkan bahwa *Power Plant* dari Gas 15aintena layak untuk didirikan. Ringkasan Analisa ekonomi dari *power plant* ini dapat dilihat pada Tabel VI.3 di bawah ini :

Tabel VI. 3 Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi *Power Plant*

No.	Keterangan	Unit	Jumlah
1.	<i>Total Capital Investment</i>	Rp	7,922 Triliun
2.	Bunga Bank	% / tahun	7
3.	IRR	%	17,2

No.	Keterangan	Unit	Jumlah
4.	POT	Tahun	10,27
5.	BEP	%	13
6.	Harga <i>Natural Gas</i>	US\$/MMBTU	4,7
7.	Harga Bahan Baku	Rp/tahun	2,248 Triliun
8.	Harga jual listrik	Rp/kWh	1272
9.	Total Penjualan	Rp/tahun	4,784 Triliun
10.	Lama konstruksi	Tahun	2
11.	Harga operasi per tahun	Hari/tahun	360

Jika PLN menganut Keputusan Menteri ESDM tentang Besaran Biaya Pokok Pembangunan Tahun 2019 dengan harga beli listrik Rp 967,4 per kWh (6,91 sen USD) sedangkan harga jual listrik seperti yang tercantum pada Tabel VI.3 tersebut, maka Pemerintah harus mensubsidi sekitar Rp 304,6 per kWh.

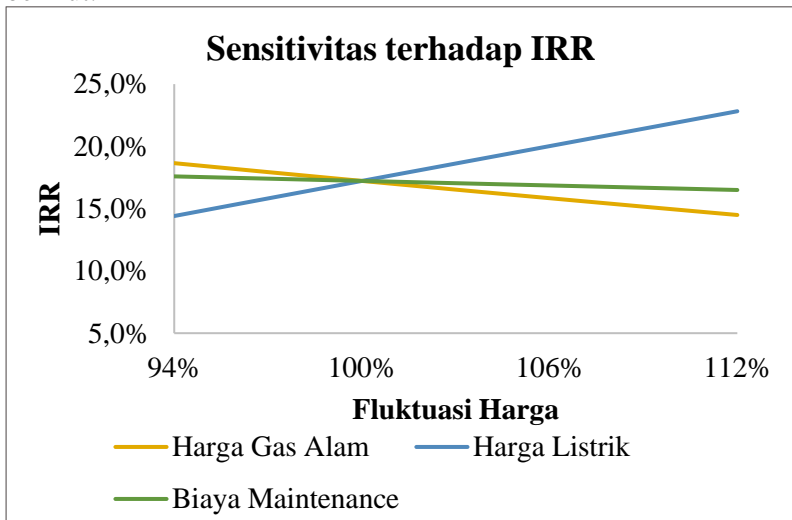
VI.3.6 Analisa Sensitivitas

Analisa sensitivitas merupakan suatu 16ainten yang digunakan untuk mengukur dampak dari fluktuasi dari suatu variabel terhadap output atau performa dari suatu system. Analisa sensitivitas dilakukan untuk mengetahui pengaruh variable-variabel terhadap Internal Rate of Return dan Net Present Value proyek. Variabel yang dicari pengaruhnya yaitu Harga gas alam, harga listrik, dan biaya maintenance.

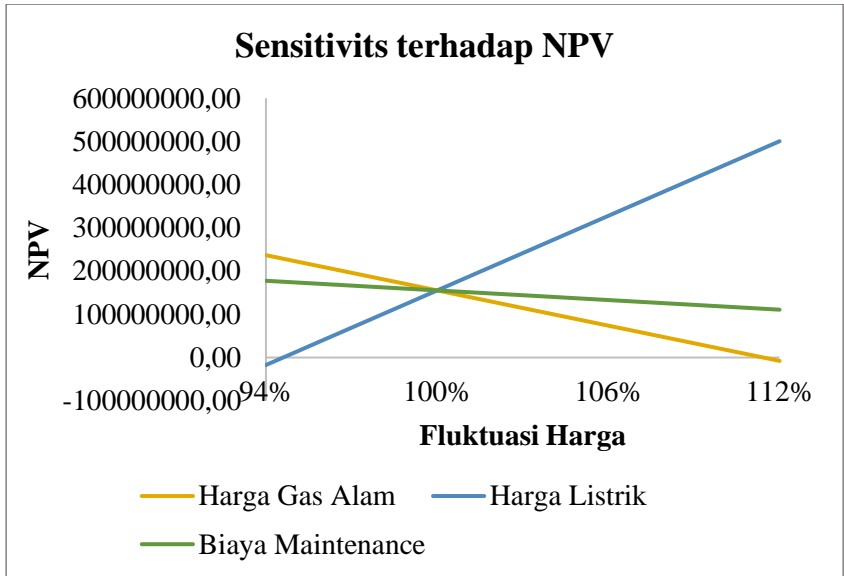
Variabel yang dipilih merupakan variabel yang diduga berpengaruh cukup kuat terhadap keberlangsungan proyek dan berpotensi mengalami fluktuasi pada tahun-tahun mendatang, yaitu harga bahan baku, harga produk, dan biaya maintenance. Harga bahan baku mengacu pada permen ESDM yang menyebutkan harga *natural gas* maksimal sebesar 8% *Indonesia Crude Price* (ICP), ICP 16aintenan dapat berubah setiap tahunnya. Harga

produk merupakan harga jual listrik kepada PLN yang nantinya akan diajukan kepada PLN untuk selanjutnya melakukan perjanjian jual beli listrik. Biaya maintenance merupakan biaya yang perlu dikeluarkan untuk pemeliharaan tahunan pembangkit yang besarnya dapat berubah setiap tahunnya bergantung pada pihak yang melakukan pemeliharaan/perawatan.

Dengan perubahan nilai variabel dengan interval 2%, kurva sensitivitas dapat dilihat pada Gambar VI.3 dan Gambar VI.4 berikut.



Gambar VI. 3 Kurva Sensitivitas terhadap IRR



Gambar VI. 4 Kurva Sensitivitas terhadap NPV

Berdasarkan kurva sensitivitas, dapat disimpulkan bahwa harga bahan baku dan harga listrik sangat berpengaruh pada keberlangsungan proyek. Dengan perubahan sebesar 5% saja akan menyebabkan proyek tidak menguntungkan untuk dilaksanakan. Sehingga, harga bahan baku harus melakukan kontrak dengan pemerintah selama umur pabrik dengan harga yang tetap. Untuk harga listrik, harus dilakukan kesepakatan skema harga dan eskalasi harga listrik dengan PLN. Untuk biaya maintenance, dapat disimpulkan bahwa fluktuasi biaya maintenance tidak terlalu berpengaruh terhadap keberlangsungan proyek.

BAB VII KESIMPULAN

VII.1 Diskusi

Untuk mengetahui kelayakan dari hasil Pra-Desain Pabrik *Power Plant dari Gas Alam* tersebut perlu dilakukan evaluasi terhadap semua rencana dan rancangan secara menyeluruh, yaitu meliputi tinjauan teknis dan ekonomis sebagai berikut :

VII.1.1 Tinjauan Secara Teknis

Kebutuhan listrik yang semakin meningkat setiap tahunnya membuat perlunya pembangkit listrik tambahan. Dengan berbahan bakar gas, membuat pabrik ini lebih ramah lingkungan dibandingkan batu-bara. Proses pengolahan *sour gas* dan penggunaan *combined cycle* membuat efisiensi lebih maksimal.

VII.1.2 Tinjauan Secara Ekonomis

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

1. Perencanaan operasi : Kontinu; 24 jam/hari ; selama 360 hari/tahun
2. Kapasitas Produksi : 435,361 MW
3. Lokasi pendirian pabrik : Kecamatan Teluknaga, Kab. Tangerang, Banten
4. Umur pabrik : 20 tahun
5. Masa konstruksi : 2 tahun
6. Analisa ekonomi
 - a. Permodalan
 - Modal tetap (FCI) : Rp6.068.081.322.801,12
 - Modal kerja (WCI) : Rp1.854.826.042.970,33
 - Biaya produksi/tahun(TPC): Rp3.709.652.085.940,66
 - b. Penerimaan
 - Harga Listrik : Rp 1272/ kWh
 - Hasil penjualan/tahun : Rp4.784.655.316.543,95

c. Rentabilitas	
Bunga bank	: 7% pertahun
Laju inflasi	: 4% pertahun
IRR	: 17,2%
<i>Pay out time</i>	: 10,27 tahun
<i>Break event point</i>	: 13%

VII.2 Kesimpulan

Dari tinjauan aspek teknis, ekonomis serta analisa sensitivitas, maka dapat disimpulkan bahwa *Power Plant dari Gas Alam* layak didirikan dengan harga jual listrik sebesar Rp 1272 /kWh dan harga gas alam kontrak selama 20 tahun sebesar 4,7 USD/MMBTU.

DAFTAR PUSTAKA

- Anonymous. (2012, Oktober 4). *Hydrocarbon Processing Gas Processing Handbook*. Retrieved from Hydrocarbon Processing: <http://www.HydrocarbonProcessing.com>
- Anthony Kpegbe Le-ol, S. A. (2018). Comparative Assesment of Thermal Power Systems Performance under Uncertainty. *European Journal of Engineering Research and Science (EJERS)*, 50-57.
- Araner. (2018). *araner*. Retrieved Oktober 3, 2019, from <http://www.araner.com>
- Arthur J. Kidnay, W. R. (2006). *Fundamentals of Natural Gas Processing*. USA: CRC Press.
- Azizi, N. (2019). *Kementerian ESDM*. Retrieved Oktober 5, 2019, from <http://www.esdm.go.id>
- BPS. (2019, Oktober). *Badan Pusat Statistika*. Banten: Badan Pusat Statistika. Retrieved from Badan Pusat Statistika Provinsi Banten.
- Browneel, L. E., & Young, E. H. (1979). *Equipment Design*. New York: Wiley Eastern Limited.
- Campbell, W. C. (2016, 7 20). *Maximizing Gas Turbine and Combined Cycle Capacities and Ratings*. Retrieved from Power Engineering: <https://www.power-eng.com/2016/07/20/maximizing-gas-turbine-and-combined-cycle-capacities-and-ratings/#gref>
- Chotler, D. P. (2011). *Modifikasi Proses Pemisaha CO2 Kadar Tinggi pada Gas Alam*. Depok: FT UI.
- D.L. Chase, P. K. (Tanpa tahun). *GE Combined-Cycle Product Line and Performance*. New York: General Electric.
- Eriksen, V. L. (2017). *Heat Recovery Steam Generator Technology*. Elsevier Ltd.
- ESDM, K. (2018). *Neraca Gas Bumi Indonesia 2018 - 2027*. Jakarta: Kementerian ESDM.
- ESDM, K. (2019). *Rencana Umum Ketenagalistrikan Nasional 2019 - 2038*. Jakarta: Kementrian ESDM.

- ESDM, K. (2019). *Rencana Usaha Penyedia Tenaga Listrik (RUPTL) PT PLN 2019 - 2028*. Jakarta: Kementerian ESDM.
- ESDM, K. (2019). *Statistik Ketenagalistrikan Tahun 2018*. Jakarta: Kementerian ESDM.
- Forsthoffer, M. S. (2017). *Forsthoffer's More Best Practice for Rotating Equipment*. Elsevier Inc.
- Ganapathy, V. (2003). *Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- Geankoplis, C. J. (2003). *Transport Processes and Separation Process Principles 4ed*. United States: Prentice Hall.
- GPSA. (2004). *Engineering Data Book 12th edition*. Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association.
- Grosshauser, R. (2019, Oktober 7). *Power Engineering*. Retrieved from POWERGEN International: <https://www.power-eng.com>
- Hao, J., Rice, P., & Stern, S. (2002). Upgrading low-quality natural gas with H₂S- and CO₂-selective polymer membranes Part I. Process design and economics of membrane stages without recycle streams. *Journal of Membrane Science*, 177-206.
- Hao, J., Rice, P., & Stern, S. (2008). Upgrading low-quality natural gas with H₂S- and CO₂- selective polymer membranes Part II. Process design, economics, and sensitivity study of membrane stages with recycle streams. *Journal of Membrane Science*, 108-122.
- Indonesia, K. E. (2018). *Neraca Gas Bumi Indonesia 2018-2027*. Jakarta: Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi.
- Kern, D. Q. (1983). *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill International Book Company.
- Kiamah, P. (2002). *Power Generation Handbook*. USA: McGraw-Hill.
- Kumar, R., & Singh, O. (2003). Computer Simulation and Optimization of Heat Recovery Steam Generator (HRSG).

- Proceedings of ASME Turbo Expo 2003 Power for Land, Sea, and Air* (pp. 1 - 14). Atlanta: ASME.
- Matche's. (2020, January 3). *matche.com*. Retrieved from matche: <http://matche.com>
- Michael J. Moran, H. N. (2004). *Thermodinamika Teknik*. Jakarta: Erlangga.
- Saeid Mokhatab, W. A. (2019). *Hanbook of Natural Gas Transmission and Processing*. USA: Gulf Professional Publishing.
- Siemens. (2008, Oktober 23). *Siemens Combined Cycle Power Plant*. Retrieved from Siemens: <http://www.powergeneration.siemens.com/products-solutions-services/power-plant-soln/combined-cycle-powerplants/CCPP.htm>[netl.doe.gov/coal/refshelf/ncp.pdf](http://www.netl.doe.gov/coal/refshelf/ncp.pdf)
- Smith, J., Ness, H. V., & Abbott, M. (2001). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6ed*. New York: McGraw-Hill International Edition.
- Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. England: John Wiley & Sons, Ltd.
- Sulistya, W., Hartoko, A., & Prayitno, S. B. (2007). The Characteristic and Variability of Sea Surface Temperature in Java Sea. *Remote Sensing and Earth Sciences* , 85-93.
- Susilo, Y., Rahmanda, Z., Wibowo, W., Tjahyadi, R., Silitonga, F. J., & Nasser, I. (2003). Stimulation Efforts in Carbonate Gas Reservoir Experiencing Subsidence in Offshore North West Java Field - Indonesia. *SPE Latin American and Caribbean Petroleum Engineering Conference* (pp. 1-10). Port-of-Spain: Society of Petroleum Engineers Inc.
- Timmerhaus, K. D., & Peters, M. S. (2002). *Plant Design Economics for Chemical Engineers 5ed*. New York: McGraw-Hill.
- William A. Poe, S. M. (2017). *Modeling, Control, and Optimization of Natural Gas Processing Plants*. USA: Gulf Professional Publishing.

APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Table 4
Effect of CO₂ concentration in feed on CH₄ lost in permeate processing cost for a single stage with H₂S-selective membranes (Fig. 1a)

CO ₂ concentration ^a in feed	Stage cut	Acid gas concentration ^a in product		Fraction of CH ₄ lost in permeate	Membrane area (1000 ft ²)	Processing cost (US\$/MSCF of product)
		CO ₂	H ₂ S			
0	0.269	0	4.00E-06	0.261	39.63	0.791
0.02	0.275	8.50E-04	4.00E-06	0.253	37.78	0.758
0.04	0.282	1.86E-03	4.00E-06	0.245	36.06	0.727
0.06	0.289	3.03E-03	4.00E-06	0.238	34.45	0.698
0.08	0.297	4.38E-03	4.00E-06	0.231	32.94	0.672
0.1	0.306	5.92E-03	4.00E-06	0.225	31.54	0.648
0.12	0.315	7.67E-03	4.00E-06	0.219	30.21	0.625
0.14	0.324	9.62E-03	4.00E-06	0.213	28.97	0.604
0.16	0.334	0.0118	4.00E-06	0.207	27.81	0.584
0.18	0.344	0.0143	4.00E-06	0.202	26.72	0.565
0.2	0.355	0.0169	4.00E-06	0.197	25.69	0.548
0.22	0.366	0.0199	4.00E-06	0.193	24.73	0.532
0.221	0.367	0.02	4.00E-06	0.193	24.71	0.531
0.24	0.387	0.02	2.74E-06	0.199	25.06	0.553
0.26	0.408	0.02	1.88E-06	0.205	25.34	0.575
0.28	0.429	0.02	1.31E-06	0.211	25.54	0.596
0.3	0.449	0.02	9.28E-07	0.217	25.67	0.616
0.32	0.468	0.02	6.62E-07	0.222	25.75	0.636
0.34	0.487	0.02	4.77E-07	0.227	25.76	0.655
0.36	0.506	0.02	3.46E-07	0.232	25.73	0.673
0.38	0.525	0.02	2.53E-07	0.237	25.65	0.691
0.4	0.543	0.02	1.85E-07	0.241	25.55	0.710

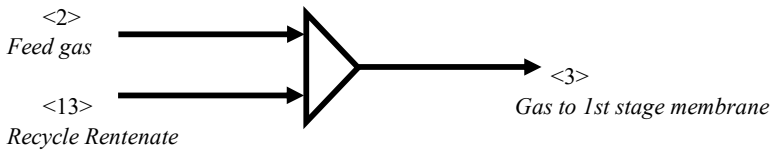
H₂S concentration in feed (mol-fraction): 0.01.

^a Mole fraction.

(J. Hao, P.A. Rice, S.A. Stern, 2002)

1. Mixing Point

Fungsi : Menggabungkan dua aliran *feed gas* menjadi satu



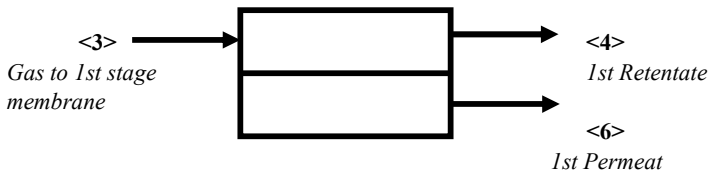
Tabel A1. Neraca Massa Mixing Point

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<2>		<13>		<3>	
	Massa (kg/h)	Fraksi	Massa (kg/h)	Fraksi	Massa (kg/h)	Fraksi
Nitrogen	4725,948	0,027	0,000	0,000	4725,948	0,025
CO2	90195,018	0,517	826,170	0,053	91021,188	0,479
Methane	55352,088	0,318	14757,072	0,947	70109,160	0,369
Ethane	4889,023	0,028	0,000	0,000	4889,023	0,026
Propane	8505,506	0,049	0,000	0,000	8505,506	0,045
i-Butane	2263,677	0,013	0,000	0,000	2263,677	0,012
n-Butane	3126,289	0,018	0,000	0,000	3126,289	0,016
i-Pentane	1338,144	0,008	0,000	0,000	1338,144	0,007

n-Pentane	936,656	0,005	0,000	0,000	936,656	0,005
n-Hexane	905,861	0,005	0,000	0,000	905,861	0,005
H2S	1849,086	0,011	0,000	0,000	1849,086	0,010
H2O	234,056	0,001	0,000	0,000	234,056	0,001
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	174321,35	1,000	15583,242	1,000	189904,59	1,000
	174321,352		15583,242		189904,594	

2. 1st Stage Membrane (H-110 A,B)

Fungsi : Memisahkan CO₂ dan H₂S dari *feed gas*



Keterangan :

Perhitungan membran dengan menggunakan jurnal (J.Hao, 2008) :
 dengan konsentrasi CO₂ pada *feed* sebesar 32%, pada *permeate* terdapat *methane lost* sebesar 0,222 (*split fraction*) dan CO₂ serta H₂S yang terikut pada aliran *retentate* secara berturut-turut sebesar 0,02 dan 0,000000662 (fraksi mol *retentate*)

a. Neraca massa methane

$$X_{f1} \times F = X_{p1} \times P + X_{R1} \times R$$

Perhitungan jumlah methane yang ada pada stream permeate dan retentate

$$X_{r1} \times R = X_{f1} \times F \times (1 - \mu_m)$$

$$X_{p1} \times P = X_{f1} \times F \times (\mu_m)$$

b. Neraca massa CO₂

$$X_{f2} \times F = X_{p2} \times P + X_{R2} \times R$$

Perhitungan jumlah CO₂ yang ada pada stream permeate dan retentate

$$X_{r2} \times R = 0,02 \times R$$

$$X_{p2} \times P = X_f \times F - 0,02 \times R$$

c. Neraca massa H₂S

$$X_{f3} \times F = X_{p3} \times P + X_{R3} \times R$$

Perhitungan jumlah H₂S yang ada pada stream permeate dan retentate

$$X_{r3} \times R = 0,000000662 \times R$$

$$X_{p3} \times P = X_{f3} \times F - 0,000000662 \times R$$

d. Neraca massa H₂O

$$X_{f4} \times F = X_{p4} \times P + X_{R4} \times R$$

Perhitungan jumlah H2O yang ada pada stream permeate dan rententate

$$X_{r4} \times R = 0$$

$$X_{p4} \times P = X_{f4} \times F - 0$$

e. Komponen lain selain CH4, H2S, CO2, H2O

- Komponen lain tidak melewati membrane sehingga jumlah pada feed dan rententate sama

f. Neraca massa overall

$$F = P + R$$

Dari semua persamaan tersebut, dicari nilai R menggunakan goalseek pada persamaan :

$$R = X_{f1} \times F \times (1 - \mu_m) + 0,02 \times R + 0,000000662 \times R + 0 + \sum_{CH4, CO2, H2S, H2O}^F \text{komponen selain}$$

$$P = F - R$$

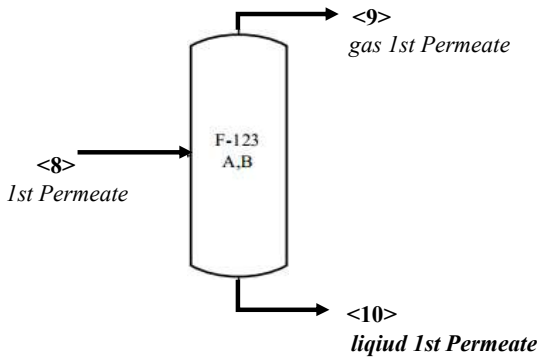
Hasil goalseek didapatkan R = 105022,463

Tabwl A2. Neraca Massa *1st Stage Membrane*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<3>		<4>		<6>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Nitrogen	4725,948	0,025	4725,948	0,056	0,000	0,000
CO2	91021,188	0,479	3645,536	0,043	87375,653	0,832
Methane	70109,160	0,369	54544,926	0,643	15564,233	0,148
Ethane	4889,023	0,026	4889,023	0,058	0,000	0,000
Propane	8505,506	0,045	8505,506	0,100	0,000	0,000
i-Butane	2263,677	0,012	2263,677	0,027	0,000	0,000
n-Butane	3126,289	0,016	3126,289	0,037	0,000	0,000
i-Pentane	1338,144	0,007	1338,144	0,016	0,000	0,000
n-Pentane	936,656	0,005	936,656	0,011	0,000	0,000
n-Hexane	905,861	0,005	905,861	0,011	0,000	0,000
H2S	1849,086	0,010	0,565	0,000	1848,522	0,018
H2O	234,056	0,001	0,000	0,000	234,056	0,002
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	189904,59	1,0000	84882,131	1,0000	105022,46	1,0000
	189904,594		84882,131		105022,463	

3. Flash Drum (F-123 A,B)

Fungsi : Memisahkan komponen gas dan liquid



Perhitungan *flash drum* :
dengan kondisi operasi

$$P = 30 \text{ bar} = 3000 \text{ kPa}$$

$$T = 38 \text{ }^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan Antoine : } \ln P^{sat} = A + \frac{B}{T + C} + D \ln T + ET^F$$

Komponen	Konstanta Antoine					
	A	B	C	D	E	F
Nitrogen	35,4113	-966,243	0	-4,31849	7,93E-05	2
CO2	133,62	-4735	0	-21,267	0,040908	1
Methane	31,35	-1307,52	0	-3,26134	2,94E-05	2
Ethane	44,0103	-2568,82	0	-4,97635	1,46E-05	2
Propane	52,3785	-3490,55	0	-6,10875	1,12E-05	2
i-Butane	58,7845	-4136,68	0	-7,01666	1,04E-05	2
n-Butane	66,945	-4604,09	0	-8,25491	1,16E-05	2
i-Pentane	66,7563	-5059,18	0	-8,08935	9,25E-06	2
n-Pentane	63,3315	-5117,78	0	-7,48305	7,77E-06	2
n-Hexane	70,4265	-6055,6	0	-8,37865	6,62E-06	2
H2S	78,6762	-3839,89	0	-11,199	0,018848	1
H2O	65,9278	-7227,53	0	-7,17695	4,03E-06	2
Oxygen	31,233	-1090,44	0	-3,30115	4,06E-05	2

dengan persamaan Antoine didapat P sat yang ditunjukkan pada tabel

$$F = L + V$$

$$F \cdot z_i = x_i \cdot L + y_i \cdot V$$

$$z_i = x_i \left(1 - \frac{V}{F} \right) + y_i \cdot \frac{V}{F}$$

$$y_i = \frac{z_i \cdot K_i}{1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)}$$

$$\sum_i \frac{z_i \cdot K_i}{1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)} = 1$$

sehingga V/F sebesar = 0,9988

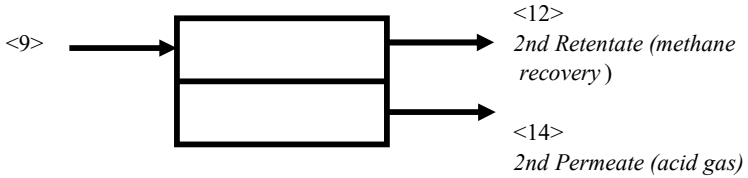
Komponen	P sat (kPa)	K	z_i	y_i	x_i
Nitrogen	3968751,870	1322,917	0,000	0,000	0,000
CO2	8538,604	2,846	0,657	0,657	0,006
Methane	78679,245	26,226	0,321	0,321	0,000
Ethane	5444,067	1,815	0,000	0,000	0,000
Propane	1311,192	0,437	0,000	0,000	0,000
i-Butane	502,201	0,167	0,000	0,000	0,000
n-Butane	359,812	0,120	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	142,184	0,047	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	107,881	0,036	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	33,437	0,011	0,000	0,000	0,000
H2S	2736,550	0,912	0,018	0,018	0,001
H2O	6,632	0,002	0,004	0,003	0,993
Oxygen	330910,976	110,304	0,000	0,000	0,000
Total			1,0000	0,999	1,0E+00

Tabel A3. Neraca Massa *Flash Drum*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<8>		<9>		<10>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO2	87375,653	0,832	87374,606	0,832	1,046	0,016
Methane	15564,233	0,148	15564,233	0,148	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	1848,522	0,018	1848,452	0,018	0,069	0,001
H2O	234,056	0,002	167,840	0,002	66,215	0,983
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	105022,46	1,000	104955,13	1,000	67,331	1,000
	105022,463		104955,132		67,331	

4. 2nd Stage Membrane (H-120 A,B)

Fungsi : *Me-recovery methane* yang terikat pada aliran <9>

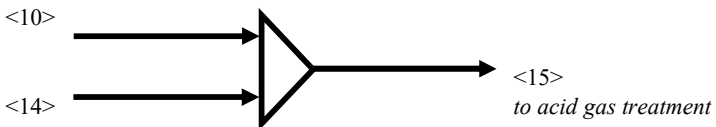


Tabel A4. Neraca Massa 2nd Stage Membrane

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<9>		<12>		<14>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO2	87374,606	0,832	826,170	0,053	86548,436	0,968
Methane	15564,233	0,148	14757,072	0,947	807,161	0,009
Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	1848,452	0,018	0,000	0,000	1848,452	0,021
H2O	167,840	0,002	0,000	0,000	167,840	0,002
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	104955,132	1,000	15583,243	1,000	89371,889	1,000
	104955,132		15583,243		89371,889	

5. Mixing Point

Fungsi : Menggabungkan dua aliran menjadi satu

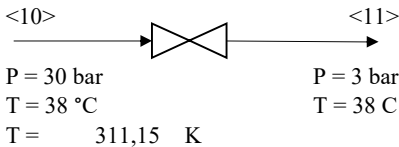


Tabel A5. Neraca Massa Mixing Point

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<10>		<14>		<15>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO2	1,046	0,016	86548,436	0,968	86549,482	0,968
Methane	0,000	0,000	807,161	0,009	807,161	0,009

Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	0,069	0,001	1848,452	0,021	1848,522	0,021
H2O	66,215	0,983	167,840	0,002	234,056	0,003
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL	67,331	1,000	89371,889	1,000	89439,220	1,000
	67,331		89371,889		89439,220	

6. JT Valve (A-124 A,B)



Mencari koefisien joule thompson

$$\mu = \frac{RT^2}{C_p \times P} \left(\frac{\partial Z}{\partial T} \right)_p \quad (\text{Smith, 2001})$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Mencari C_p dan $\left(\frac{\partial Z}{\partial T} \right)_p$

Perhitungan Z menggunakan EOS Peng-Robinson (menggunakan Aspen Hysys V10)

T(K)	Z
300	2,17E-02
311,1	2,11E-02
320	2,06E-02
330	2,02E-02

$$\left(\frac{\partial Z}{\partial T} \right)_p = -5,00E-05$$

$$C_p = 77,671013 \text{ J/mol.K}$$

$$\mu = -1,73E-02 \text{ K/bar}$$

$$\text{Maka } dT = \mu \times dP = -0,4666 \text{ K}$$

$$T_1 - T_2 = -0,4666 \text{ K}$$

$$T_2 = 311,6166 \text{ K}$$

$$T_2 = 38,4666 \text{ C}$$

Maka kondisi operasi output

$$P = 3 \text{ bar} = 3000 \text{ kPa}$$

$$T = 38,47 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,6 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan Antoine : } \ln P^{sat} = A + \frac{B}{T + C} + D \ln T + ET^F$$

Komponen	Konstanta Antoine					
	A	B	C	D	E	F
Nitrogen	35,4113	-966,243	0	-4,31849	7,93E-05	2
CO2	133,62	-4735	0	-21,267	0,040908	1
Methane	31,35	-1307,52	0	-3,26134	2,94E-05	2
Ethane	44,0103	-2568,82	0	-4,97635	1,46E-05	2
Propane	52,3785	-3490,55	0	-6,10875	1,12E-05	2
i-Butane	58,7845	-4136,68	0	-7,01666	1,04E-05	2
n-Butane	66,945	-4604,09	0	-8,25491	1,16E-05	2
i-Pentane	66,7563	-5059,18	0	-8,08935	9,25E-06	2
n-Pentane	63,3315	-5117,78	0	-7,48305	7,77E-06	2
n-Hexane	70,4265	-6055,6	0	-8,37865	6,62E-06	2
H2S	78,6762	-3839,89	0	-11,199	0,018848	1
H2O	65,9278	-7227,53	0	-7,17695	4,03E-06	2
Oxygen	31,233	-1090,44	0	-3,30115	4,06E-05	2

dengan persamaan Antoine didapat P sat yang ditunjukkan pada tabel

$$F = L + V$$

$$F \cdot z_i = x_i \cdot L + y_i \cdot V$$

$$z_i = x_i \left(1 - \frac{V}{F} \right) + y_i \cdot \frac{V}{F}$$

$$y_i = \frac{z_i \cdot K_i}{1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)}$$

$$\sum_i \frac{z_i \cdot K_i}{1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)} = 1$$

sehingga V/F sebesar = 0,0059

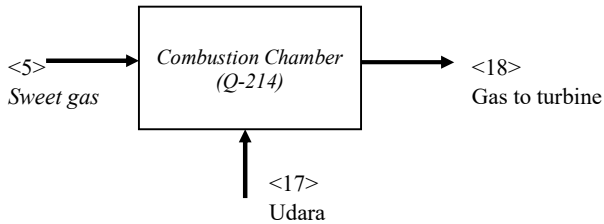
Tabel A6. Neraca Massa JT Valve

Komponen	P sat (kPa)	K	z_i	y_i	x_i
Nitrogen	4053882,378	1351,294	0,000	0,000	0,000
CO2	8624,475	2,875	0,006	0,918	0,001
Methane	79465,929	26,489	0,000	0,000	0,000
Ethane	5494,098	1,831	0,000	0,000	0,000
Propane	1325,561	0,442	0,000	0,000	0,000

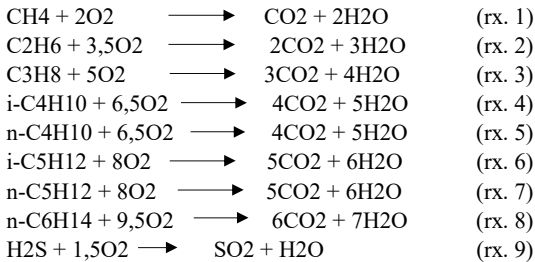
i-Butane	508,475	0,169	0,000	0,000	0,000
n-Butane	364,577	0,122	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	144,320	0,048	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	109,585	0,037	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	34,062	0,011	0,000	0,000	0,000
H2S	2765,415	0,922	0,001	0,058	0,000
H2O	6,801	0,002	0,993	0,023	0,999
Oxygen	334939,100	111,646	0,000	0,000	0,000
Total			1,0000	1,000	1,000

6. Combustion Chamber (Q-214)

Fungsi : tempat pembakaran gas alam dengan udara



Reaksi yang terjadi :



- > Menghitung kebutuhan udara yang diperlukan untuk pembakaran sempurna natural gas Udara (21% O₂, 79% N₂) --> dibuat udara eksek 5%
- > Kebutuhan O₂ (dalam mol) = mol CH₄ x 2 + mol C₂H₆ x 3,5 + mol C₃H₈ x 5 + mol i-C₄H₁₀ x 6,5 + mol n-C₄H₁₀ x 6,5 + mol i-C₅H₁₂ x 8 + mol n-C₅H₁₂ x 8 + mol n-C₆H₁₄ x 9,5 + mol H₂S x 1,5
- > Mol O₂ yang diperlukan = 9291,78083859356
Mol O₂ eksek 5% = 9477,61645536543
Mol Udara = Mol O₂/0,21 = 45131,507

Komponen	BM	Aliran Masuk			
		<5>		<17>	
		Massa	Mol	Massa	Mol
Nitrogen	28,013	4725,948	168,706	980997,335	35653,891
CO ₂	44,0097	3647,134	82,871	0,000	0,000
Methane	16,0429	54573,469	3401,721	0,000	0,000
Ethane	30,0699	4889,023	162,589	0,000	0,000
Propane	44,097	8505,506	192,882	0,000	0,000
i-Butane	58,124	2263,677	38,946	0,000	0,000
n-Butane	58,124	3126,289	53,787	0,000	0,000
i-Pentane	72,151	1340,000	18,546	0,000	0,000
n-Pentane	72,151	937,000	12,982	0,000	0,000
n-Hexane	86,1779	905,861	10,512	0,000	0,000
H ₂ S	34,0809	0,565	0,017	0,000	0,000
H ₂ O	18,0151	0,000	0,000	0,000	0,000
Oxygen	32	0,000	0,000	297886,197	9477,616

SO2	64,063	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL		84912,272	4143,557	1278883,53	45131,507

Komponenten	Rx 1		Rx 2		Rx 3	
	Stoic	Mol	Stoic	Mol	Stoic	Mol
Nitrogen	0	0	0	0	0	0
CO2	1	3401,7209	2	325,177183	3	578,64521
Methane	-1	-3401,7209	0	0	0	0
Ethane	0	0	-1	-162,58859	0	0
Propane	0	0	0	0	-1	-192,8817
i-Butane	0	0	0	0	0	0
n-Butane	0	0	0	0	0	0
i-Pentane	0	0	0	0	0	0
n-Pentane	0	0	0	0	0	0
n-Hexane	0	0	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0	0	0
H2O	2	6803,4418	3	487,765774	4	771,52694
Oxygen	-2	-6803,4418	-4	-569,06007	-5	-964,4087
SO2	0	0	0	0	0	0
Komponenten	Rx 4		Rx 5		Rx 6	
	Stoic	Mol	Stoic	Mol	Stoic	Mol
Nitrogen	0	0	0	0	0	0
CO2	4	155,78262	4	215,146199	5	92,732204
Methane	0	0	0	0	0	0
Ethane	0	0	0	0	0	0
Propane	0	0	0	0	0	0
i-Butane	-1	-38,945654	0	0	0	0
n-Butane	0	0	-1	-53,78655	0	0
i-Pentane	0	0	0	0	-1	-18,54644
n-Pentane	0	0	0	0	0	0
n-Hexane	0	0	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0	0	0
H2O	5	194,72827	5	268,932748	6	111,27864
Oxygen	-7	-253,14675	-7	-349,61257	-8	-148,3715
SO2	0	0	0	0	0	0
Komponenten	Rx 7		Rx 8		Rx 9	
	Stoic	Mol	Stoic	Mol	Stoic	Mol
Nitrogen	0	0	0	0	0	0,00000
CO2	5	64,909423	6	63,0691275	0	0,00000
Methane	0	0	0	0	0	0,00000
Ethane	0	0	0	0	0	0,00000
Propane	0	0	0	0	0	0,00000
i-Butane	0	0	0	0	0	0,00000
n-Butane	0	0	0	0	0	0,00000
i-Pentane	0	0	0	0	0	0,00000
n-Pentane	-1	-12,981885	0	0	0	0,00000

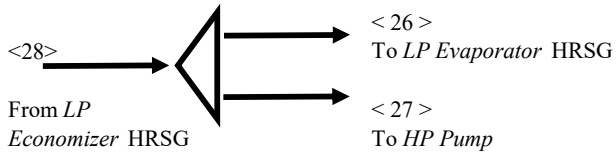
n-Hexane	0	0	-1	-10,511521	0	0,00000
H2S	0	0	0		-1	-0,01657
H2O	6	77,891308	7	73,5806487	1	0,01657
Oxygen	-8	-103,85508	-10	-99,859452	-2	-0,02486
SO2	0	0	0	0	1	0,01657

Komponen	Aliran Keluar	
	<18>	
	Mol	Massa
Nitrogen	35822,596	1003498,40
CO2	4980,054	219170,687
Methane	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000
H2S	0,000	0,000
H2O	8789,163	158337,650
Oxygen	185,836	5946,740
SO2	0,017	1,062
Total	49777,665	1386954,54

Komponen	Aliran Masuk		Reaksi		Aliran Keluar	
	<5>	<17>	Generasi	Konsumsi	<18>	
	Massa	Massa			Massa	Fraksi
Nitrogen	4725,948	980997,335	17775,118	-	1003498,40	0,724
CO2	3647,134	0,000	215523,553	-	219170,687	0,158
Methane	54573,469	0,000	-	54573,469	0,000	0,000
Ethane	4889,023	0,000	-	4889,023	0,000	0,000
Propane	8505,506	0,000	-	8505,506	0,000	0,000
i-Butane	2263,677	0,000	-	2263,677	0,000	0,000
n-Butane	3126,289	0,000	-	3126,289	0,000	0,000
i-Pentane	1340,000	0,000	-	1340,000	0,000	0,000
n-Pentane	937,000	0,000	-	937,000	0,000	0,000
n-Hexane	905,861	0,000	-	905,861	0,000	0,000
H2S	0,565	0,000	-	0,565	0,000	0,000
H2O	0,000	0,000	158337,650	-	158337,650	0,114
Oxygen	0,000	297886,197	-	291939,46	5946,740	0,004
SO2	0,000	0,000	1,062	-	1,062	0,000
TOTAL	84914,472	1278883,533	391637,38	368480,85	1386954,54	1,000
	1363798,004				1386954,540	

7. Stream Splitter

Fungsi : Memecah aliran

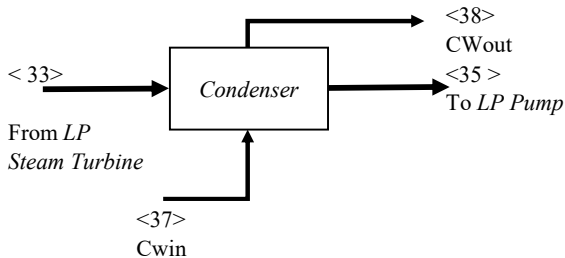


> LP Steam : HP Steam = 5 : 95

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<28>		<26>		<27>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Nitrogen	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
CO2	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Methane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
H2S	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
H2O	635000	1,000	31750	1,000	603250	1,000
Oxygen	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
TOTAL	635000	1,000	31750	1,000	603250	1,000
	635000		31750		603250	

8. Condenser (E-315)

Fungsi : Mengkondensasikan steam dari LP Steam Turbine menjadi saturated liquid



Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar			
	<33>		<37>		<35>		<38>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
CO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000

Methane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Ethane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
Propane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
i-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Butane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
H2S	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
H2O	635000	1,000	1263229	1,000	635000,0	1,000	1263229	1,000
Oxygen	0,000	0,000	0,000	0,000	0	0,000	0,000	0,000
TOTAL	635000	1,000	1263228,5	1,000	635000	1,000	1263229	1,000
	635000		1263228,528		635000		1263228,528	

APPENDIKS B
PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Aliran feed	:	<i>Natural gas</i>	:	6225,885279	kgmol/h
		udara	:	45131,507	kgmol/h
Kapasitas produksi	:	435,361	MW		
Ditetapkan	:	1 tahun	:	360	hari
		1 hari	:	24	jam
Basis perhitungan	:	1 jam operasi			
Kondisi referensi aliran	:	T = 25 °C	=	298,15	K
		P = 1 bar	=	100	kPa
		R = 8,314		kJ/kmol.K	

Data Kondisi Operasi dan Komposisi

1. Natural Gas

Suhu	=	35	°C	
Tekanan	=	34	bar	
Laju alir	=	125	MMSCFD	= 174321,3516 kg/h

Tabel B.1 Komposisi *Natural Gas Feed*

Komponen	%mol	mol (kmol/h)	BM (kg/kmol)	Massa (kg)
N2	0,02710	168,7055245	28,010	4725,947941
CO2	0,32918	2049,434924	44,010	90195,01777
Methane	0,55418	3450,254474	16,043	55352,0878
Ethane	0,02611	162,5885913	30,070	4889,022766
Propane	0,03098	192,8817362	44,097	8505,505944
i-Butane	0,00626	38,9456541	58,124	2263,67722
n-Butane	0,00864	53,78654968	58,124	3126,289443
i-Pentane	0,00298	18,54644075	72,151	1338,144265
n-Pentane	0,00209	12,9818847	72,151	936,6559756
n-Hexane	0,00169	10,51152125	86,178	905,8608504
H2S	0,00871	54,25579292	34,081	1849,08616
H2O	0,00209	12,99218481	18,015	234,0555147
Total	1,00000	6225,885279		174321,3516

2. Udara

Suhu	=	30	°C	
Tekanan	=	1,01	bar	
Laju alir	=	1302056,18	kg/h	

Tabel B.2 Komposisi Udara

Komponen	%mol	mol (kmol/h)	BM (kg/kmol)	Massa (kg)
Nitrogen	0,79	35653,89053	28,010	998772,4528
Oxygen	0,21	9477,61647	32	303283,727
Total	1	45131,507		1302056,18

Fasa Komponen pada Kondisi Reference (T = 25°C)

Kondisi Reference	
Fasa Gas	Fasa Liquid
C1	H2O
C2	
C3	
n-C4	
i-C4	
n-C5	
i-C5	
n-C6	
N2	
CO2	
H2S	
O2	
SO2	

Konsep Perhitungan :

Perhitungan neraca energi berdasarkan *overall energy balance* dan *mechanical energy balance*

1. Overall Energy Balance (Steady State)

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

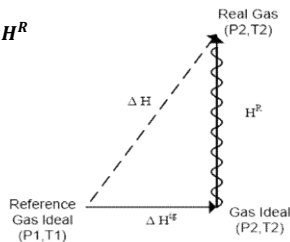
2. Mechanical Energy Balance

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

Dari perhitungan neraca energi dapat ditentukan kebutuhan eneri untuk proses, utilitas, dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam proses.

1. Perhitungan entalphi untuk komponen pada kondisi reference berfasa gas dan kondisi operasi berfasa gas

$$H = H^f + H^{fg} + H^R$$



untuk menghitung entalphi arus yang berfasa gas pada kondisi *reference* dan operasi digunakan persamaan

$$H = H_0^{ig} + \langle Cp \rangle_g \Delta T + H^R \quad (\text{eq. 6.49 Smith Van Ness 6ed})$$

dimana $H_0^{ig} = 0$

a. Perubahan enthalpi pada keadaan gas ideal

$$H^{ig} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 + FT^5$$

Tabel B.3 *Enthalpy of Gases in the Ideal-Gas State*

Komponen	A	B	C	D	E	F
Nitrogen	2,8886	9,83,E-01	9,71,E-05	-4,16,E-10	-3,66,E-12	4,1,E-16
CO2	0,0000	6,18,E-01	4,84,E-04	-1,49,E-07	2,29,E-11	-1,4,E-15
Methane	-12,9800	2,36,E+00	-2,13,E-03	5,66,E-06	-3,72,E-09	8,6,E-13
Ethane	-1,7675	1,14,E+00	-3,24,E-04	4,24,E-06	-3,39,E-09	8,8,E-13
Propane	39,4889	3,95,E-01	2,11,E-03	3,96,E-07	-6,67,E-10	1,7,E-13
i-Butane	30,9030	1,53,E-01	2,63,E-03	7,27,E-08	-7,28,E-10	2,4,E-13
n-Butane	67,7210	8,54,E-03	3,28,E-03	-1,11,E-06	1,77,E-10	-6,4,E-15
i-Pentane	64,2500	-1,32,E-01	3,54,E-03	-1,33,E-06	2,51,E-10	-1,3,E-14
n-Pentane	63,1980	-1,17,E-02	3,32,E-03	-1,17,E-06	2,00,E-10	-8,7,E-15
n-Hexane	74,5130	-9,67,E-02	3,48,E-03	-1,32,E-06	2,52,E-10	-1,3,E-14
H2S	-1,4350	9,99,E-01	-1,84,E-04	5,57,E-07	-3,18,E-10	6,4,E-14
H2O	-5,7296	1,91,E+00	-3,96,E-04	8,76,E-07	-4,95,E-10	1,0,E-13
Oxygen	13,4497	8,13,E-01	1,66,E-04	6,82,E-09	-2,33,E-11	3,8,E-15
SO2	0,0000	3,72,E-01	5,23,E-04	-2,58,E-07	5,18,E-11	1,3,E-23

Sumber :Hysys V10

b. Penentuan Enthalpi Residual (ΔH^R)

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln a(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] qI \quad (\text{eq. 6.64 Smith Van Ness 6ed})$$

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} \quad (\text{eq. 3.49 Smith Van Ness 6ed})$$

$$\beta = \Omega \frac{Tr}{Pr} \quad q = \frac{\psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad (\text{eq. 3.50 dan 3.51) Smith Van Ness 6ed}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right) \quad \text{case 1 (eq. 6.62b) Smith Van Ness 6ed}$$

Tabel B.4 Parameter untuk EoS Peng-Robinson

$\alpha(Tr)$	σ	ϵ	Ω	ψ	Z_c
$\alpha_{PK}(Tr; \omega)$	2,41421	-0,41421	0,07779	0,45724	0,3074
$\alpha_{PK}(Tr; \omega) = [1 + (0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$					

Sumber : Smith Van Ness, Tabel 3.1

c. Pseudocritical Parameter

$$T_{pc} = \sum_i y_i T_{ci} \qquad \omega = \sum_i y_i \omega_i$$

$$P_{pc} = \sum_i y_i P_{ci}$$

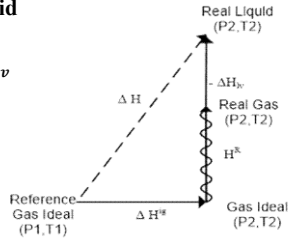
Berikut ini properti untuk komponen murni :

Tabel B.5 Properti Komposisi Murni

Komponen	Tc	Tc (K)	Pc (bar)	ω
Nitrogen	-146,956	126,194	33,9437	0,0399998
CO2	30,950	304,100	73,7000	0,2389400
Methane	-82,451	190,699	46,4068	0,0114984
Ethane	32,278	305,428	48,8385	0,0986000
Propane	96,748	369,898	42,5666	0,1524000
i-Butane	134,946	408,096	36,4762	0,1847900
n-Butane	152,049	425,199	37,9662	0,2010000
i-Pentane	187,248	460,398	33,3359	0,2222400
n-Pentane	196,450	469,600	33,7512	0,2538900
n-Hexane	234,748	507,898	30,3162	0,3007000
H2S	100,450	373,600	90,0779	0,0810000
H2O	374,149	647,299	221,2000	0,3440000
Oxygen	-118,380	154,770	50,8002	0,0189999
SO2	157,649	430,799	78,7000	0,2560000

2. Perubahan enthalpi untuk komponen pada kondisi *reference* berfasa gas dan kondisi operasi berfasa liquid

$$H = H^f + H^{lg} + H^R - \Delta H_{lv}$$



Untuk perhitungan H^{lg} dan H^R sama seperti perhitungan untuk fasa gas.
 Untuk perhitungan nilai ΔH_{lv} yang digunakan adalah nilai ΔH_{lv} pada kondisi operasi.

$$\frac{\Delta H_{lv2}}{\Delta H_{lv1}} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0,38}$$

- Dimana,
- ΔH_{lv1} = Latent heat pada titik didih (kJ/kmol)
 - ΔH_{lv2} = Latent heat pada kondisi operasi (kJ/kmol)
 - T_{r1} = Tr pada titik didih
 - T_{r2} = Tr pada kondisi operasi

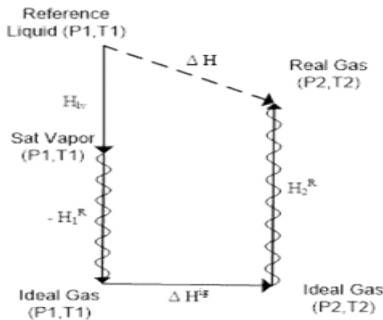
Untuk mendapatkan Hlv pada kondisi *reference* dapat digunakan persamaan :

$$\frac{\Delta H_{lv}}{RT} = \frac{1,092(\ln Pc - 1,013)}{0,930 - Tr}$$

Tabel B.6 Data Komponen pada Suhu *Reference* Berfasa Gas

Komponen	Tc (K)	Tn (K)	Tr (ref)	Tr (n)	Pc (bar)	ω
Nitrogen	126,194	77,350	2,363	0,613	33,944	0,040
CO2	304,100	194,598	0,980	0,640	73,700	0,239
Methane	190,699	111,625	1,563	0,585	46,407	0,011
Ethane	305,428	184,550	0,976	0,604	48,839	0,099
Propane	369,898	231,048	0,806	0,625	42,567	0,152
i-Butane	408,096	261,420	0,731	0,641	36,476	0,185
n-Butane	425,199	272,648	0,701	0,641	37,966	0,201
i-Pentane	460,398	301,028	0,648	0,654	33,336	0,222
n-Pentane	469,600	309,209	0,635	0,658	33,751	0,254
n-Hexane	507,898	341,880	0,587	0,673	30,316	0,301
H2S	373,600	213,498	0,798	0,571	90,078	0,081
Oxygen	154,770	90,200	1,926	0,583	50,800	0,019
SO2	430,799	263,200	0,692	0,611	78,700	0,256

3. Perubahan enthalpi untuk komponen pada kondisi *reference* berfasa liquid dan kondisi operasi berfasa gas



$$H = \Delta H_{lv} - H_1^R + H_{lg} + H_2^R$$

Untuk perhitungan Hlg dan Hr sama seperti perhitungan untuk fasa gas.

Untuk perhitungan nilai ΔH_{lv} yang digunakan adalah nilai ΔH_{lv} pada kondisi operasi.

$$\frac{\Delta H_{lv2}}{\Delta H_{lv1}} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0,38}$$

- Dimana, ΔH_{lv1} = Latent heat pada titik didih (kJ/kmol)
 ΔH_{lv2} = Latent heat pada kondisi operasi (kJ/kmol)
 T_{r1} = Tr pada titik didih
 T_{r2} = Tr pada kondisi referensi

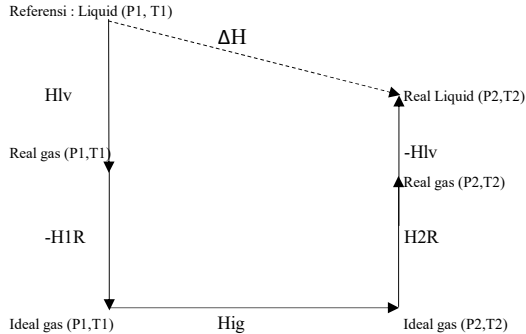
Untuk mendapatkan Hlv pada kondisi *reference* dapat digunakan persamaan :

$$\frac{\Delta H_{lv}}{RT} = \frac{1,092(\ln Pc - 1,013)}{0,930 - Tr}$$

Tabel B.7 Data Komponen pada Suhu *Reference* Berfasa Liquid

Komponen	Tc (K)	Tn (K)	Tr (ref)	Tr (n)	Pc (bar)	ω
H2O	647,2990	373,148	0,4606063	0,5764693	221,2	0,344

4. Perhitungan enthalpi untuk komponen pada kondisi *reference* berfasa liquid dan kondisi operasi berfasa liquid menggunakan H ideal gas



Untuk perhitungan H_{ig} dan H_r sama seperti perhitungan untuk fasa gas.

Untuk perhitungan nilai ΔH_{lv} yang digunakan adalah nilai ΔH_{lv} pada kondisi referensi dan operasi.

$$\frac{\Delta H_{lv2}}{\Delta H_{lv1}} = \left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}} \right)^{0,38}$$

Dimana, ΔH_{lv1} = Latent heat pada titik didih (kJ/kmol)
 ΔH_{lv2} = Latent heat pada kondisi operasi (kJ/kmol)
 T_{r1} = Tr pada titik didih
 T_{r2} = Tr pada kondisi operasi

Untuk mendapatkan H_{lv} pada kondisi *reference* dapat digunakan persamaan :

$$\frac{\Delta H_{lv}}{RT} = \frac{1,092(\ln Pc - 1,013)}{0,930 - Tr}$$

5. Enthalpi Pembentukan Standar

Dalam perhitungan ΔH juga memerlukan data Entalpi Pembentukan Standar berikut:

Tabel B.8 Data Enthalpi Pembentukan Standar pada 298,15 K

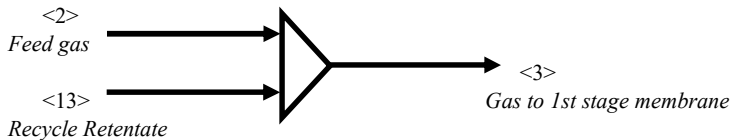
Komponen	ΔH_f (kJ/kmol)
Nitrogen (g)	0
CO ₂ (g)	-393790
Methane (g)	-74900
Ethane (g)	-84738
Propane (g)	-103890
i-Butane (g)	-126190
n-Butane (g)	-134590

i-Pentane (g)	-154590
n-Pentane (g)	-146490
n-Hexane (g)	-167290
H2S (g)	-20180
H2O (g)	-241814
Oxygen (g)	0
SO2 (g)	-297100
H2O (l)	-285830

Sumber : Aspen Hysys V10

1. Mixing Point

Fungsi : Menggabungkan dua aliran *feed gas* menjadi satu



Aliran 2 merupakan *feed gas* yang telah diturunkan tekanannya menjadi 30 bar dengan temperatur 32,44°C. *Feed gas* tersebut akan dicampur dengan hasil *retentate* pada *2nd membrane* dimana masih mengandung *methane* dalam jumlah banyak. Hal ini diharapkan dapat *recovery methane* sebanyak-banyaknya.

Persamaan neraca energinya adalah :

$$\Delta H_{in} = \Delta H_{out}$$

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<2>	<13>	<3>	
T (C)	32,43502	46,6	33,96	
P (bar)	30	30	30	
Fasa	Gas	Gas	Gas	

Aliran 2

$$T = 32,44 \text{ } ^\circ\text{C} = 305,59 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	4725,948	168,7236	7,739	0,00	36574,49753
CO2	44,010	90195,018	2049,421	6,485	-807041491,65	584947,395
Methane	16,043	55352,088	3450,233	16,735	-258422450,68	926326,4432
Ethane	30,070	4889,023	162,58805	13,166	-13777386,47	64367,25691
Propane	44,097	8505,506	192,88174	12,738	-20038483,63	108346,6001
i-Butane	58,124	2263,677	38,945654	12,592	-4914552,14	28504,55004
n-Butane	58,124	3126,289	53,78655	12,660	-7239131,79	39579,39342
i-Pentane	72,151	1338,144	18,546441	12,407	-2867094,32	16601,93826
n-Pentane	72,151	936,656	12,981885	12,581	-1901716,32	11784,13385

n-Hexane	86,178	905,861	10,511509	12,403	-1758470,39	11235,46415
H2S	34,081	1849,086	54,255631	7,489	-1094878,63	13847,11621
H2O	18,015	234,056	12,992257	13,866	-3141709,70	3245,407331
Oxygen	32,000	0,000	0	6,785	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	4,633	0,00	0
Total		174321,35	6225,8673		-1122197365,7	1845360,196

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0,0271004	33,944	126,19	0,0400	0,92	3,41991	0,0011
CO2	0,3291784	73,7	304,1	0,2389	24,26	100,103	0,0787
Methane	0,5541771	46,407	190,7	0,0115	25,72	105,681	0,0064
Ethane	0,0261149	48,839	305,43	0,0986	1,275	7,97623	0,0026
Propane	0,0309807	42,567	369,9	0,1524	1,319	11,4597	0,0047
i-Butane	0,0062555	36,476	408,1	0,1848	0,228	2,55283	0,0012
n-Butane	0,0086392	37,966	425,2	0,2010	0,328	3,67338	0,0017
i-Pentane	0,0029789	33,336	460,4	0,2222	0,099	1,37149	0,0007
n-Pentane	0,0020852	33,751	469,6	0,2539	0,07	0,97919	0,0005
n-Hexane	0,0016884	30,316	507,9	0,3007	0,051	0,85752	0,0005
H2S	0,0087145	90,078	373,6	0,0810	0,785	3,25576	0,0007
H2O	0,0020868	221,2	647,3	0,3440	0,462	1,3508	0,0007
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				55,52	242,681	0,0994

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,229	0,018	0,8893	0,001	4,2549	0,9963	0,9963	0,0000	0,0011

$$H_r = -28,13706 \text{ /kmol} = -175177,623 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,259	0,540	0,8758	0,033	4,0881	0,8972	0,8969	-0,0003	0,0359

$$H_r = -848,8052 \text{ /kmol} = -5284548,26 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = -5109370,637 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 598624,5625 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <2>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<2>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -1124862751,6 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 13

$$T = 46,6 \text{ } ^\circ\text{C} = 358,95 \text{ K} \quad P = 30 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	63,6	0,00	0
CO2	44,010	826,170	18,772334	54,2	-7392357,55	44765,20318
Methane	16,043	14757,072	919,84491	141,1	-68896383,73	2081711,01
Ethane	30,070	0,000	0	114,0	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	111,1	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	110,5	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	111,0	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	109,3	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	110,4	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	109,1	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	61,8	0,00	0
H2O	18,015	0,000	0	114,0	0,00	0
Oxygen	32,000	0,000	0	56,0	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	38,9	0,00	0
Total		15583,24	938,61724		-76288741,3	2126476,214

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,02	73,7	304,1	0,2389	1,474	6,082	0,0048
Methane	0,98	46,407	190,7	0,0115	45,48	186,885	0,0113
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0	221,2	647,3	0,3440	0	0	0,0000
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				46,95	192,967	0,0160

> pada T reference

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,545	0,021	0,8153	0,001	3,1017	0,998	0,9977	0,0000	0,0011

$$Hr = -17,70604 \text{ /kmol} = -16619,1932 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,860	0,639	0,7305	0,027	7,9867	0,763	0,7742	0,0113	0,0339

$$Hr = -1923,426 \text{ kJ/kmol} = -1805360,877 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -1788741,684 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	$\Delta Hnlv$ (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta Hlv = 0 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <13>

$$\begin{aligned} \Delta H<13> &= \Delta Hlv + \Delta Hfg + \Delta Hr + Hf \\ &= -75951006,7 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 3

$$T = 33,96 \text{ }^\circ\text{C} = 307,11 \text{ K} \quad P = 30 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔHfg (kJ/kg)	ΔHf (kJ/h)	ΔHfg (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	4725,948	168,7236	9,32	0,00	44063,39586
CO2	44,010	91021,188	2068,1933	7,82	-814433849,21	711523,551
Methane	16,043	70109,160	4370,0779	20,18	-327318834,40	1414483,297
Ethane	30,070	4889,023	162,58805	15,89	-13777386,47	77663,48359
Propane	44,097	8505,506	192,88174	15,37	-20038483,63	130762,7775
i-Butane	58,124	2263,677	38,945654	15,20	-4914552,14	34409,23253
n-Butane	58,124	3126,289	53,78655	15,28	-7239131,79	47777,56436
i-Pentane	72,151	1338,144	18,546441	14,98	-2867094,32	20043,42044
n-Pentane	72,151	936,656	12,981885	15,19	-1901716,32	14225,14716
n-Hexane	86,178	905,861	10,511509	14,97	-1758470,39	13563,86057

H2S	34,081	1849,086	54,255631	9,02	-1094878,63	16684,26487
H2O	18,015	234,056	12,992257	16,70	-3141709,70	3909,88903
Oxygen	32,000	0,000	0	8,18	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	5,58	0,00	0
Total		189904,59	7164,4845		-1198486107,0	2529109,884

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ωp
Nitrogen	0,02355	33,944	126,19	0,0400	0,799	2,97187	0,0009
CO2	0,288673	73,7	304,1	0,2389	21,28	87,7855	0,0690
Methane	0,609964	46,407	190,7	0,0115	28,31	116,32	0,0070
Ethane	0,0226936	48,839	305,43	0,0986	1,108	6,93127	0,0022
Propane	0,0269219	42,567	369,9	0,1524	1,146	9,95837	0,0041
i-Butane	0,0054359	36,476	408,1	0,1848	0,198	2,21838	0,0010
n-Butane	0,0075074	37,966	425,2	0,2010	0,285	3,19213	0,0015
i-Pentane	0,0025887	33,336	460,4	0,2222	0,086	1,19182	0,0006
n-Pentane	0,001812	33,751	469,6	0,2539	0,061	0,8509	0,0005
n-Hexane	0,0014672	30,316	507,9	0,3007	0,044	0,74517	0,0004
H2S	0,0075729	90,078	373,6	0,0810	0,682	2,82922	0,0006
H2O	0,0018134	221,2	647,3	0,3440	0,401	1,17383	0,0006
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				54,39	236,168	0,0885

> pada Preference

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,262	0,018	0,8781	0,001	4,0886	0,997	0,9965	0,0000	0,0011

$$Hr = -26,59889 \text{ /kmol} = -190567,355 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,300	0,552	0,8622	0,033	3,8974	0,906	0,9053	0,000	0,0352

$$Hr = -788,0474 \text{ kJ/kmol} = -5645953,15 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -5455385,795 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	$\Delta Hnlv$ (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 598624,5625 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <3>

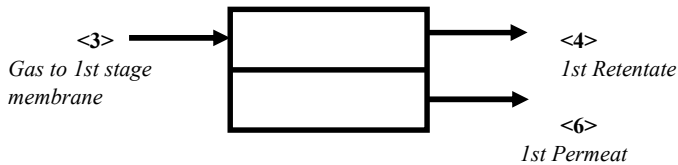
$$\begin{aligned} \Delta H_{<3>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -1200813758,3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B9. Neraca Energi *Mixing Point*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_2	-1124862751,6	ΔH_3	-1200813758,3
ΔH_{13}	-75951006,7		
Total	-1200813758,3	Total	-1200813758,3

2. 1st Stage Membrane (H-110 A,B)

Fungsi : Memisahkan CO₂ dan H₂S dari *feed gas*



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<3>		<4>	<6>
T (C)	33,956		33,96	9,05
P (bar)	30		27,24	3
Fasa	Gas		Gas	Gas

Aliran 4

$$T = 33,96 \text{ } ^\circ\text{C} = 307,11 \text{ K} \quad P = 27 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	4725,948	168,7236	9,33	0,00	44082,32863
CO ₂	44,010	3645,536	82,834258	7,82	-32619302,53	28509,86995
Methane	16,043	54544,926	3399,9206	20,18	-254654053,16	1100942,73
Ethane	30,070	4889,023	162,58805	15,89	-13777386,47	77697,14832
Propane	44,097	8505,506	192,88174	15,38	-20038483,63	130819,5476
i-Butane	58,124	2263,677	38,945654	15,21	-4914552,14	34424,18947
n-Butane	58,124	3126,289	53,78655	15,29	-7239131,79	47798,33054
i-Pentane	72,151	1338,144	18,546441	14,99	-2867094,32	20052,13893
n-Pentane	72,151	936,656	12,981885	15,19	-1901716,32	14231,33037
n-Hexane	86,178	905,861	10,511509	14,98	-1758470,39	13569,75895
H ₂ S	34,081	0,565	0,0165669	9,03	-334,32	5,096717741

H2O	18,015	0,000	0	16,71	0,00	0
Oxygen	32,000	0,000	0	8,18	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	5,587	0,00	0
Total		84882,13	4141,7369		-339770525,1	1512132,469

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0,0407374	33,944	126,19	0,0400	1,383	5,14082	0,0016
CO2	0,0199999	73,7	304,1	0,2389	1,474	6,08196	0,0048
Methane	0,8208925	46,407	190,7	0,0115	38,09	156,543	0,0094
Ethane	0,039256	48,839	305,43	0,0986	1,917	11,9899	0,0039
Propane	0,0465703	42,567	369,9	0,1524	1,982	17,2262	0,0071
i-Butane	0,0094032	36,476	408,1	0,1848	0,343	3,83742	0,0017
n-Butane	0,0129865	37,966	425,2	0,2010	0,493	5,52184	0,0026
i-Pentane	0,0044779	33,336	460,4	0,2222	0,149	2,06163	0,0010
n-Pentane	0,0031344	33,751	469,6	0,2539	0,106	1,47192	0,0008
n-Hexane	0,0025379	30,316	507,9	0,3007	0,077	1,28902	0,0008
H2S	4E-06	90,078	373,6	0,0810	4E-04	0,00149	0,0000
H2O	0	221,2	647,3	0,3440	0	0	0,0000
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				46,02	211,166	0,0337

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,412	0,022	0,8459	0,001	3,5216	0,997	0,997	0,0000	0,0012

$$H_r = -23,02507 \text{ kJ/kmol} = -95363,77548 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,454	0,592	0,8321	0,032	3,3629	0,928	0,9278	0,0000	0,0330

$$H_r = -607,0987 \text{ kJ/kmol} = -2514443,204 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = -2419079,428 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 0 \quad \text{kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <4>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<4>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -340677472,0 \quad \text{kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 6

$$T = 9,05 \text{ } ^\circ\text{C} = 282,2 \text{ K} \quad P = 3 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	-16,57	0,00	0
CO2	44,010	87375,653	1985,3591	-13,78	-781814546,67	-1204148,169
Methane	16,043	15564,233	970,15729	-35,48	-72664781,24	-552233,1677
Ethane	30,070	0,000	0	-27,55	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	-26,53	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	-26,13	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	-26,28	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	-25,70	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	-26,11	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	-25,71	0,00	0
H2S	34,081	1848,522	54,239064	-16,01	-1094544,31	-29595,74743
H2O	18,015	234,056	12,992257	-29,70	-3141709,70	-6951,429401
Oxygen	32,000	0,000	0	-14,50	0,00	0
SO2	64,063	0,00	0	-9,82	0,00	0
Total		105022,46	3022,7477		-858715581,9	-1792928,513

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,6568061	73,7	304,1	0,2389	48,41	199,735	0,1569
Methane	0,3209521	46,407	190,7	0,0115	14,89	61,2053	0,0037
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0,0179436	90,078	373,6	0,0810	1,616	6,70374	0,0015
H2O	0,0042982	221,2	647,3	0,3440	0,951	2,7822	0,0015
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				65,87	270,426	0,1636

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,103	0,015	0,9390	0,001	5,0060	0,996	0,9957	0,0000	0,0011

$$Hr = -32,58816 \text{ kJ/kmol} = -98505,77377 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,044	0,046	0,9735	0,003	5,4834	0,985	0,9847	0,000	0,0034

$$Hr = -107,487 \text{ kJ/kmol} = -324906,2242 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -226400,4504 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 598624,5625 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <6>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<6>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -860136286,3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

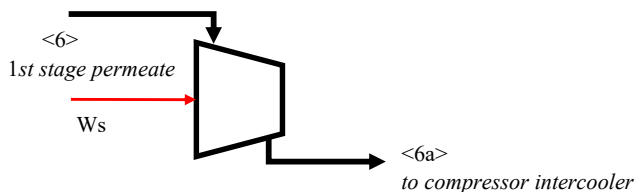
Tabel B10. Neraca Energi *1st Stage Membrane*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_3	-1200813758,3	ΔH_4	-340677472,0
		ΔH_6	-860136286,3
Total	-1200813758,3	Total	-1200813758,3

3. Compressor (G-121 A,B)

Fungsi : Menaikkan tekanan aliran *1st stage permeate* menjadi 10,5 bar. Karena rasio kompresi yang tinggi, maka digunakan 2 stage compressor. Stage pertama menjadi 10,5 bar. Stage kedua menjadi 30 bar

3a) Stage 1



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<6>		<6a>	
T (C)	9,05		125,18	
P (bar)	3		10,5	
Fasa	Gas		Gas	

Aliran 6

$$T = 9,05 \text{ } ^\circ\text{C} = 282,2 \text{ K} \quad P = 3 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	-16,57	0,00	0
CO2	44,010	87375,653	1985,3591	-13,78	-781814546,67	-1204148,169
Methane	16,043	15564,233	970,15729	-35,48	-72664781,24	-552233,1677
Ethane	30,070	0,000	0	-27,55	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	-26,53	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	-26,13	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	-26,28	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	-25,70	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	-26,11	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	-25,71	0,00	0
H2S	34,081	1848,522	54,239064	-16,01	-1094544,31	-29595,74743
H2O	18,015	234,056	12,992257	-29,70	-3141709,70	-6951,429401
Oxygen	32,000	0,000	0	-14,50	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	-9,82	0,00	0
Total		105022,46	3022,7477		-858715581,9	-1792928,513

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,6568061	73,7	304,1	0,2389	48,41	199,735	0,1569
Methane	0,3209521	46,407	190,7	0,0115	14,89	61,2053	0,0037
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0,0179436	90,078	373,6	0,0810	1,616	6,70374	0,0015
H2O	0,0042982	221,2	647,3	0,3440	0,951	2,7822	0,0015
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				65,87	270,426	0,1636

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,103	0,015	0,9390	0,001	5,0060	0,996	0,9957	0,000	0,0011

$$Hr = -32,58816 \text{ kJ/kmol} = -98505,77377 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,044	0,046	0,9735	0,003	5,4834	0,985	0,9847	0,000	0,0034

$$Hr = -107,487 \text{ kJ/kmol} = -324906,2244 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -226400,4506 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Tm	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 598624,5625 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <6>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<6>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + Hf \\ &= -860136286,3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

> Perhitungan T keluaran compressor menggunakan kerja isentropic

$$T = 98,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 371,65 \text{ K} \quad P = 10,5 \text{ bar}$$

#5 Perhitungan T keluaran compressor menggunakan W Isoentropic

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔSig (kJ/kg.K)	ΔSig (kJ/K)
Nitrogen	28,010	0,00	0	-0,08	0,00
CO2	44,010	87375,65	1985,3591	0,01	698,22
Methane	16,043	15564,23	970,15729	-0,01	-194,71
Ethane	30,070	0,00	0	0,17	0,00
Propane	44,097	0,00	0	0,26	0,00
i-Butane	58,124	0,00	0	0,32	0,00
n-Butane	58,124	0,00	0	0,32	0,00
i-Pentane	72,151	0,00	0	0,35	0,00
n-Pentane	72,151	0,00	0	0,35	0,00
n-Hexane	86,178	0,00	0	0,37	0,00

H2S	34,081	1848,52	54,239064	-0,03	-48,00
H2O	18,015	234,06	12,992257	-0,06	-14,58
Oxygen	32,000	0,00	0	-0,07	0,00
SO2	64,063	0,00	0	0,013	0,00
Total		105022,46	3022,7477		440,9

> Perhitungan Sr

S1R

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,044	0,046	0,9735	0,003	5,483	0,985	0,985	0,0000	0,0034

$$S1R = -773,3 \quad \text{kJ/K}$$

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,374	0,159	0,8751	0,009	3,743	0,976	0,975	-0,0003	0,0092

$$S2R = -1214,2 \quad \text{kJ/K} \quad H2R = -681998,6 \quad \text{Kj/h}$$

> $\Delta S = \Delta \text{Sig} + S2R - S1R$

$$\Delta S = 0,0 \quad \text{kJ/K}$$

$$T6a \text{ Isoentropis} = 98,5 \quad ^\circ\text{C} = 371,65 \quad \text{K}$$

#5 Perhitungan W isoentropic

> Hig

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	93,5	0,00	0
CO2	44,010	87375,653	1985,3591	79,6	-781814546,67	6956033,338
Methane	16,043	15564,233	970,15729	207,3	-72664781,24	3227036,924
Ethane	30,070	0,000	0	167,2	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	162,8	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	161,9	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	162,6	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	160,0	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	161,7	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	159,7	0,00	0
H2S	34,081	1848,522	54,239064	90,9	-1094544,31	168056,9967
H2O	18,015	234,056	12,992257	167,7	-3141709,70	39240,84936
Oxygen	32,000	0,000	0	82,3	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	57,1	0,00	0
Total		105022,46	3022,7477		-858715581,9	10390368,11

$$W_s \text{ isoentropic} = H2_{ig} - H1_{ig} + H2R - H1R$$

$$= 10033275,74 \quad \text{kJ/h}$$

$$W_s \text{ aktual} = 13377701,0 \quad \text{kJ/h}$$

Aliran 6a

T = 125,2 °C = 398,33 K

P = 10,5 bar

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	105,2	0,00	0
CO2	44,010	87375,653	1985,3591	90,6	-781814546,67	7919499,069
Methane	16,043	15564,233	970,15729	238,1	-72664781,24	3706619,916
Ethane	30,070	0,000	0	195,8	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	191,4	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	191,1	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	191,8	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	189,2	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	190,7	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	188,7	0,00	0
H2S	34,081	1848,522	54,239064	102,6	-1094544,31	189693,7379
H2O	18,015	234,056	12,992257	188,6	-3141709,70	44140,7987
Oxygen	32,000	0,000	0	92,9	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	65,2	0,00	0
Total		105022,46	3022,7477		-858715581,9	11859953,52

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,6568061	73,7	304,1	0,2389	48,41	199,735	0,1569
Methane	0,3209521	46,407	190,7	0,0115	14,89	61,2053	0,0037
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0,0179436	90,078	373,6	0,0810	1,616	6,70374	0,0015
H2O	0,0042982	221,2	647,3	0,3440	0,951	2,7822	0,0015
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				65,87	270,426	0,1636

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,103	0,015	0,9390	0,001	5,0060	0,996	0,9957	0,0000	0,0011

Hr = -32,58813 kJ/kmol = -98505,70416 kJ/h

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,473	0,159	0,7527	0,008	3,0037	0,984	0,9834	-0,001	0,0085

$$H_r = -198,5237 \text{ kJ/kmol} = -600087,203 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = -501581,4988 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Tm	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 598624,5625 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <6a>

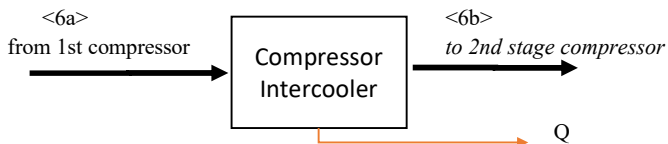
$$\begin{aligned} \Delta H_{<6a>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -846758585,3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B11. Neraca Energi *1st Stage Compressor*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_6	-860136286,3	ΔH_{6a}	-846758585,3
W_s	13377701,0		
Total	-846758585,3	Total	-846758585,3

3b) Intercooler

Fungsi : Mendinginkan gas dari 1st stage compressor menjadi 38C



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<6a>		<6b>	
T (C)	125,2		38,00	
P (bar)	10,5		10,2	
Fasa	Gas		Gas	

Aliran 6b

T = 38,0 °C = 311,15 K P = 10,2 bar

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	13,54	0,00	0
CO2	44,010	87376,108	1985,3694	11,37	-781818626,52	993081,9618
Methane	16,043	15572,378	970,66496	29,35	-72702805,78	457032,0811
Ethane	30,070	0,000	0	23,16	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	22,43	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	22,19	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	22,31	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	21,87	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	22,17	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	21,86	0,00	0
H2S	34,081	1848,521	54,239057	13,11	-1094544,17	24226,25243
H2O	18,015	234,056	12,992257	24,26	-3141709,70	5677,229796
Oxygen	32,000	0,000	0	11,87	0,00	0
SO2	64,063	0,00	0	8,123	0,00	0
Total		105031,06	3023,2657		-858757686,2	1480017,525

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,656697	73,7	304,1	0,2389	48,4	199,702	0,1569
Methane	0,3210651	46,407	190,7	0,0115	14,9	61,2268	0,0037
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0,0179406	90,078	373,6	0,0810	1,616	6,70259	0,0015
H2O	0,0042974	221,2	647,3	0,3440	0,951	2,78172	0,0015
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				65,86	270,413	0,1635

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,103	0,015	0,9390	0,001	5,0056	0,996	0,9957	0,0000	0,0011

Hr = -32,58608 kJ/kmol = -98516,37274 kJ/h

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,151	0,154	0,9120	0,010	4,6586	0,962	0,9615	0,0000	0,0107

$$Hr = -313,661 \text{ kJ/kmol} = -948280,4211 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -849764,0484 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 598624,5625 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <6b>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<6b>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -857528808,1 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$\# Q = \Delta H_{6a} - \Delta H_{6b}$$

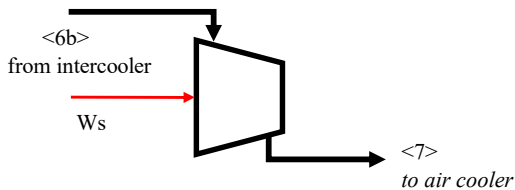
$$= 10770222,8 \text{ kJ/h}$$

Tabel B12. Neraca Energi *Intercooler*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{6a}	-846758585,3	ΔH_{6b}	-857528808,1
		Q	10770222,8
Total	-846758585,3	Total	-846758585,3

3c) 2nd Stage Compressor

Fungsi : Menaikkan tekanan aliran 1st stage permeate menjadi 10,5 bar



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<6b>		<7>	
T (C)	38,0		144,59	
P (bar)	10,2		30,1	
Fasa	Gas		Gas	

Aliran 6b

T = 38,00 °C = 311,2 K P = 10,2 bar

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	13,54	0,00	0
CO2	44,010	87376,108	1985,3694	11,37	-781818626,52	993081,9618
Methane	16,043	15572,378	970,66496	29,35	-72702805,78	457032,0811
Ethane	30,070	0,000	0	23,16	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	22,43	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	22,19	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	22,31	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	21,87	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	22,17	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	21,86	0,00	0
H2S	34,081	1848,521	54,239057	13,11	-1094544,17	24226,25243
H2O	18,015	234,056	12,992257	24,26	-3141709,70	5677,229796
Oxygen	32,000	0,000	0	11,87	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	8,12	0,00	0
Total		105031,06	3023,2657		-858757686,2	1480017,525

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,656697	73,7	304,1	0,2389	48,4	199,702	0,1569
Methane	0,3210651	46,407	190,7	0,0115	14,9	61,2268	0,0037
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0,0179406	90,078	373,6	0,0810	1,616	6,70259	0,0015
H2O	0,0042974	221,2	647,3	0,3440	0,951	2,78172	0,0015
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				65,86	270,413	0,1635

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	l
1,103	0,015	0,9390	0,001	5,0056	0,996	0,9957	0,0000	0,0011

$$H_r = -32,58608 \text{ /kmol} = -98516,37274 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,151	0,154	0,9120	0,010	4,6586	0,962	0,9615	0,0000	0,0107

$$H_r = -313,661 \text{ /kmol} = -948280,4211 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = -849764,0484 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 598624,5625 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <6b>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<6b>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -857528808,1 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

> Perhitungan T keluaran compressor menggunakan kerja isoentropic

$$T = 121,9 \text{ }^\circ\text{C} = 395,03 \text{ K} \quad P = 30,1 \text{ bar}$$

#5 Perhitungan T keluaran compressor menggunakan W Isoentropic

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔSig (kJ/kg.K)	ΔSig (kJ/K)
Nitrogen	28,010	0,00	0	-0,07	0,00
CO2	44,010	87376,11	1985,3694	0,01	959,85
Methane	16,043	15572,38	970,66496	0,01	86,45
Ethane	30,070	0,00	0	0,17	0,00
Propane	44,097	0,00	0	0,25	0,00
i-Butane	58,124	0,00	0	0,30	0,00
n-Butane	58,124	0,00	0	0,30	0,00
i-Pentane	72,151	0,00	0	0,33	0,00
n-Pentane	72,151	0,00	0	0,33	0,00
n-Hexane	86,178	0,00	0	0,35	0,00
H2S	34,081	1848,52	54,239057	-0,02	-38,12
H2O	18,015	234,06	12,992257	-0,05	-12,28
Oxygen	32,000	0,00	0	-0,06	0,00
SO2	64,063	0,00	0	0,015	0,00
Total		105031,06	3023,2657		995,9

> Perhitungan Sr
S1R

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,151	0,154	0,9120	0,010	4,659	0,962	0,962	0,0000	0,0107

$$S1R = -2084,9 \text{ kJ/K}$$

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,461	0,458	0,8498	0,024	3,419	0,942	0,942	0,0000	0,0252

$$S2R = -3080,8 \text{ kJ/K} \quad H2R = -1795814 \text{ KJ/h}$$

> $\Delta S = \Delta Sig + S2R - S1R$

$$\Delta S = 0,0 \text{ kJ/K}$$

$$T7 \text{ Isoentropic} = 121,9 \text{ }^\circ\text{C} = 395,03 \text{ K}$$

#5 Perhitungan W isoentropic

> Hig

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	88,1	0,00	0
CO2	44,010	87376,108	1985,3694	76,2	-781818626,52	6656109,185
Methane	16,043	15572,378	970,66496	200,5	-72702805,78	3121912,567
Ethane	30,070	0,000	0	165,5	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	162,0	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	161,9	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	162,5	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	160,4	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	161,5	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	159,9	0,00	0
H2S	34,081	1848,521	54,239057	86,1	-1094544,17	159099,7324
H2O	18,015	234,056	12,992257	158,1	-3141709,70	36993,33176
Oxygen	32,000	0,000	0	77,9	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	54,8	0,00	0
Total		105031,06	3023,2657		-858757686,2	9974114,817

$$\begin{aligned} Ws \text{ isoentropic} &= H2ig - H1ig + H2R - H1R \\ &= 9126580,878 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$Ws \text{ aktual} = 12168774,5 \text{ kJ/h}$$

Aliran 7

T = 144,6 °C = 417,74 K

P = 30,1 bar

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	125,7	0,00	0
CO2	44,010	87376,108	1985,3694	109,0	-781818626,52	9521862,295
Methane	16,043	15572,378	970,66496	287,8	-72702805,78	4482079,247
Ethane	30,070	0,000	0	238,5	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	233,3	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	233,3	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	234,0	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	231,1	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	232,6	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	230,3	0,00	0
H2S	34,081	1848,521	54,239057	123,0	-1094544,17	227319,9837
H2O	18,015	234,056	12,992257	225,6	-3141709,70	52812,35943
Oxygen	32,000	0,000	0	111,2	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	78,5	0,00	0
Total		105031,06	3023,2657		-858757686,2	14284073,89

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,656697	73,7	304,1	0,2389	48,4	199,702	0,1569
Methane	0,3210651	46,407	190,7	0,0115	14,9	61,2268	0,0037
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0,0179406	90,078	373,6	0,0810	1,616	6,70259	0,0015
H2O	0,0042974	221,2	647,3	0,3440	0,951	2,78172	0,0015
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				65,86	270,413	0,1635

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,103	0,015	0,9390	0,001	5,0056	0,9957	0,9957	0,0000	0,0011

$$H_r = -32,58627 \text{ kJ/kmol} = -98516,96098 \text{ kJ/h}$$

> T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,545	0,458	0,7216	0,023	2,7457	0,962	0,9617	0,0001	0,0234

$$Hr = -523,7922 \text{ kJ/kmol} = -1583562,865 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -1485045,904 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 598624,5625 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <7>

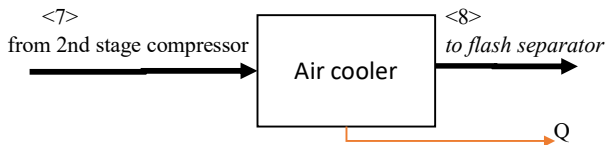
$$\begin{aligned} \Delta H_{<7>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -845360033,6 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B13. Neraca Energi 2nd Stage Compressor

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{6b}	-857528808,1	ΔH_7	-845360033,6
Ws	12168774,5		
Total	-845360033,6	Total	-845360033,6

4. Air Cooler (E-122 A,B)

Fungsi : Mendinginkan gas dari 2nd stage compressor menjadi 38C



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<7>		<8>	
T (C)	144,6		38,00	
P (bar)	30,1		30,0	
Fasa	Gas		Gas/liquid	

> Karena aliran 8 memiliki 2 fasa. Maka entalpi aliran 8 dihitung dari entalpi output gas dan output liquid dari flash separator

$$\# \quad Q = \Delta H7 - \Delta H8$$

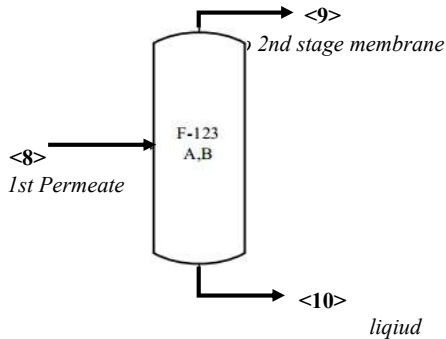
$$Q = 14440893,3 \quad \text{kJ/h}$$

Tabel B14. Neraca Energi Air Cooler

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
$\Delta H7$	-845360033,6	$\Delta H8$	-859800927,0
		Q	14440893,3
Total	-845360033,6	Total	-845360033,6

9. Flash Drum (F-123 A,B)

Fungsi : Memisahkan komponen gas dan liquid



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<8>		<9>	<10>
T (C)	38,0		38,00	38,00
P (bar)	30,0		30,0	30,0
Fasa	Gas/liquid		Gas	Liquid

Aliran 9

$$T = 38,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K} \quad P = 30,0 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH^{ig} (kJ/kg)	ΔH^f (kJ/h)	ΔH^{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	13,54	0,00	0
CO2	44,010	87374,606	1985,3353	11,37	-781805183,96	993064,8868
Methane	16,043	15564,233	970,15729	29,35	-72664781,20	456793,0469
Ethane	30,070	0,000	0	23,16	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	22,43	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	22,19	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	22,31	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	21,87	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	22,17	0,00	0

n-Hexane	86,178	0,000	0	21,86	0,00	0
H2S	34,081	1848,452	54,237032	13,11	-1094503,30	24225,34782
H2O	18,015	167,840	9,3166823	24,26	-2252904,22	4071,112931
Oxygen	32,000	0,000	0	11,87	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	8,12	0,00	0
Total		104955,13	3019,0463		-857817372,7	1478154,394

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,6576035	73,7	304,1	0,2389	48,47	199,977	0,1571
Methane	0,3213456	46,407	190,7	0,0115	14,91	61,2803	0,0037
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0,017965	90,078	373,6	0,0810	1,618	6,71171	0,0015
H2O	0,003086	221,2	647,3	0,3440	0,683	1,99754	0,0011
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				65,68	269,967	0,1633

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,104	0,015	0,9379	0,001	4,9920	0,996	0,9957	0,0000	0,0011

$$Hr = -32,52877 \text{ kJ/kmol} = -98205,86623 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,153	0,457	0,9109	0,031	4,6457	0,885	0,8846	0,000	0,0337

$$Hr = -969,3935 \text{ kJ/kmol} = -2926643,907 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -2828438,041 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	$\Delta Hnlv$ (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 429270,6628 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <9>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<9>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -858738385,7 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 10

$$T = 38,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K} \quad P = 30,0 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	13,54	0,00	0
CO2	44,010	1,046	0,0237759	11,37	-9362,71	11,89271141
Methane	16,043	0,000	4,47E-07	29,35	-0,03	0,00021047
Ethane	30,070	0,000	0	23,16	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	22,43	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	22,19	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	22,31	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	21,87	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	22,17	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	21,86	0,00	0
H2S	34,081	0,069	0,0020325	13,11	-41,02	0,907850685
H2O	18,015	66,215	3,6755749	24,26	-888805,48	1606,116865
Oxygen	32,000	0,000	0	11,87	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	8,12	0,00	0
Total		67,33	3,7013838		-898209,2	1618,917638

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,0064235	73,7	304,1	0,2389	0,473	1,95339	0,0015
Methane	1,208E-07	46,407	190,7	0,0115	6E-06	2,3E-05	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0,0005491	90,078	373,6	0,0810	0,049	0,20516	0,0000
H2O	0,9930272	221,2	647,3	0,3440	219,7	642,786	0,3416
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000

Total	1		220,2	644,944	0,3432
--------------	---	--	-------	---------	--------

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,462	0,005	1,6362	0,001	20,804	0,985	0,9847	0,0001	0,0008

$$Hr = -103,7413 \text{ kJ/kmol} = -383,9865071 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,482	0,136	1,6037	0,022	19,538	0,025	0,0248	0,000	0,5631

$$Hr = -49426,66 \text{ kJ/kmol} = -182947,0567 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -182563,0702 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	Tr op	ΔH_{nlv}	$\frac{\Delta H_{lv}}{T_{ref}}$	ΔH_{lv} Top
CO2	304,1	73,7	194,6	0,640		1	20019,1		0
Methane	190,7	46,4068	111,63	0,585		1	8305,1		0
H2S	373,6	90,0779	213,5	0,571		0,833	18855		13184,333
H2O	647,3	221,2	373,1	0,576	0,461	0,481	42030,2	46075	45415,898

$$\Delta H_{lv} = 16611,96682 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <10>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<10>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -1062541,3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B15. Neraca Energi *Flash Drum*

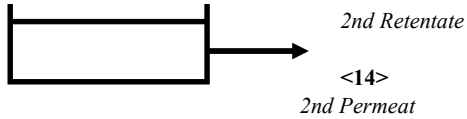
Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_8	-859800927,0	ΔH_9	-858738385,7
		ΔH_{10}	-1062541,3
Total	-859800927,0	Total	-859800927,0

6. 2nd Stage Membrane (H-120 A,B)

Fungsi : Recovery methane dari CO2 dan H2S



from air cooler



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<9>		<12>	<14>
T (C)	38,0		38,00	9,88
P (bar)	30,0		27,24	3
Fasa	Gas		Gas	Gas

Aliran 12

$$T = 38,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K} \quad P = 27,24 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH^{ig} (kJ/kg)	ΔH^f (kJ/h)	ΔH^{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	13,54	0,00	0
CO2	44,010	826,170	18,772335	11,37	-7392357,76	9389,923566
Methane	16,043	14757,072	919,84494	29,35	-68896385,65	433103,7595
Ethane	30,070	0,000	0	23,16	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	22,43	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	22,19	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	22,31	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	21,87	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	22,17	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	21,86	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	13,11	0,00	0
H2O	18,015	0,000	0	24,26	0,00	0
Oxygen	32,000	0,000	0	11,87	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	8,123	0,00	0
Total		15583,24	938,61727		-76288743,4	442493,6831

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,02	73,7	304,1	0,2389	1,474	6,082	0,0048
Methane	0,98	46,407	190,7	0,0115	45,48	186,885	0,0113
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000

H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0	221,2	647,3	0,3440	0	0	0,0000
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				46,95	192,967	0,0160

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,545	0,021	0,8153	0,001	3,1017	0,998	0,9977	0,0000	0,0011

$$Hr = -17,70604 \text{ /kmol} = -16619,19366 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,612	0,580	0,7961	0,028	2,9021	0,950	0,9495	0,0000	0,0286

$$Hr = -448,3193 \text{ kJ/kmol} = -420800,2142 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -404181,0206 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 0 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <12>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<12>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -76250430,7 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 14

$$T = 9,88 \text{ } ^\circ\text{C} = 283,0 \text{ K} \quad P = 3 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	-15,71	0,00	0
CO2	44,010	86548,436	1966,563	-13,07	-774412826,20	-1130835,123
Methane	16,043	807,161	50,312357	-33,64	-3768395,55	-27153,92248

Ethane	30,070	0,000	0	-26,13	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	-25,17	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	-24,80	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	-24,94	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	-24,38	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	-24,78	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	-24,40	0,00	0
H2S	34,081	1848,452	54,237032	-15,18	-1094503,30	-28052,1094
H2O	18,015	167,840	9,3166823	-28,15	-2252904,22	-4724,706884
Oxygen	32,000	0,000	0	-13,74	0,00	0
SO2	64,063	0,00	0	-9,31	0,00	0
Total		89371,89	2080,429		-781528629,3	-1190765,861

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,945268	73,7	304,1	0,2389	69,67	287,456	0,2259
Methane	0,0241836	46,407	190,7	0,0115	1,122	4,6118	0,0003
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0,0260701	90,078	373,6	0,0810	2,348	9,7398	0,0021
H2O	0,0044783	221,2	647,3	0,3440	0,991	2,89877	0,0015
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				74,13	304,706	0,2298

> pada Preference

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,978	0,013	1,0155	0,001	6,1004	0,995	0,9945	0,0000	0,0011

$$Hr = -41,42226 \text{ kJ/kmol} = -86176,08087 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,929	0,040	1,0525	0,003	6,6601	0,981	0,9806	0,000	0,0034

$$Hr = -136,5134 \text{ kJ/kmol} = -284006,5282 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = -197830,4474 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 429270,6628 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <14>

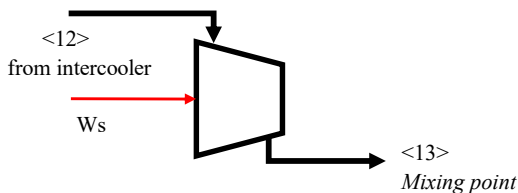
$$\begin{aligned} \Delta H_{<14>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -782487954,9 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B16. Neraca Energi *2nd Stage Membrane*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_9	-858738385,7	ΔH_{12}	-76250430,7
		ΔH_{14}	-782487954,9
Total	-858738385,7	Total	-858738385,7

7. Recycle Compressor (G-125 A,B)

Fungsi : Menaikkan tekanan aliran *2nd stage rententate* menjadi 30 bar



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<12>		<13>	
T (C)	38,00		46,63	
P (bar)	27,24		30,0	
Fasa	Gas		Gas	

Aliran 12

$$T = 38,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,2 \text{ K} \quad P = 27,2 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	13,54	0,00	0
CO2	44,010	826,170	18,772335	11,37	-7392357,76	9389,923566

Methane	16,043	14757,072	919,84494	29,35	-68896385,65	433103,7595
Ethane	30,070	0,000	0	23,16	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	22,43	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	22,19	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	22,31	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	21,87	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	22,17	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	21,86	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	13,11	0,00	0
H2O	18,015	0,000	0	24,26	0,00	0
Oxygen	32,000	0,000	0	11,87	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	8,12	0,00	0
Total		15583,24	938,61727		-76288743,4	442493,6831

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,02	73,7	304,1	0,2389	1,474	6,082	0,0048
Methane	0,98	46,407	190,7	0,0115	45,48	186,885	0,0113
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0	221,2	647,3	0,3440	0	0	0,0000
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				46,95	192,967	0,0160

> pada Preference

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,545	0,021	0,8153	0,001	3,1017	0,998	0,9977	0,0000	0,0011

$$Hr = -17,70598 \text{ /kmol} = -16619,13918 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,612	0,580	0,7961	0,028	2,9021	0,950	0,9495	0,000	0,0286

$$Hr = -447,8682 \text{ /kmol} = -420376,8025 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)
 $\Delta H_r = -403757,6633 \text{ kJ/h}$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$\Delta H_{lv} = 0 \text{ kJ/h}$

#4 Perhitungan ΔH stream <9>

$\Delta H_{<9>} = \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f$
 $= -76250007,4 \text{ kJ/h}$

> Perhitungan T keluaran compressor menggunakan kerja isoentropic

$T = 42,9 \text{ }^\circ\text{C} = 316,01 \text{ K}$ $P = 30,0 \text{ bar}$

#5 Perhitungan T keluaran compressor menggunakan W Isoentropic

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔSig (kJ/kg.K)	ΔSig (kJ/K)
Nitrogen	28,010	0,00	0	-0,01	0,00
CO2	44,010	826,17	18,772335	0,00	-3,79
Methane	16,043	14757,07	919,84494	-0,01	-216,67
Ethane	30,070	0,00	0	0,00	0,00
Propane	44,097	0,00	0	0,01	0,00
i-Butane	58,124	0,00	0	0,01	0,00
n-Butane	58,124	0,00	0	0,01	0,00
i-Pentane	72,151	0,00	0	0,02	0,00
n-Pentane	72,151	0,00	0	0,02	0,00
n-Hexane	86,178	0,00	0	0,02	0,00
H2S	34,081	0,00	0	-0,01	0,00
H2O	18,015	0,00	0	-0,02	0,00
Oxygen	32,000	0,00	0	-0,01	0,00
SO2	64,063	0,00	0	-0,003	0,00
Total		15583,24	938,61727		-220,5

> Perhitungan S_r

S_{1R}

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,612	0,580	0,7961	0,028	2,902	0,950	0,95	0,0000	0,0286

$S_{1R} = -947,3 \text{ kJ/K}$

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,638	0,639	0,8014	0,030	2,876	0,978	0,949	-0,0288	0,0301

$$S2R = -726,8 \text{ kJ/K} \quad H2R = -365007,5 \text{ KJ/h}$$

$$> \Delta S = \Delta S_{\text{Sig}} + S2R - S1R$$

$$\Delta S = 0,0 \text{ kJ/K}$$

$$T13 \text{ Isoentropis} = 42,9 \text{ }^\circ\text{C} = 316,01 \text{ K}$$

#5 Perhitungan W isoentropic

> Hig

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_{f} (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	5,07	0,00	0
CO2	44,010	826,170	18,772335	4,28	-7392357,76	3536,287334
Methane	16,043	14757,072	919,84494	11,08	-68896385,65	163500,5889
Ethane	30,070	0,000	0	8,83	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	8,57	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	8,50	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	8,54	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	8,39	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	8,49	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	8,38	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	4,91	0,00	0
H2O	18,015	0,000	0	9,08	0,00	0
Oxygen	32,000	0,000	0	4,45	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	3,064	0,00	0
Total		15583,24	938,61727		-76288743,4	167036,8763

$$W_s \text{ isoentropic} = H2_{\text{ig}} - H1_{\text{ig}} + H2R - H1R$$

$$= 222406,1676 \text{ kJ/h}$$

$$W_s \text{ aktual} = 278007,7 \text{ kJ/h}$$

Aliran 10

$$T = 46,6 \text{ }^\circ\text{C} = 319,78 \text{ K} \quad P = 30,0 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_{f} (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	22,54	0,00	0
CO2	44,010	826,170	18,772335	18,98	-7392357,76	15678,38701
Methane	16,043	14757,072	919,84494	49,06	-68896385,65	724019,7962

Ethane	30,070	0,000	0	38,89	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	37,72	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	37,36	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	37,55	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	36,84	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	37,32	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	36,82	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	21,84	0,00	0
H2O	18,015	0,000	0	40,39	0,00	0
Oxygen	32,000	0,000	0	19,79	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	13,57	0,00	0
Total		15583,24	938,61727		-76288743,4	739698,1832

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,02	73,7	304,1	0,2389	1,474	6,082	0,0048
Methane	0,98	46,407	190,7	0,0115	45,48	186,885	0,0113
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0	221,2	647,3	0,3440	0	0	0,0000
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				46,95	192,967	0,0160

> pada Preference

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,545	0,021	0,8153	0,001	3,1017	1,00	0,9977	0,0000	0,0011

$$Hr = -17,70601 \text{ /kmol} = -16619,17041 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,657	0,639	0,7837	0,030	2,7797	0,950	0,95	0,00	0,0306

$$Hr = -468,3204 \text{ kJ/kmol} = -439573,6243 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)
 $\Delta H_r = -422954,4538 \text{ kJ/h}$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$\Delta H_{lv} = 0 \text{ kJ/h}$

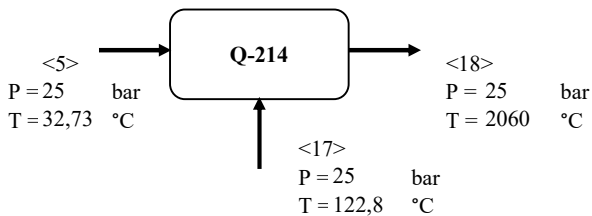
#4 Perhitungan ΔH stream <13>

$\Delta H_{<13>} = \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f$
 $= -75971999,7 \text{ kJ/h}$

Tabel B17. Neraca Energi *Recycle Compressor*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{12}	-76250007,4	ΔH_{13}	-75971999,7
Ws	278007,7		
Total	-75971999,7	Total	-75971999,7

8. Combustion Chamber (Q-213)



Aliran 5

$T = 32,73 \text{ °C} = 305,88 \text{ K}$ $P = 25 \text{ bar}$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	4725,9479	168,7236	8,04	0,00	38017,67062
CO2	44,010	3645,5357	82,834258	6,74	-32619302,53	24577,8463
Methane	16,043	54544,926	3399,9206	17,40	-123041852,52	948960,1724
Ethane	30,070	4889,0228	162,58805	13,69	-13777386,47	66926,46032
Propane	44,097	8505,5059	192,88174	13,25	-20038483,63	112660,2801
i-Butane	58,124	2263,6772	38,945654	13,09	-4914552,14	29640,63544
n-Butane	58,124	3126,2894	53,78655	13,16	-7239131,79	41156,77516
i-Pentane	72,151	1338,1443	18,546441	12,90	-2867094,32	17264,03247

n-Pentane	72,151	936,65598	12,981885	13,08	-1901716,32	12253,79727
n-Hexane	86,178	905,86085	10,511509	12,90	-1758470,39	11683,43272
H2S	34,081	0,564617	0,0165669	7,78	-334,32	4,395138214
H2O	18,015	0	0	14,41	0,00	0
Oxygen	32,000	0	0	7,05	0,00	0
SO2	64,063	0	0	4,82	0,00	0
Total		84882,13	4141,7369		-208158324,4	1303145,498

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0,0407374	33,944	126,19	0,0400	1,383	5,14082	0,0016
CO2	0,0199999	73,7	304,1	0,2389	1,474	6,08196	0,0048
Methane	0,8208925	46,407	190,7	0,0115	38,09	156,543	0,0094
Ethane	0,039256	48,839	305,43	0,0986	1,917	11,9899	0,0039
Propane	0,0465703	42,567	369,9	0,1524	1,982	17,2262	0,0071
i-Butane	0,0094032	36,476	408,1	0,1848	0,343	3,83742	0,0017
n-Butane	0,0129865	37,966	425,2	0,2010	0,493	5,52184	0,0026
i-Pentane	0,0044779	33,336	460,4	0,2222	0,149	2,06163	0,0010
n-Pentane	0,0031344	33,751	469,6	0,2539	0,106	1,47192	0,0008
n-Hexane	0,0025379	30,316	507,9	0,3007	0,077	1,28902	0,0008
H2S	4E-06	90,078	373,6	0,0810	4E-04	0,00149	0,0000
H2O	0	221,2	647,3	0,3440	0	0	0,0000
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				46,02	211,166	0,0337

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,412	0,022	0,8459	0,001	3,5216	0,9970	0,997	0,0000	0,0012

$$Hr = -23,02596 \text{ /kmol} = -95367,44961 \text{ kJ/h}$$

> T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,449	0,543	0,8340	0,029	3,3841	0,9327	0,9326	-0,0001	0,0303

$$Hr = -560,3942 \text{ /kmol} = -2321005,165 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -2225637,715 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	$\Delta Hnlv$ (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 0 \quad \text{kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <5>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<5>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r \\ &= -922492,2 \quad \text{kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 17

$$T = 122,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 395,95 \text{ K} \quad P = 25 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	35653,891	1272,8986	102,6	0,00	3659307,415
CO2	44,010	0	0	88,4	0,00	0
Methane	16,043	0	0	232,1	0,00	0
Ethane	30,070	0	0	190,7	0,00	0
Propane	44,097	0	0	186,4	0,00	0
i-Butane	58,124	0	0	186,0	0,00	0
n-Butane	58,124	0	0	186,7	0,00	0
i-Pentane	72,151	0	0	184,2	0,00	0
n-Pentane	72,151	0	0	185,6	0,00	0
n-Hexane	86,178	0	0	183,6	0,00	0
H2S	34,081	0	0	100,1	0,00	0
H2O	18,015	0	0	184,1	0,00	0
Oxygen	32,000	9477,6165	296,17551	90,6	0,00	859108,0677
SO2	64,063	0	0	63,6	0,00	0
Total		45131,51	1569,0741		0,0	4518415,483

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0,8112419	33,944	126,19	0,0400	27,54	102,374	0,0324
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0	221,2	647,3	0,3440	0	0	0,0000
Oxygen	0,1887581	50,8	154,77	0,0190	9,589	29,2141	0,0036
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				37,13	131,588	0,0360

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
2,266	0,027	0,6128	0,001	1,5897	0,9995	0,9995	0,0000	0,0009

$$Hr = -7,167519 \text{ kJ/kmol} = -11246,36888 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
3,009	0,673	0,4681	0,017	0,9145	1,0024	1,0023	-0,0001	0,0171

$$Hr = -78,96046 \text{ kJ/kmol} = -123894,8161 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -112648,4473 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Tm	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 0 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <17>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<17>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr \\ &= 4405767,0 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 18

$$T = 1945 \text{ }^\circ\text{C} = 2218,6 \text{ K} \quad P = 25 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	1003498,4	35826,4334	2285,6	0,00	2293566354
CO2	44,010	219090,789	4978,20471	2382,9	-2026173334,20	522064060,8
Methane	16,043	0	0	11972,7	0,00	0
Ethane	30,070	0	0	12085,1	0,00	0
Propane	44,097	0	0	8163,5	0,00	0
i-Butane	58,124	0	0	8916,4	0,00	0
n-Butane	58,124	0	0	7700,9	0,00	0
i-Pentane	72,151	0	0	7731,6	0,00	0
n-Pentane	72,151	0	0	7625,0	0,00	0
n-Hexane	86,178	0	0	7612,8	0,00	0
H2S	34,081	0	0	2822,6	0,00	0

H2O	18,015	158273,547	8785,65346	4900,8	-2190300106,84	775666158,5
Oxygen	32,000	6060,60588	189,393934	2074,0	0,00	12569495,11
SO2	64,063	1,06132949	0,01656697	1685,2	-4922,05	1788,546646
Total		1386924,40	49779,7021		-4216478363,1	3603867857

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ωp
Nitrogen	0,7196996	33,944	126,19	0,0400	24,43	90,8218	0,0288
CO2	0,1000047	73,7	304,1	0,2389	7,37	30,4114	0,0239
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0,1764907	221,2	647,3	0,3440	39,04	114,242	0,0607
Oxygen	0,0038046	50,8	154,77	0,0190	0,193	0,58884	0,0001
SO2	3,328E-07	78,7	430,8	0,2560	3E-05	0,00014	0,0000
Total	1				71,03	236,064	0,1135

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,263	0,014	0,8693	0,001	4,0457	0,9974	0,9974	0,0000	0,0009

$$Hr = -20,48286 \text{ kJ/kmol} = -1019630,787 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
9,398	0,352	0,0164	0,003	0,0103	1,0024	1,0029	0,0005	0,0029

$$Hr = 42,43851 \text{ kJ/kmol} = 2112576,405 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = 3132207,191 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Tm	Tr ref	$\Delta Hnlv$ (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta Hlv = 404803249,5 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <18>

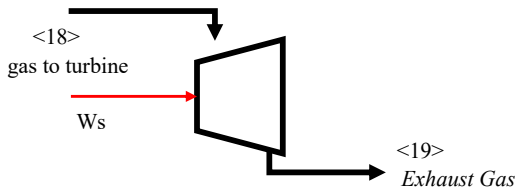
$$\begin{aligned} \Delta H_{<18>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r \\ &= 4011803313,5 \quad \text{kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B18. Neraca Energi *Combustion Chamber*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_5	-922492,2	ΔH_{18}	4011803313,5
ΔH_{17}	4405767,0	ΔH_f	-4008320038,7
Total	3483274,8	Total	3483274,8

9. Gas Turbine (N-210)

Fungsi : Menghasilkan energi dari gas yang telah dibakar



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<18>		<19>	
T (C)	2060		1243,24	
P (bar)	25,0		1,02	
Fasa	Gas		Gas	

Aliran 18

$$T = 2060 \text{ } ^\circ\text{C} = 2332,7 \text{ K} \quad P = 25,0 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	1,0,E+06	35826,433	2434	0,00	2442403795
CO2	44,010	2,2,E+05	4978,2047	2542	-1960367233,9	557018499,7
Methane	16,043	0,000	0	14314	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	14821	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	8991	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	10140	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	8289	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	8346	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	8212	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	8216	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	3094	0,00	0
H2O	18,015	1,6,E+05	8785,6535	5394	-2124494006,5	853652852,1
Oxygen	32,000	6060,606	189,39393	2197	0,00	13315110,19
SO2	64,063	1,061	0,016567	1820	-4922,05	1932,030545
Total		1,E+06	49779,702		-4084866162,4	3866392189

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ωp
Nitrogen	0,7196996	33,944	126,19	0,0400	24,43	90,8218	0,0288
CO2	0,1000047	73,7	304,1	0,2389	7,37	30,4114	0,0239
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0,1764907	221,2	647,3	0,3440	39,04	114,242	0,0607
Oxygen	0,0038046	50,8	154,77	0,0190	0,193	0,58884	0,0001
SO2	3,328E-07	78,7	430,8	0,2560	3E-05	0,00014	0,0000
Total	1				71,03	236,064	0,1135

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,263	0,014	0,8693	0,001	4,0457	0,997	0,9974	0,0000	0,0009

$$H_r = -20,48289 \text{ kJ/kmol} = -1019632,035 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
9,882	0,352	0,0291	0,003	0,0173	1,003	1,0027	0,0000	0,0028

$$H_r = 50,458973 \text{ kJ/kmol} = 2511832,655 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = 3531464,69 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Tm	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 404803249,5 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <9>

$$\Delta H_{<9>} = \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f$$

$$= 189860740,3 \text{ kJ/h}$$

> Perhitungan T keluaran compressor menggunakan kerja isentropic
 $T = 943 \text{ } ^\circ\text{C} = 1215,9 \text{ K}$ $P = 1,02 \text{ bar}$

#5 Perhitungan T keluaran compressor menggunakan W Isoentropic

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔSig (kJ/kg.K)	ΔSig (kJ/K)
Nitrogen	28,010	1,E+06	35826,433	0,13	133969,1
CO2	44,010	219090,79	4978,2047	-0,28	-61080,3
Methane	16,043	0,00	0	-4,18	0,00
Ethane	30,070	0,00	0	-5,30	0,00
Propane	44,097	0,00	0	-2,80	0,00
i-Butane	58,124	0,00	0	-3,50	0,00
n-Butane	58,124	0,00	0	-2,62	0,00
i-Pentane	72,151	0,00	0	-2,74	0,00
n-Pentane	72,151	0,00	0	-2,68	0,00
n-Hexane	86,178	0,00	0	-2,74	0,00
H2S	34,081	0,00	0	-0,34	0,00
H2O	18,015	158273,55	8785,6535	-0,46	-73495,7
Oxygen	32,000	6060,61	189,39393	0,10	607,09
SO2	64,063	1,06	0,016567	-0,214	-0,23
Total		1,E+06	49779,702		-0,1

> Perhitungan Sr
 # S1R

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
9,882	0,352	0,0291	0,003	0,017	1,003	1,003	0,0000	0,0028

$$S1R = -50,1 \text{ kJ/K}$$

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
5,151	0,014	0,2750	0,000	0,314	1,000	1	0,0000	0,0002

$$S2R = -50,1 \text{ kJ/K} \quad H2R = 14150,567 \text{ KJ/h}$$

> $\Delta S = \Delta\text{Sig} + S2R - S1R$

$$\Delta S = 0,00 \text{ kJ/K}$$

$$T19 \text{ Isoentropic} = 942,7 \text{ } ^\circ\text{C} = 1215,9 \text{ K}$$

#5 Perhitungan W isentropic

> Hig

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔHig (kJ/kg)	ΔHf (kJ/h)	ΔHig (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	1,E+06	35826,433	-1405	0,00	-1409572019

CO2	44,010	219090,79	4978,2047	-1520	-1,96,E+09	-333069150,4
Methane	16,043	0,000	0	-1,1,E+04	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	-1,2,E+04	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	-5996	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	-7166	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	-5325	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	-5395	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	-5276	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	-5301	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	-1970	0,00	0
H2O	18,015	158273,55	8785,6535	-3437	-2,12,E+09	-543989583,4
Oxygen	32,000	6060,606	189,39393	-1249	0,00	-7572097,68
SO2	64,063	1,061	0,016567	-1097	-4922,05	-1163,817526
Total		1,E+06	49779,702		-4,08,E+09	-2294204014

$$W_s \text{ isoentropic} = H2ig - H1ig + H2R - H1R \\ = -2296701696 \quad \text{kJ/h}$$

$$W_s \text{ aktual} = -1722526272,0 \quad \text{kJ/h}$$

Aliran 19

$$T = 1243,2 \quad ^\circ\text{C} = 1516 \quad \text{K} \quad P = 1,02 \quad \text{bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH^{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH^{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	1,E+06	35826,433	1394,46	0,00	1399342712
CO2	44,010	2,E+05	4978,2047	1417,14	-2,E+09	310483308,8
Methane	16,043	0,000	0	4993,99	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	4515,70	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	4350,18	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	4317,31	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	4295,77	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	4277,29	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	4250,98	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	4219,75	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	1569,63	0,00	0
H2O	18,015	158274	8785,6535	2708,21	-2,E+09	428637273,3
Oxygen	32,000	6060,606	189,39393	1287,32	0,00	7801918,419
SO2	64,063	1,061	0,016567	989,688	-4922,05	1050,384598
Total		1386924	49779,702		-4,E+09	2146266263

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0,7196996	33,944	126,19	0,0400	24,43	90,8218	0,0288

CO2	0,1000047	73,7	304,1	0,2389	7,37	30,4114	0,0239
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0,1764907	221,2	647,3	0,3440	39,04	114,242	0,0607
Oxygen	0,0038046	50,8	154,77	0,0190	0,193	0,58884	0,0001
SO2	3,328E-07	78,7	430,8	0,2560	3E-05	0,00014	0,0000
Total	1				71,03	236,064	0,1135

> pada Preference

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,263	0,014	0,8693	0,001	4,0457	0,997	0,9974	0,0000	0,0009

$$Hr = -20,48289 \text{ /kmol} = -1019632,035 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
6,424	0,014	0,0262	0,000	0,0240	1,000	1,0002	0,0000	0,0002

$$Hr = 2,2395983 \text{ /kmol} = 111486,5378 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = 1131118,573 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 404803249,5 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <19>

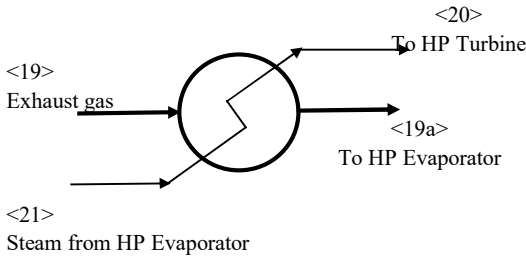
$$\begin{aligned} \Delta H_{<19>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -1532665531,7 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B19. Neraca Energi Gas Turbine

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{18}	189860740,3	ΔH_{19}	-1532665531,7
Ws	-1722526272,0		
Total	-1532665531,7	Total	-1532665531,7

10. Heat Recovery Steam Generator (P-310) HP Superheater

Fungsi : Menjadikan uap HP menjadi superheat HP



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<19>	<21>	<19a>	<20>
T (C)	1243,2	277,1	1058,56	517,85
P (bar)	1,02	60,14	1,02	60,00
Fasa	Gas	Sat. Steam	Gas	Sht. Steam

Aliran 19a

$$T = 1059 \text{ } ^\circ\text{C} = 1331,7 \text{ K} \quad P = 1,02 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	1,E+06	35826,433	1168,63	0,00	1172717195
CO2	44,010	219090,789	4978,2047	1172,38	-2,E+09	256857532,9
Methane	16,043	0,000	0	3991,56	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	3592,09	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	3505,36	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	3474,15	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	3465,16	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	3450,10	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	3431,24	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	3406,48	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	1292,22	0,00	0
H2O	18,015	158273,547	8785,6535	2239,85	-2,E+09	354508446,7
Oxygen	32,000	6060,606	189,39393	1077,91	0,00	6532775,015
SO2	64,063	1,061	0,016567	825,334	-4922,05	875,9515003
Total		1386924,40	49779,702		-4,E+09	1790616826

! Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ωp
Nitrogen	0,7196996	33,944	126,19	0,0400	24,43	90,8218	0,0288
CO2	0,1000047	73,7	304,1	0,2389	7,37	30,4114	0,0239

Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0,1764907	221,2	647,3	0,3440	39,04	114,242	0,0607
Oxygen	0,0038046	50,8	154,77	0,0190	0,193	0,58884	0,0001
SO2	3,328E-07	78,7	430,8	0,2560	3E-05	0,00014	0,0000
Total	1				71,03	236,064	0,1135

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,263	0,014	0,8693	0,001	4,0457	0,9974	0,9974	0,0000	0,0009

$$Hr = -20,48284 \text{ kJ/kmol} = -1019629,469 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
5,641	0,014	0,0620	0,000	0,0646	1,000	1,0002	0,0000	0,0002

$$Hr = 1,680282 \text{ kJ/kmol} = 83643,93525 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = 1103273,404 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Tm	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 404803249,5 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <19a>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<19a>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -1888342814,1 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 21

T = 277,1 °C = 550,26 K

P = 60,14 bar

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	268,19	0,00	0
CO2	44,010	0,000	0	240,39	0,00	0
Methane	16,043	0,000	0	662,63	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	571,56	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	559,50	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	562,80	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	562,09	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	557,82	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	558,72	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	554,60	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	266,81	0,00	0
H2O	18,015	603250,000	33485,984	484,30	-8,E+09	292154524,2
Oxygen	32,000	0,000	0	239,60	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	173,864	0,00	0
Total		603250,00	33485,984		-8,E+09	292154524,2

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Preference

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,9846	0,9846	0,0000	0,0008

$$H_r = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -3485306,697 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,850	0,272	1,1409	0,025	7,8884	0,801	0,8012	-0,0001	0,0301

$$H_r = -2878,502 \text{ kJ/kmol} = -96389487,81 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = -92904181,11 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 1542882968 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <21>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<21>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -6355246399,8 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 20

$$T = 517,9 \text{ } ^\circ\text{C} = 791 \text{ K} \quad P = 60,00 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	535,02	0,00	0
CO2	44,010	0,000	0	503,12	0,00	0
Methane	16,043	0,000	0	1508,58	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	1346,62	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	1310,91	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	1317,49	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	1309,26	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	1303,79	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	1300,07	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	1292,28	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	551,82	0,00	0
H2O	18,015	603250,000	33485,984	983,58	-8,E+09	593343597
Oxygen	32,000	0,000	0	485,04	0,00	0

SO2	64,063	0,000	0	363,103	0,00	0
Total		603250,00	33485,984		-8,E+09	593343597

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ωp
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,9846	0,9846	0,0000	0,0008

$$Hr = -104,0826 \text{ /kmol} = -3485306,697 \text{ kJ/h}$$

> T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,222	0,271	0,8243	0,017	3,9650	0,949	0,9489	0,0000	0,0179

$$Hr = -1251,308 \text{ kJ/kmol} = -41901278,28 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -38415971,58 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	$\Delta Hnlv$ (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 1542882968 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <20>

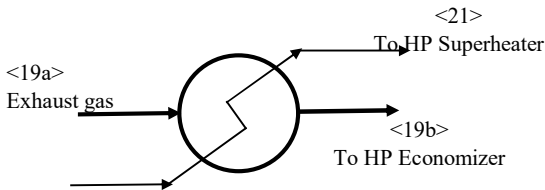
$$\begin{aligned} \Delta H_{<20>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -5999569117,5 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B20. Neraca Energi HRSG HP Superheater

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{19}	-1532665531,7	ΔH_{19a}	-1888342814,1
ΔH_{21}	-6355246399,8	ΔH_{20}	-5999569117,5
Total	-7887911931,6	Total	-7887911931,6

16. Heat Recovery Stream Generator (P-310) HP Evaporator

Fungsi : HP water menjadi steam



<22>
Water from HP economizer

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<19a>	<22>	<19b>	<21>
T (C)	1059	277,1	538,45	277,11
P (bar)	1,02	60,49	1,019	60,14
Fasa	Gas	Sat. Liquid	Gas	Sat. Steam

Aliran 19b

$$T = 538 \text{ } ^\circ\text{C} = 811,6 \text{ K} \quad P = 1,019 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	1003498,40	35826,433	558,31	0,00	560267042,1
CO2	44,010	219090,79	4978,2047	526,83	-2,E+09	115424354,6
Methane	16,043	0,00	0	1590,19	0,00	0
Ethane	30,070	0,00	0	1421,45	0,00	0
Propane	44,097	0,00	0	1383,41	0,00	0
i-Butane	58,124	0,00	0	1389,70	0,00	0
n-Butane	58,124	0,00	0	1380,80	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,00	0	1375,17	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,00	0	1370,96	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,00	0	1362,75	0,00	0

H2S	34,081	0,00	0	577,64	0,00	0
H2O	18,015	158273,55	8785,6535	1028,14	-2,E+09	162726989,3
Oxygen	32,000	6060,61	189,39393	506,70	0,00	3070911,136
SO2	64,063	1,06	0,016567	379,985	-4922,05	403,2892513
Total		1386924,40	49779,702		-4,E+09	841489700,4

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ωp
Nitrogen	0,7196996	33,944	126,19	0,0400	24,43	90,8218	0,0288
CO2	0,1000047	73,7	304,1	0,2389	7,37	30,4114	0,0239
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0,1764907	221,2	647,3	0,3440	39,04	114,242	0,0607
Oxygen	0,0038046	50,8	154,77	0,0190	0,193	0,58884	0,0001
SO2	3,328E-07	78,7	430,8	0,2560	3E-05	0,00014	0,0000
Total	1				71,03	236,064	0,1135

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,263	0,014	0,8693	0,001	4,0457	0,9974	0,9974	0,0000	0,0009

$$Hr = -20,48284 \text{ kJ/kmol} = -1019629,469 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
3,438	0,014	0,2846	0,000	0,4866	1,000	1,0002	0,0000	0,0003

$$Hr = -0,89958 \text{ kJ/kmol} = -44780,80163 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = 974848,6672 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	$\Delta Hnlv$ (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 404803249,5 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <19b>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<19b>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -2837598363,9 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 22

$$T = 277,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 550,25 \text{ K} \quad P = 60,49 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	268,18	0,00	0
CO2	44,010	0,000	0	240,38	0,00	0
Methane	16,043	0,000	0	662,60	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	571,53	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	559,48	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	562,78	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	562,07	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	557,79	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	558,69	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	554,58	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	266,80	0,00	0
H2O	18,015	603250,000	33485,984	484,28	-8,E+09	292142829,8
Oxygen	32,000	0,000	0	239,59	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	173,856	0,00	0
Total		603250,00	33485,984		-8,E+09	292142829,8

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,9846	0,9846	0,0000	0,0008

$$Hr = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -3485306,697 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,850	0,273	1,1409	0,025	7,8887	0,800	0,7998	0,0000	0,0304

$$Hr = -2900,184 \text{ kJ/kmol} = -97115514,68 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -93630207,98 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	Tr op	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} Tref	ΔH_{lv} T op
H2O	647,3	221,2	373,1	0,576	0,461	0,850	42030,2	46075,49	28326

$$\Delta H_{lv} = 594365139,8 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <22>

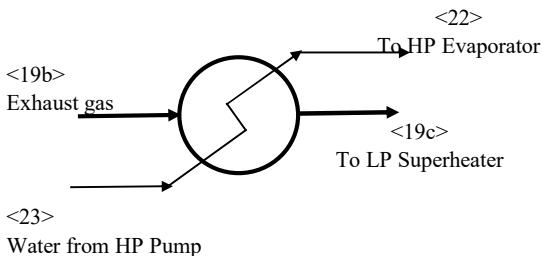
$$\begin{aligned} \Delta H_{<22>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -7304501949,7 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B21. Neraca Energi HRSG HP Evaporator

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{19a}	-1888342814,1	ΔH_{21}	-6355246399,8
ΔH_{22}	-7304501949,7	ΔH_{19b}	-2837598363,9
Total	-9192844763,8	Total	-9192844763,8

17. Heat Recovery Steam Generator (P-310) HP Economizer

Fungsi : Memanaskan HP water menjadi liquid jenuh



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<19b>	<23>	<19c>	<22>
T (C)	538	159,8	322,09	277,10
P (bar)	1,019	60,83	1,017	60,49
Fasa	Gas	Liquid	Gas	Sat. Liquid

Aliran 19c

$$T = 322 \text{ }^{\circ}\text{C} = 595,24 \text{ K} \quad P = 1,017 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH^{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH^{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	1003498,40	35826,433	317,27	0,00	318379085,2
CO2	44,010	219090,79	4978,2047	287,29	-2,E+09	62942104,73
Methane	16,043	0,00	0	804,66	0,00	0
Ethane	30,070	0,00	0	700,75	0,00	0
Propane	44,097	0,00	0	685,25	0,00	0
i-Butane	58,124	0,00	0	689,78	0,00	0
n-Butane	58,124	0,00	0	688,00	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,00	0	683,49	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,00	0	683,77	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,00	0	679,08	0,00	0
H2S	34,081	0,00	0	317,68	0,00	0
H2O	18,015	158273,55	8785,6535	574,59	-2,E+09	90942372,15
Oxygen	32,000	6060,61	189,39393	284,31	0,00	1723080,392
SO2	64,063	1,06	0,016567	207,870	-4922,05	220,6186639
Total		1386924,40	49779,702		-4,E+09	473986863,1

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0,7196996	33,944	126,19	0,0400	24,43	90,8218	0,0288
CO2	0,1000047	73,7	304,1	0,2389	7,37	30,4114	0,0239
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0,1764907	221,2	647,3	0,3440	39,04	114,242	0,0607
Oxygen	0,0038046	50,8	154,77	0,0190	0,193	0,58884	0,0001
SO2	3,328E-07	78,7	430,8	0,2560	3E-05	0,00014	0,0000
Total	1				71,03	236,064	0,1135

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,263	0,014	0,8693	0,001	4,0457	0,9974	0,9974	0,0000	0,0009

$$Hr = -20,48284 \text{ kJ/kmol} = -1019629,469 \text{ kJ/h}$$

> T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
2,522	0,014	0,4609	0,000	1,0744	1,000	1	0,0000	0,0004

$$Hr = -4,315149 \text{ kJ/kmol} = -214806,8352 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = 804822,6336 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 404803249,5 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <19c>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<19c>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -3205271227,3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 23

$$T = 159,8 \text{ }^\circ\text{C} = 432,95 \text{ K} \quad P = 60,83 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	141,93	0,00	0
CO2	44,010	0,000	0	123,52	0,00	0
Methane	16,043	0,000	0	327,64	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	272,99	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	267,25	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	267,52	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	268,19	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	265,03	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	266,62	0,00	0

n-Hexane	86,178	0,000	0	264,08	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	139,05	0,00	0
H2O	18,015	603250	33485,984	254,81	-8,E+09	153715273,9
Oxygen	32,000	0,000	0	125,71	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	89,015	0,00	0
Total		603250,00	33485,984		-8,E+09	153715273,9

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,9846	0,9846	0,0000	0,0008

$$Hr = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -3485306,697 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,669	0,275	1,3434	0,032	11,806	0,041	0,0407	-0,0006	0,5099

$$Hr = -41029,58 \text{ kJ/kmol} = -683504989,6 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -680019682,9 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	Tr op	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} Tref	ΔH_{lv} T _{op}
H2O	647,3	221,2	373,1	0,576	0,461	0,669	42030,2	46075,49	38278

$$\Delta H_{lv} = 951509307,4 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <23>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<23>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -7672174813,0 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

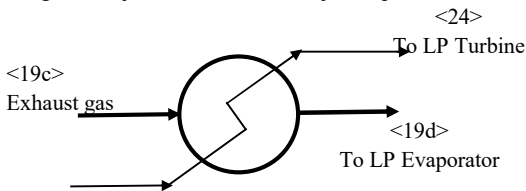
Tabel B22. Neraca Energi HRSG HP Economizer

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{19b}	-2837598363,9	ΔH_{22}	-7304501949,7
ΔH_{23}	-7672174813,0	ΔH_{19c}	-3205271227,3
Total	-10509773177,0	Total	-10509773177,0

0

18. Heat Recovery Steam Generator (P-310) LP Superheater

Fungsi : Menjadikan LP steam menjadi superheat LP



<25>

Steam from LP Evaporator

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<19c>	<25>	<19d>	<24>
T (C)	322	159,8	320,54	200,00
P (bar)	1,017	6,14	1,02	6,00
Fasa	Gas	Sat. Steam	Gas	Sht. Steam

Aliran 19d

$$T = 321 \text{ } ^\circ\text{C} = 593,69 \text{ K} \quad P = 1,02 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	1,E+06	35826,433	315,57	0,00	316674357,5
CO2	44,010	219090,79	4978,2047	285,65	-2,E+09	62583775,45
Methane	16,043	0,00	0	799,63	0,00	0
Ethane	30,070	0,00	0	696,16	0,00	0

Propane	44,097	0,00	0	680,79	0,00	0
i-Butane	58,124	0,00	0	685,28	0,00	0
n-Butane	58,124	0,00	0	683,54	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,00	0	679,04	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,00	0	679,35	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,00	0	674,67	0,00	0
H2S	34,081	0,00	0	315,91	0,00	0
H2O	18,015	158273,55	8785,6535	571,45	-2,E+09	90445929,41
Oxygen	32,000	6060,61	189,39393	282,76	0,00	1713677,92
SO2	64,063	1,06	0,016567	206,685	-4922,05	219,3610208
Total		1386924,40	49779,702		-4,E+09	471417959,7

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0,7196996	33,944	126,19	0,0400	24,43	90,8218	0,0288
CO2	0,1000047	73,7	304,1	0,2389	7,37	30,4114	0,0239
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0,1764907	221,2	647,3	0,3440	39,04	114,242	0,0607
Oxygen	0,0038046	50,8	154,77	0,0190	0,193	0,58884	0,0001
SO2	3,328E-07	78,7	430,8	0,2560	3E-05	0,00014	0,0000
Total	1				71,03	236,064	0,1135

> pada Treferece

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,263	0,014	0,8693	0,001	4,0457	0,9974	0,9974	0,0000	0,0009

$$Hr = -20,48284 \text{ kJ/kmol} = -1019629,469 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
2,515	0,014	0,4624	0,000	1,0808	1,000	1	0,0000	0,0004

$$Hr = -4,332042 \text{ kJ/kmol} = -215647,737 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = 803981,7318 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 404803249,5 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <19d>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<19d>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -3207840971,6 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 25

$$T = 159,8 \text{ }^\circ\text{C} = 432,91 \text{ K} \quad P = 6,14 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	141,89	0,00	0
CO2	44,010	0,000	0	123,48	0,00	0
Methane	16,043	0,000	0	327,54	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	272,91	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	267,17	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	267,44	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	268,11	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	264,95	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	266,54	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	264,00	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	139,01	0,00	0
H2O	18,015	31750,000	1762,4202	254,74	-4,E+08	8088095,622
Oxygen	32,000	0,000	0	125,68	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	88,990	0,00	0
Total		31750,00	1762,4202		-4,E+08	8088095,622

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000

i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,9846	0,9846	0,0000	0,0008

$$Hr = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -183437,1946 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,669	0,028	1,3435	0,003	11,808	0,965	0,9641	-0,0006	0,0033

$$Hr = -372,6334 \text{ kJ/kmol} = -656736,6098 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -473299,4152 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 81204366,76 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <25>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<25>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -337358716,6 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 24

$$T = 200,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 473,15 \text{ K} \quad P = 6,00 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH^{ig} (kJ/kg)	ΔH^f (kJ/h)	ΔH^{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	184,91	0,00	0
CO2	44,010	0,000	0	162,64	0,00	0
Methane	16,043	0,000	0	436,77	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	368,91	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	361,39	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	362,57	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	363,00	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	359,35	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	360,87	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	357,76	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	182,05	0,00	0
H2O	18,015	31750,000	1762,4202	332,53	-4,E+08	10557801,7
Oxygen	32,000	0,000	0	164,29	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	117,408	0,00	0
Total		31750,00	1762,4202		-4,E+08	10557801,7

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ωp
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> Reference

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,9846	0,9846	0,0000	0,0008

$$H^R = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -183437,1946 \text{ kJ/h}$$

> T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,731	0,027	1,2693	0,003	10,207	0,973	0,9729	0,0000	0,0030

$$Hr = -315,8715 \text{ kJ/kmol} = -556698,3605 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -373261,166 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Tm	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 81204366,76 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <24>

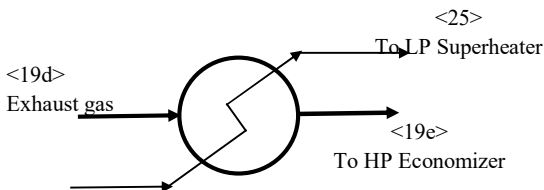
$$\begin{aligned} \Delta H_{<24>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -334788972,3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B23. Neraca Energi HRSG LP Superheater

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{25}	-3205271227,3	ΔH_{24}	-334788972,3
ΔH_{19c}	-337358716,6	ΔH_{19d}	-3207840971,6
Total	-3542629943,8	Total	-3542629943,8

19. Heat Recovery Steam Generator (P-310) LP Evaporator

Fungsi : HP water menjadi steam



<26>

Water from HP economizer

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<19d>	<26>	<19e>	<25>
T (C)	321	159,8	279,74	159,76
P (bar)	1,02	6,48	1,015	6,14
Fasa	Gas	Sat. Liquid	Gas	Sat. Steam

Aliran 19e

$T = 280 \text{ }^{\circ}\text{C} = 552,89 \text{ K}$

$P = 1,015 \text{ bar}$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	1,E+06	35826,433	271,05	0,00	271995903,2
CO2	44,010	219090,79	4978,2047	243,10	-2,E+09	53261210,68
Methane	16,043	0,00	0	670,71	0,00	0
Ethane	30,070	0,00	0	578,88	0,00	0
Propane	44,097	0,00	0	566,64	0,00	0
i-Butane	58,124	0,00	0	570,02	0,00	0
n-Butane	58,124	0,00	0	569,25	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,00	0	564,96	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,00	0	565,83	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,00	0	561,68	0,00	0
H2S	34,081	0,00	0	269,75	0,00	0
H2O	18,015	158273,55	8785,6535	489,53	-2,E+09	77480407,49
Oxygen	32,000	6060,61	189,39393	242,19	0,00	1467835,528
SO2	64,063	1,06	0,016567	175,828	-4922,05	186,611727
Total		1386924,40	49779,702		-4,E+09	404205543,5

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0,7196996	33,944	126,19	0,0400	24,43	90,8218	0,0288
CO2	0,1000047	73,7	304,1	0,2389	7,37	30,4114	0,0239
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0,1764907	221,2	647,3	0,3440	39,04	114,242	0,0607
Oxygen	0,0038046	50,8	154,77	0,0190	0,193	0,58884	0,0001
SO2	3,328E-07	78,7	430,8	0,2560	3E-05	0,00014	0,0000
Total	1				71,03	236,064	0,1135

> pada Preference

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,263	0,014	0,8693	0,001	4,0457	0,9974	0,9974	0,0000	0,0009

$$H_r = -20,48284 \text{ kJ/kmol} = -1019629,469 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
2,342	0,014	0,5046	0,000	1,2663	1,000	0,9999	-0,0001	0,0005

$$H_r = -4,978779 \text{ kJ/kmol} = -247842,1579 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = 771787,3109 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 404803249,5 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <19e>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<19e>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -3275085582,1 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 26

$$T = 159,8 \text{ }^\circ\text{C} = 432,95 \text{ K} \quad P = 6,48 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	141,93	0,00	0
CO2	44,010	0,000	0	123,52	0,00	0
Methane	16,043	0,000	0	327,64	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	272,99	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	267,25	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	267,52	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	268,19	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	265,03	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	266,62	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	264,08	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	139,05	0,00	0
H2O	18,015	31750,000	1762,4202	254,81	-4,E+08	8090277,573
Oxygen	32,000	0,000	0	125,71	0,00	0

SO2	64,063	0,000	0	89,015	0,00	0
Total		31750,00	1762,4202		-4,E+08	8090277,573

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ωp
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,9846	0,9846	0,0000	0,0008

$$Hr = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -183437,1946 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,669	0,029	1,3434	0,003	11,806	1,000	1	0,0000	0,0034

$$Hr = -250,3282 \text{ kJ/kmol} = -441183,4025 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -257746,2079 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	Tr op	$\Delta Hnlv$ (kJ/kmol)	ΔHlv Tref	ΔHlv Top
H2O	647,3	221,2	373,1	0,576	0,461	0,669	42030,2	46075,49	38278

$$\Delta H_{lv} = 13742021,04 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <26>

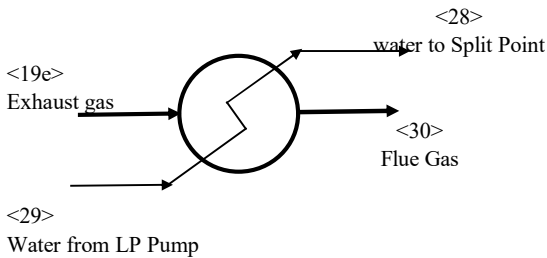
$$\begin{aligned} \Delta H_{<26>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -404603327,1 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B24. Neraca Energi HRSG LP Evaporator

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{19d}	-3207840971,6	ΔH_{19e}	-3275085582,1
ΔH_{26}	-404603327,1	ΔH_{25}	-337358716,6
Total	-3612444298,7	Total	-3612444298,7

20. Heat Recovery Steam Generator (P-310) LP Economizer

Fungsi : Memanaskan LP water menjadi liquid jenuh



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<19e>	<29>	<28>	<30>
T (C)	280	88,7	159,80	166,49
P (bar)	1,015	6,83	6,5	1,013
Fasa	Gas	Liquid	Liquid	Gas

Aliran 30

$$T = 166 \text{ } ^\circ\text{C} = 439,64 \text{ K} \quad P = 1,013 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	1,E+06	35826,433	149,06	0,00	149579957,9
CO2	44,010	219090,79	4978,2047	129,95	-2,E+09	28471743,01
Methane	16,043	0,00	0	345,39	0,00	0
Ethane	30,070	0,00	0	288,48	0,00	0
Propane	44,097	0,00	0	282,46	0,00	0
i-Butane	58,124	0,00	0	282,87	0,00	0
n-Butane	58,124	0,00	0	283,51	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,00	0	280,26	0,00	0

n-Pentane	72,151	0,00	0	281,85	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,00	0	279,21	0,00	0
H2S	34,081	0,00	0	146,14	0,00	0
H2O	18,015	158273,55	8785,6535	267,67	-2,E+09	42365761,34
Oxygen	32,000	6060,61	189,39393	132,10	0,00	800580,6142
SO2	64,063	1,06	0,016567	93,684	-4922,05	99,4293702
Total		1,E+06	49779,702		-4,E+09	221218142,3

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0,7196996	33,944	126,19	0,0400	24,43	90,8218	0,0288
CO2	0,1000047	73,7	304,1	0,2389	7,37	30,4114	0,0239
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	0,1764907	221,2	647,3	0,3440	39,04	114,242	0,0607
Oxygen	0,0038046	50,8	154,77	0,0190	0,193	0,58884	0,0001
SO2	3,328E-07	78,7	430,8	0,2560	3E-05	0,00014	0,0000
Total	1				71,03	236,064	0,1135

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,263	0,014	0,8693	0,001	4,0457	0,9974	0,9974	0,0000	0,0009

$$Hr = -20,48284 \text{ kJ/kmol} = -1019629,469 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,862	0,014	0,6413	0,001	2,0241	0,999	0,9994	0,0000	0,0006

$$Hr = -9,77951 \text{ kJ/kmol} = -486821,1017 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = 532808,3671 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H^{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH^{nlv} (kJ/kmol)	ΔH^{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 404803249,5 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <30>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<30>} &= \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -3458311962,3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 29

$$T = 88,7 \text{ }^\circ\text{C} = 361,89 \text{ K} \quad P = 6,83 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	66,68	0,00	0
CO2	44,010	0,000	0	56,87	0,00	0
Methane	16,043	0,000	0	148,14	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	119,88	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	116,87	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	116,31	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	116,83	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	114,99	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	116,13	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	114,77	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	64,83	0,00	0
H2O	18,015	635000	35248,404	119,50	-9,E+09	75884190,44
Oxygen	32,000	0,000	0	58,73	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	40,811	0,00	0
Total		635000,00	35248,404		-9,E+09	75884190,44

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000

SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,9846	0,9846	0,0000	0,0008

$$Hr = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -3668743,892 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,559	0,031	1,4891	0,004	15,656	0,899	1,278	0,3786	0,0048

$$Hr = -679,741 \text{ kJ/kmol} = -23959783,7 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -20291039,81 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	Tr op	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} Tref	ΔH_{lv} Top
H2O	647,3	221,2	373,1	0,576	0,461	0,559	42030,2	46075,49	42678

$$\Delta H_{lv} = 119753346,8 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <29>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<29>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -8348211093,4 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 28

$$T = 159,8 \text{ }^\circ\text{C} = 432,95 \text{ K} \quad P = 6,48 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,000	0	141,93	0,00	0
CO2	44,010	0,000	0	123,52	0,00	0
Methane	16,043	0,000	0	327,64	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	272,99	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	267,25	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	267,52	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	268,19	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	265,03	0,00	0

n-Pentane	72,151	0,000	0	266,62	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	264,08	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	139,05	0,00	0
H2O	18,015	635000,000	35248,404	254,81	-9,E+09	127929413,9
Oxygen	32,000	0,000	0	125,71	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	89,015	0,00	0
Total		635000,00	35248,404		-9,E+09	127929413,9

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,9846	0,9846	0,0000	0,0008

$$Hr = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -3668743,892 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,669	0,029	1,3434	0,003	11,806	0,962	0,962	0,0000	0,0035

$$Hr = -396,885 \text{ kJ/kmol} = -47865701 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -44196957,11 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	Tr op	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} Tref	ΔH_{lv} Top
H2O	647,3	221,2	373,1	0,576	0,461	0,669	42030,2	46075,49	38278

$$\Delta H_{lv} = 274840420,8 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <28>

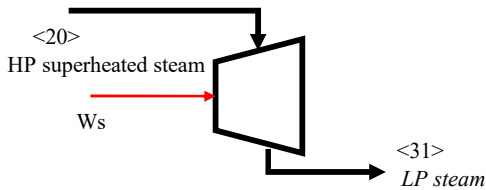
$$\begin{aligned} \Delta H_{<28>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -8164984713,3 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B25. Neraca Energi HRSG LP Economizer

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{19e}	-3275085582,1	ΔH_{28}	-8164984713,3
ΔH_{29}	-8348211093,4	ΔH_{30}	-3458311962,3
Total	-11623296675,6	Total	-11623296675,6

21. HP Steam Turbine (N-320)

Fungsi : Menghasilkan energi dari HP Steam



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<20>		<31>	
T (C)	517,85		265,72	
P (bar)	60,0		6,00	
Fasa	Sht. Steam		Sht. Steam	

Aliran 20

$$T = 518 \text{ } ^\circ\text{C} = 791,0 \text{ K} \quad P = 60,0 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0	0	535	0,00	0
CO2	44,010	0	0	503	0,0	0
Methane	16,043	0	0	1509	0,00	0
Ethane	30,070	0	0	1347	0,00	0
Propane	44,097	0	0	1311	0,00	0
i-Butane	58,124	0	0	1317	0,00	0

n-Butane	58,124	0	0	1309	0,00	0
i-Pentane	72,151	0	0	1304	0,00	0
n-Pentane	72,151	0	0	1300	0,00	0
n-Hexane	86,178	0	0	1292	0,00	0
H2S	34,081	0	0	552	0,00	0
H2O	18,015	603250	33485,984	984	-8097379711,4	593343597
Oxygen	32,000	0	0	485	0,00	0
SO2	64,063	0	0	363	0,00	0
Total		603250	33485,984		-8097379711,4	593343597

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ωp
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,985	0,9846	0,0000	0,0008

$$H_r = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -3485306,698 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,222	0,271	0,8243	0,017	3,9650	0,949	0,9489	-0,0001	0,0179

$$H_r = -1250,186 \text{ /kmol} = -41863697,73 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = -38378391,04 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 1542882968 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <20>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<20>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -5999531537,0 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

> Perhitungan T keluaran compressor menggunakan kerja isentropic

$$T = 185 \text{ }^\circ\text{C} = 458,46 \text{ K} \quad P = 6,00 \text{ bar}$$

#5 Perhitungan T keluaran compressor menggunakan W Isoentropic

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔSig (kJ/kg.K)	ΔSig (kJ/K)
Nitrogen	28,010	0,E+00	0	0,08	0,0
CO2	44,010	0,00	0	-0,14	0,0
Methane	16,043	0,00	0	-0,60	0,00
Ethane	30,070	0,00	0	-1,00	0,00
Propane	44,097	0,00	0	-1,15	0,00
i-Butane	58,124	0,00	0	-1,27	0,00
n-Butane	58,124	0,00	0	-1,25	0,00
i-Pentane	72,151	0,00	0	-1,31	0,00
n-Pentane	72,151	0,00	0	-1,31	0,00
n-Hexane	86,178	0,00	0	-1,34	0,00
H2S	34,081	0,00	0	-0,07	0,00
H2O	18,015	603250,00	33485,984	-0,05	-28038,5
Oxygen	32,000	0,00	0	0,05	0,00
SO2	64,063	0,00	0	-0,119	0,00
Total		6,E+05	33485,984		-28038,5

> Perhitungan Sr

S1R

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
1,222	0,271	0,8243	0,017	3,965	0,949	0,949	-0,0001	0,0179

$$S1R = -38681,7 \text{ kJ/K}$$

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,708	0,027	1,1222	0,003	9,313	0,975	0,975	0,0001	0,0030

$$S2R = -10643,2 \text{ kJ/K} \quad H2R = -8069421 \text{ KJ/h}$$

$$> \Delta S = \Delta S_{ig} + S2R - S1R$$

$$\Delta S = 0,00 \text{ kJ/K}$$

$$T31 \text{ Isoentropis} = 185,3 \text{ }^\circ\text{C} = 458,46 \text{ K}$$

#5 Perhitungan W isoentropic
> Hig

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,E+00	0	-366	0,00	0
CO2	44,010	0,00	0	-355	0,00,E+00	0
Methane	16,043	0,000	0	-1,1,E+03	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	-1,0,E+03	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	-985	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	-990	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	-982	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	-980	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	-974	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	-970	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	-386	0,00	0
H2O	18,015	603250,00	33485,984	-680	-8,10,E+09	-409946144,6
Oxygen	32,000	0,000	0	-335	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	-256	0,00	0
Total		6,E+05	33485,984		-8,10,E+09	-409946144,6

$$\begin{aligned} Ws \text{ isoentropic} &= H2_{ig} - H1_{ig} + H2R - H1R \\ &= -376151867,7 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$Ws \text{ aktual} = -282113900,8 \text{ kJ/h}$$

Aliran 31

$$T = 265,7 \text{ }^\circ\text{C} = 538,9 \text{ K} \quad P = 6,00 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,E+00	0	255,82	0,00	0
CO2	44,010	0,E+00	0	228,70	0,E+00	0
Methane	16,043	0,000	0	627,87	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	540,11	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	528,83	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	531,81	0,00	0

n-Butane	58,124	0,000	0	531,32	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	527,12	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	528,15	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	524,18	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	254,09	0,00	0
H2O	18,015	603250	33485,984	461,65	-8,E+09	278489501,5
Oxygen	32,000	0,000	0	228,37	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	165,372	0,00	0
Total		603250	33485,984		-8,E+09	278489501,5

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ωp
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,985	0,9846	0,0000	0,0008

$$H_r = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -3485306,698 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,832	0,027	1,1588	0,003	8,1820	0,977	0,9815	0,0041	0,0026

$$H_r = -272,4574 \text{ kJ/kmol} = -9123502,99 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = -5638196,292 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 1542882968 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <31>

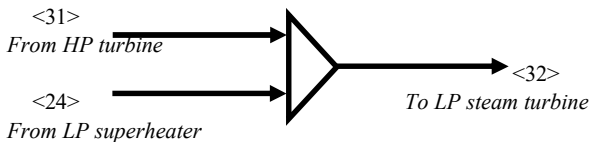
$$\begin{aligned} \Delta H_{<31>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -6281645437,7 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B26. Neraca Energi HP Steam Turbine

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{20}	-5999531537,0	ΔH_{31}	-6281645437,7
W_s	-282113900,8		
Total	-6281645437,7	Total	-6281645437,7

22. Mixing Point

Fungsi : Menggabungkan aliran LP steam dari LP superheater dan HP Turbine



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<31>	<24>	<32>	
T (C)	265,7	200,0	262,43	
P (bar)	6,00	6,00	6,00	
Fasa	Sht. Steam	Sht. Steam	Sht. Steam	

> Mencari T mixing point dengan cara heat balance, kemudian goal seek $\Delta H_{keluar} - \Delta H_{masuk}$ sehingga menjadi 0 dengan cara mengubah T32

Aliran 32

T = 262,4 °C = 535,6 K P = 6,00 bar

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH^{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH^{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,E+00	0	252,26	0,00	0
CO2	44,010	0,E+00	0	225,33	0,E+00	0
Methane	16,043	0,000	0	617,93	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	531,13	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	520,07	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	522,95	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	522,53	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	518,35	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	519,41	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	515,48	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	250,44	0,00	0
H2O	18,015	635000	35248,404	455,13	-9,E+09	289006162,2
Oxygen	32,000	0,000	0	225,13	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	162,931	0,00	0
Total		635000	35248,404		-9,E+09	289006162,2

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,985	0,9846	0,0000	0,0008

$$H_r = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -3668743,892 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,827	0,027	1,1641	0,003	8,2695	0,977	0,9811	0,0038	0,0026

$$H_r = -273,4609 \text{ kJ/kmol} = -9639060,382 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔH_r)

$$\Delta H_r = -5970316,49 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan H_{lv}

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 1624087335 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <32>

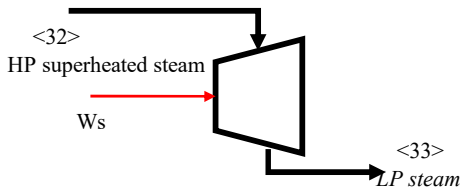
$$\begin{aligned} \Delta H_{<32>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -6616434410,0 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B27. Neraca Energi *Mixing Point*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{31}	-6281645437,7	ΔH_{32}	-6616434410,0
ΔH_{24}	-334788972,3		
Total	-6616434410,0	Total	-6616434410,0

23. LP Steam Turbine (N-330)

Fungsi : Menghasilkan energi dari LP Steam



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<32>		<33>	
T (C)	262,43		121,24	
P (bar)	6,0		1,01	
Fasa	Sht. Steam		Sht. Steam	

Aliran 32

T = 262 °C = 535,6 K P = 6,0 bar

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0	0	252	0,00	0
CO2	44,010	0	0	225	0,0	0
Methane	16,043	0	0	618	0,00	0
Ethane	30,070	0	0	531	0,00	0
Propane	44,097	0	0	520	0,00	0
i-Butane	58,124	0	0	523	0,00	0
n-Butane	58,124	0	0	523	0,00	0
i-Pentane	72,151	0	0	518	0,00	0
n-Pentane	72,151	0	0	519	0,00	0
n-Hexane	86,178	0	0	515	0,00	0
H2S	34,081	0	0	250	0,00	0
H2O	18,015	635000	35248,404	455	-8523557590,9	289006162,2
Oxygen	32,000	0	0	225	0,00	0
SO2	64,063	0	0	163	0,00	0
Total		635000	35248,404		-8523557590,9	289006162,2

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,985	0,9846	0,0000	0,0008

Hr = -104,0826 kJ/kmol = -3668743,892 kJ/h

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,827	0,027	1,1641	0,003	8,2695	0,981	0,9812	0,0000	0,0026

$$Hr = -255,5205 \text{ kJ/kmol} = -9006691,477 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -5337947,585 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 1624087335 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <32>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<32>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -6615802041,1 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

> Perhitungan T keluaran compressor menggunakan kerja isentropic

$$T = 74 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,27 \text{ K} \quad P = 1,01 \text{ bar}$$

#5 Perhitungan T keluaran compressor menggunakan W Isoentropic

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔSig (kJ/kg.K)	ΔSig (kJ/K)
Nitrogen	28,010	0,E+00	0	0,07	0,0
CO2	44,010	0,00	0	-0,08	0,0
Methane	16,043	0,00	0	-0,23	0,00
Ethane	30,070	0,00	0	-0,51	0,00
Propane	44,097	0,00	0	-0,65	0,00
i-Butane	58,124	0,00	0	-0,73	0,00
n-Butane	58,124	0,00	0	-0,73	0,00
i-Pentane	72,151	0,00	0	-0,78	0,00
n-Pentane	72,151	0,00	0	-0,78	0,00
n-Hexane	86,178	0,00	0	-0,80	0,00
H2S	34,081	0,00	0	-0,03	0,00
H2O	18,015	635000,00	35248,404	-0,01	-8324,6
Oxygen	32,000	0,00	0	0,05	0,00
SO2	64,063	0,00	0	-0,071	0,00
Total		6,E+05	35248,404		-8324,6

> Perhitungan Sr

S1R

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,827	0,027	1,1641	0,003	8,269	0,981	0,981	0,0000	0,0026

$$S1R = -11349,5 \text{ kJ/K}$$

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,536	0,005	1,2105	0,001	13,26	0,993	0,992	-0,0013	0,0007

$$S2R = -3024,9 \text{ kJ/K} \quad H2R = -1882029 \text{ KJ/h}$$

> $\Delta S = \Delta Sig + S2R - S1R$

$$\Delta S = 0,00 \text{ kJ/K}$$

$$T33 \text{ Isoentropis} = 74,1 \text{ }^\circ\text{C} = 347,27 \text{ K}$$

#5 Perhitungan W isoentropic

> Hig

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,E+00	0	-201	0,00	0
CO2	44,010	0,00	0	-182	0,00,E+00	0
Methane	16,043	0,000	0	-5,0,E+02	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	-4,4,E+02	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	-432	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	-435	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	-434	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	-431	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	-432	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	-429	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	-201	0,00	0
H2O	18,015	635000,00	35248,404	-363	-8,52,E+09	-230608753,8
Oxygen	32,000	0,000	0	-180	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	-132	0,00	0
Total		6,E+05	35248,404		-8,52,E+09	-230608753,8

$$\begin{aligned} Ws \text{ isoentropic} &= H2ig - H1ig + H2R - H1R \\ &= -223484091,4 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$$Ws \text{ aktual} = -167613068,6 \text{ kJ/h}$$

Aliran 33

$$T = 121,2 \text{ }^\circ\text{C} = 394,4 \text{ K} \quad P = 1,01 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0,E+00	0	100,98	0,00	0
CO2	44,010	0,E+00	0	86,94	0,E+00	0
Methane	16,043	0,000	0	228,20	0,00	0
Ethane	30,070	0,000	0	187,31	0,00	0
Propane	44,097	0,000	0	183,06	0,00	0
i-Butane	58,124	0,000	0	182,73	0,00	0
n-Butane	58,124	0,000	0	183,39	0,00	0
i-Pentane	72,151	0,000	0	180,87	0,00	0
n-Pentane	72,151	0,000	0	182,31	0,00	0
n-Hexane	86,178	0,000	0	180,38	0,00	0
H2S	34,081	0,000	0	98,50	0,00	0
H2O	18,015	635000	35248,404	181,08	-9,E+09	114983225,6
Oxygen	32,000	0,000	0	89,17	0,00	0
SO2	64,063	0,000	0	62,524	0,00	0
Total		635000	35248,404		-9,E+09	114983225,6

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,985	0,9846	0,0000	0,0008

$$H_r = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -3668743,892 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,609	0,005	1,4200	0,001	13,699	0,991	0,9925	0,0012	0,0006

$$Hr = -73,67209 \text{ kJ/kmol} = -2596823,461 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = 1071920,431 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 1624087335 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <33>

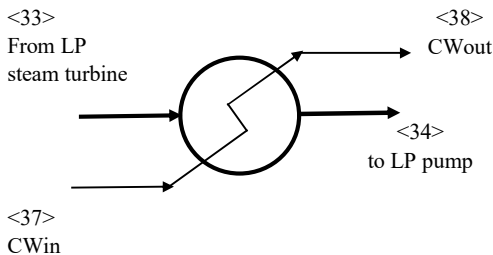
$$\begin{aligned} \Delta H_{<33>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -6783415109,6 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B28. Neraca Energi LP Steam Turbine

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{32}	-6615802041,1	ΔH_{33}	-6783415109,6
Ws	-167613068,6		
Total	-6783415109,6	Total	-6783415109,6

24. Condenser (E-313)

Fungsi : Mengubah steam keluaran gas turbine menjadi liquid



> Menghitung kebutuhan CW dengan neraca energi dengan CW in bersuhu 30 C dan CW out bersuhu 45 C

Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<33>	<37>	<34>	<38>
T (C)	121	30,0	88,74	45,00
P (bar)	1,013	1,36	0,668512	1,013
Fasa	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid

Aliran 34

T = 88,7 °C = 361,9 K P = 0,67 bar

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0	0	66,68	0,00	0
CO2	44,010	0	0	56,87	0,E+00	0
Methane	16,043	0	0	148,14	0,00	0
Ethane	30,070	0	0	119,88	0,00	0
Propane	44,097	0	0	116,87	0,00	0
i-Butane	58,124	0	0	116,31	0,00	0
n-Butane	58,124	0	0	116,83	0,00	0
i-Pentane	72,151	0	0	114,99	0,00	0
n-Pentane	72,151	0	0	116,13	0,00	0
n-Hexane	86,178	0	0	114,77	0,00	0
H2S	34,081	0	0	64,83	0,00	0
H2O	18,015	635000	35248,404	119,50	-9,E+09	75884190,44
Oxygen	32,000	0	0	58,73	0,00	0
SO2	64,063	0	0	40,811	0,00	0
Total		635000	35248,404		-9,E+09	75884190,44

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,985	0,9846	0,0000	0,0008

Hr = -104,0826 kJ/kmol = -3668743,892 kJ/h

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,559	0,003	1,4891	0,000	15,656	0,993	0,9938	0,0004	0,0004

$$Hr = -53,47027 \text{ kJ/kmol} = -1884741,546 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = 1784002,346 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 1624087335 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <33>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<34>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f \\ &= -6821802062,9 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Aliran 37

$$T = 30,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,2 \text{ K} \quad P = 1,36 \text{ bar}$$

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0	0	5,20	0,00	0
CO2	44,010	0	0	4,36	0,E+00	0
Methane	16,043	0	0	11,24	0,00	0
Ethane	30,070	0	0	8,83	0,00	0
Propane	44,097	0	0	8,54	0,00	0
i-Butane	58,124	0	0	8,44	0,00	0
n-Butane	58,124	0	0	8,49	0,00	0
i-Pentane	72,151	0	0	8,31	0,00	0
n-Pentane	72,151	0	0	8,43	0,00	0
n-Hexane	86,178	0	0	8,31	0,00	0
H2S	34,081	0	0	5,03	0,00	0
H2O	18,015	1263229	70120,929	9,32	-2,E+10	11776914,6
Oxygen	32,000	0	0	4,56	0,00	0
SO2	64,063	0	0	3,112	0,00	0
Total		1263229	70120,929		-2,E+10	11776914,6

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,985	0,9846	0,0000	0,0008

$$Hr = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -7298365,272 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,468	0,006	1,6273	0,001	20,423	0,980	0,9798	0,0000	0,0010

$$Hr = -138,7221 \text{ kJ/kmol} = -9727319,644 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -2428954,372 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	$\Delta Hnlv$ (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta Hlv = 3230855834 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <37>

$$\begin{aligned}\Delta H_{<37>} &= \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -13716018429,7 \quad \text{kJ/h}\end{aligned}$$

Aliran 38

$$T = 45,0 \quad ^\circ\text{C} = 318,2 \quad \text{K} \quad P = 1,01 \quad \text{bar}$$

#1 Perhitungan H^{lg}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0	0	20,84	0,00	0
CO2	44,010	0	0	17,54	0,E+00	0
Methane	16,043	0	0	45,33	0,00	0
Ethane	30,070	0	0	35,90	0,00	0
Propane	44,097	0	0	34,81	0,00	0
i-Butane	58,124	0	0	34,47	0,00	0
n-Butane	58,124	0	0	34,65	0,00	0
i-Pentane	72,151	0	0	33,99	0,00	0
n-Pentane	72,151	0	0	34,43	0,00	0
n-Hexane	86,178	0	0	33,97	0,00	0
H2S	34,081	0	0	20,19	0,00	0
H2O	18,015	1263229	70120,929	37,34	-2,E+10	47168573,02
Oxygen	32,000	0	0	18,29	0,00	0
SO2	64,063	0	0	12,540	0,00	0
Total		1263229	70120,929		-2,E+10	47168573,02

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0	73,7	304,1	0,2389	0	0	0,0000
Methane	0	46,407	190,7	0,0115	0	0	0,0000
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0	90,078	373,6	0,0810	0	0	0,0000
H2O	1	221,2	647,3	0,3440	221,2	647,299	0,3440
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				221,2	647,299	0,3440

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,461	0,005	1,6399	0,001	20,927	0,985	0,9846	0,0000	0,0008

$$Hr = -104,0826 \text{ kJ/kmol} = -7298365,272 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,492	0,005	1,5902	0,001	19,017	0,987	0,9868	0,0000	0,0007

$$Hr = -96,00593 \text{ /kmol} = -6732024,788 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = 566340,4846 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)
H2O	647,3	221,2	373,1	0,5765	0,461	42030,2476	46075,49

$$\Delta H_{lv} = 3230855834 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <38>

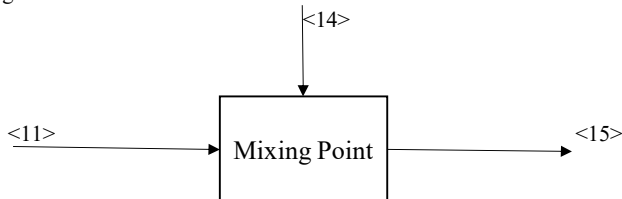
$$\Delta H_{<38>} = \Delta H_{lv} + \Delta H_{ig} + \Delta Hr + H_f$$

$$= -13677631476,5 \text{ kJ/h}$$

Tabel B29. Neraca Energi Condenser

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{33}	-6783415109,6	ΔH_{34}	-6821802062,9
ΔH_{37}	-13716018429,7	ΔH_{38}	-13677631476,5
Total	-20499433539,4	Total	-20499433539,4

25. Mixing Point



Parameter	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<14>	<11>	<15>	
T (C)	9,88	38,47	10,00	

P (bar)	3,000	3,00	3	
Fasa	Gas	gas/liquid	gas/liquid	

Aliran 15

T = 10,0 °C = 283,15 K P = 3,00 bar

#1 Perhitungan H^{ig}

Komponen	BM	Rate massa (kg/jam)	Rate mol (kmol/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_f (kJ/h)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	28,010	0	0	-15,58	0,00	0
CO2	44,010	86549,482	1966,5867	-12,96	-7,E+08	-1121827,951
Methane	16,043	807,16115	50,312358	-33,37	-4,E+06	-26937,56162
Ethane	30,070	0	0	-25,93	0,00	0
Propane	44,097	0	0	-24,97	0,00	0
i-Butane	58,124	0	0	-24,60	0,00	0
n-Butane	58,124	0	0	-24,74	0,00	0
i-Pentane	72,151	0	0	-24,19	0,00	0
n-Pentane	72,151	0	0	-24,58	0,00	0
n-Hexane	86,178	0	0	-24,20	0,00	0
H2S	34,081	1848,5215	54,239064	-15,05	-1,E+06	-27828,4652
H2O	18,015	234,05551	12,992257	-27,92	-3,E+06	-33882673,41
Oxygen	32,000	0	0	-13,63	0,00	0
SO2	64,063	0	0	-9,238	0,00	0
Total		89439,22	2084,1304		-7,E+08	-35059267,38

#2 Perhitungan H^R

Komponen	mol fraction	Pc	Tc	ω	Ppc	Tpc	ω_p
Nitrogen	0	33,944	126,19	0,0400	0	0	0,0000
CO2	0,9436006	73,7	304,1	0,2389	69,54	286,949	0,2255
Methane	0,0241407	46,407	190,7	0,0115	1,12	4,60361	0,0003
Ethane	0	48,839	305,43	0,0986	0	0	0,0000
Propane	0	42,567	369,9	0,1524	0	0	0,0000
i-Butane	0	36,476	408,1	0,1848	0	0	0,0000
n-Butane	0	37,966	425,2	0,2010	0	0	0,0000
i-Pentane	0	33,336	460,4	0,2222	0	0	0,0000
n-Pentane	0	33,751	469,6	0,2539	0	0	0,0000
n-Hexane	0	30,316	507,9	0,3007	0	0	0,0000
H2S	0,0260248	90,078	373,6	0,0810	2,344	9,72286	0,0021
H2O	0,0062339	221,2	647,3	0,3440	1,379	4,0352	0,0021
Oxygen	0	50,8	154,77	0,0190	0	0	0,0000
SO2	0	78,7	430,8	0,2560	0	0	0,0000
Total	1				74,39	305,311	0,2300

> pada Trefrence

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,977	0,013	1,0169	0,001	6,121	0,9944	0,9945	0,0001	0,0011

$$Hr = -41,70885 \text{ kJ/kmol} = -86926,68636 \text{ kJ/h}$$

> pada T operasi

Tr	Pr	α (Tr)	β	q	Z1	Z2	Z1-Z2	I
0,927	0,040	1,0536	0,003	6,677	0,981	0,9808	0,0002	0,0034

$$Hr = -137,1941 \text{ kJ/kmol} = -285930,4452 \text{ kJ/h}$$

> Selisih (ΔHr)

$$\Delta Hr = -199003,7588 \text{ kJ/h}$$

#3 Perhitungan Hlv

> Komponen yang berubah fasa dari Tref ke Toperasi

Komponen	Tc	Pc	Tn (K)	Trn	Tr ref	Tr op	ΔH_{nlv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} Tref	ΔH_{lv} T op
CO2	304,1	73,7	194,6	0,640	0,980	0,931	20019,1	0	10679
H2S	373,6	90,078	213,5	0,571	0,798	0,758	18855	0	15177
H2O	647,3	221,2	373,1	0,576	0,461	0,437	42030,2	46075,49	46818

$$\Delta H_{lv} = -1343693,964 \text{ kJ/h}$$

#4 Perhitungan ΔH stream <15>

$$\begin{aligned} \Delta H_{<15>} &= \Delta H_{ig} + \Delta H_r + H_f \\ &= -783550496,2 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B30. Neraca Energi *Mixing Point*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
ΔH_{11}	-1062541,3	ΔH_{15}	-783550496,2
ΔH_{14}	-782487954,9		
Total	-783550496,2	Total	-783550496,2

Perhitungan flash calculation untuk menghitung berapa % fraksi liquid setiap komponen pada kondisi operasi tersebut

Perhitungan *flash calculation* :

dengan kondisi operasi

$$P = 3,00 \text{ bar} = 300 \text{ kPa}$$

$$T = 10,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 283,15 \text{ K}$$

$$\text{Persamaan Ant } \ln P^{sat} = A + \frac{B}{T+C} + D \ln T + ET^F$$

Komponen	Konstanta Antoine					
	A	B	C	D	E	F
Nitrogen	35,4113	-966,243	0	-4,31849	7,93E-05	2
CO2	133,62	-4735	0	-21,267	0,040908	1
Methane	31,35	-1307,52	0	-3,26134	2,94E-05	2
Ethane	44,0103	-2568,82	0	-4,97635	1,46E-05	2
Propane	52,3785	-3490,55	0	-6,10875	1,12E-05	2
i-Butane	58,7845	-4136,68	0	-7,01666	1,04E-05	2
n-Butane	66,945	-4604,09	0	-8,25491	1,16E-05	2
i-Pentane	66,7563	-5059,18	0	-8,08935	9,25E-06	2
n-Pentane	63,3315	-5117,78	0	-7,48305	7,77E-06	2
n-Hexane	70,4265	-6055,6	0	-8,37865	6,62E-06	2
H2S	78,6762	-3839,89	0	-11,199	0,018848	1
H2O	65,9278	-7227,53	0	-7,17695	4,03E-06	2
Oxygen	31,233	-1090,44	0	-3,30115	4,06E-05	2

dengan persamaan Antoine didapat P sat yang ditunjukkan pada tabel

$$F = L + V$$

$$F \cdot z_i = x_i \cdot L + y_i \cdot V$$

$$z_i = x_i \left(1 - \frac{V}{F}\right) + y_i \cdot \frac{V}{F}$$

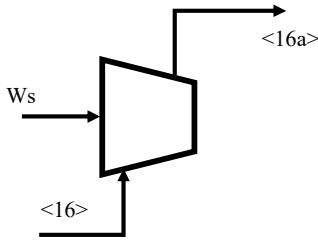
$$y_i = \frac{z_i \cdot K_i}{1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)}$$

$$\sum_i \frac{z_i \cdot K_i}{1 + \frac{V}{F}(K_i - 1)} = 1$$

V/F sebesar = 0,9974

Komponen	P sat (kPa)	K	z_i	y_i	x_i
Nitrogen	1172349,309	3907,831	0,000	0,000	0,000
CO2	4480,664	14,936	0,944	0,946	0,063
Methane	43299,611	144,332	0,024	0,024	0,000
Ethane	3017,515	10,058	0,000	0,000	0,000
Propane	638,437	2,128	0,000	0,000	0,000
i-Butane	219,842	0,733	0,000	0,000	0,000
n-Butane	149,566	0,499	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	52,360	0,175	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	37,746	0,126	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	9,632	0,032	0,000	0,000	0,000
H2S	1369,758	4,566	0,026	0,026	0,006
H2O	1,227	0,004	0,006	0,004	0,926
Oxygen	162550,062	541,834	0,000	0,000	0,000
Total			1,0000	1,000	1,00

26. Air Compressor (G-212)
26a. 1st Stage Air Compressor



> Kondisi Operasi Aliran

Aliran <16>		Aliran <16a>	
P = 1,013 bar		P = 1,946 bar	
T = 30 °C = 303,15 K		T = 111,88023 °C = 385,03023 K	

Komponen	Fasa (T)	Fasa (T op)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891	998772,453
CO2	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000	0,000
H2O	liq	gas	0,000	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616	303283,727
SO2	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507	1302056,180

- a. Mula-mula komproser dianggap bekerja secara isentropis, sehingga: $\Delta S = 0$.
Dengan menganggap komponen tidak ideal, maka:

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + \Delta S^R \quad \dots \text{(Pers. I)}$$

$$\frac{\Delta S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad \dots \text{(Pers. II)}$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI \quad \dots \text{(Pers. III)}$$

maka dengan mensubstitusikan Pers. II dan III ke dalam Pers. I dapat dilakukan trial hingga diperoleh nilai T17 sebagai temperatur keluaran kompresor isentropis.

- b. Setelah diperoleh T17 kemudian cari nilai ΔH total persamaan:

ig

$$\Delta H_{total} = \Delta H^{ig} + \Delta H^R$$

- c. Dengan menetapkan efisiensi sebesar 75%, maka dapat dihitung W_s aktual dengan persamaan:

$$W_s = (\Delta H)_s = \frac{W_s(isentropis)}{\eta}$$

Setelah W_s diperoleh, maka ΔH diketahui dan temperatur keluaran kompresor T17 dapat dihitung dengan persamaan yang sama seperti di atas.

- d. Persamaan neraca energi *1st stage air compressor* yaitu:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$H_1 + W_s = H_{17}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16>

$$P = 1,013 \text{ bar}$$

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

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,51

Menghitung H_{16}^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,45	5,2033	5196936,34
CO2	0,000	-393790	0	0,000	4,3570	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	11,2397	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	8,8306	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	8,5403	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	8,4393	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	8,4851	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	8,3134	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	8,4319	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	8,3116	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	5,0340	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	9,3229	0,00

Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	4,5608	1383223,15
SO2	0,000	-297100	0	0,000	3,1115	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	102,1814	6580159,490

Menghitung H16R menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,293204	0,0270252	0,607239

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,000917	1,55646	0,9995	0,9995	0,0000	0,00092

Sehingga H16R (T op) : -317414,0492 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,999585	0,99945	-0,0001	0,00091982

Sehingga H16R (T ref) : -325418,764 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔHlv (Tref)	Tr op	ΔHlv (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka H16} &= \Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f \\ &= 6588164,2050 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

> Menghitung T16a

$$\text{Trial T16a} = 91,58729 \text{ } ^\circ\text{C} = 364,73729 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	<Cp>ig	ΔSig
	kg/kmol		(kJ/kg)	kJ/jam
Nitrogen	28,010	35653,891	0,1936	-180,8903
CO2	44,010	0,000	0,1654	0,0000
Methane	16,043	0,000	0,4313	0,0000
Ethane	30,070	0,000	0,3500	0,0000
Propane	44,097	0,000	0,3415	0,0000
i-Butane	58,124	0,000	0,3401	0,0000
n-Butane	58,124	0,000	0,3415	0,0000
i-Pentane	72,151	0,000	0,3363	0,0000
n-Pentane	72,151	0,000	0,3395	0,0000
n-Hexane	86,178	0,000	0,3356	0,0000
H2S	34,081	0,000	0,1883	0,0000
H2O	18,015	0,000	0,3470	0,0000
Oxygen	32,000	9477,616	0,1706	298,6432
SO2	64,063	0,000	0,1188	0,0000
Total		45131,507	3,9995	117,7530

Menghitung SR menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,6933	26,8155	0,0316
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	32,5017	10,6680	0,0040
SO2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	132,1950	37,4836	0,0356

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan S16R

Tr	Pr	α (Tr)
2,2932	0,0270	0,6072

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,556	0,9995	0,9995	0,000	0,0009

Sehingga S16R = -858,08 kJ

Tabel perhitungan S16aR

Tr	Pr	α (Tr)
2,7591	0,0519	0,5131

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00146	1,093	0,9999	0,9999	0,000	0,0015

Sehingga S16aR = -996,56 kJ 303,15

$\Delta S = -20,731$ kJ

diperoleh T16a_{isotropic} = 91,58729 °C = 364,73729 K

Menghitung H16a^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	69,6830	69597443,45
CO2	0,000	-393790	0	0,000	59,4755	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	155,0316	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	125,6232	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	122,5006	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	121,9484	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	122,4851	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	120,5780	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	121,7536	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	120,3389	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	67,7672	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	124,8825	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	61,3902	18618646,50
SO2	0,000	-297100	0	0,000	42,6914	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	1436,1492	88216089,946

Menghitung H16aR menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran <16a>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,759086	0,0519161	0,513066

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,001464	1,09302	0,9999	0,9999	0,0000	0,00146

Sehingga H16aR (T op) -380147,4001 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16aR (T ref) -325441,0702 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16a}

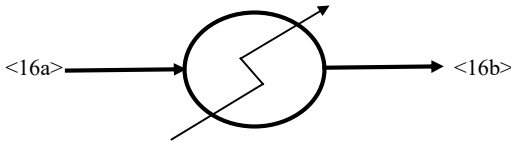
Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned}
 \text{Maka H16a isentropi} &= \Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f \\
 &= 88161383,62 \quad \text{kJ} \\
 \Delta H_{isentropi} &= 81573219,41 \quad \text{kJ} \\
 \text{Waktual} &= 108764292,5 \quad \text{kJ} \\
 \text{H16a} &= 115352456,75 \quad \text{kJ} \\
 \text{diperoleh T16a} &= 111,8802 \quad ^\circ\text{C} = 385,030233 \quad \text{K}
 \end{aligned}$$

Tabel B31. Neraca Energi *1st Stage Air Compressor*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16	6588164,21	H16a	115352456,75
Ws	108764292,55		
Total	115352456,75	Total	115352456,75

26b. *1st Stage Air Compressor Intercooler*



> Kondisi Operasi Aliran

Aliran <16a>		Aliran <16b>	
P17 =	1,95 bar	P18 =	1,808 bar
T17 =	111,88 °C = 385,03 K	T18 =	38,00 °C = 311,15 K

Komponen	T ref	T op	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Nitrogen	gas	gas	0,7900	35653,891	998772,4528
CO2	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Methane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Ethane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Propane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
i-Butane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Butane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
i-Pentane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Pentane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Hexane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
H2S	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
H2O	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Oxygen	gas	gas	0,2100	9477,616	303283,7270
SO2	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Total			1,0000	45131,507	1302056,1799

Heat duty (Q) dari Heat Exchanger dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Persamaan neraca energi pada *1st Stage Air Compressor Intercooler* menjadi:

$$H_{16b} + Q = H_{16a}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16a>

P = 1,95 bar

T = 385,03 K

Komponen	T ref	T op	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H16a^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	91,0854	90973622,32
CO2	0,000	-393790	0	0,000	78,2079	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	204,8104	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	167,4530	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	163,5569	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	163,1299	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	163,7645	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	161,4204	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	162,7951	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	161,0178	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	88,7611	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	163,3004	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	80,3765	24376882,01
SO2	0,000	-297100	0	0,000	56,2139	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	1905,8932	115350504,330

Menghitung H17R menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <17>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000

Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,912594	0,0519161	0,485422

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,001387	0,97963	1,000	1,000	0,000	0,00138

Sehingga H16aR (T op) -323520,979 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16aR (T ref) -325441,565 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16a}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka H16a} &= \Delta H_{lv} - \text{HR Tref} + \text{Hig} + \text{HR Top} + \text{Hf} \\ &= 115352424,9160 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16b>

$$P = 1,808 \quad \text{bar}$$

$$T = 311,15 \quad \text{K}$$

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891

CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H16b^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	13,5385	13521886,56
CO2	0,000	-393790	0	0,000	11,3656	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	29,3489	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	23,1585	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	22,4286	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	22,1880	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	22,3067	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	21,8707	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	22,1681	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	21,8605	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	13,1057	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	24,2559	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	11,8748	3601424,41
SO2	0,000	-297100	0	0,000	8,1228	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	267,5934	17123310,967

Menghitung H16bR menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16b>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000

H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,353721	0,0482345	0,594033

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,001594	1,48346	0,9992	0,9992	0,0000	0,00159

Shingga H16bR (T op) -532589,2634 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Shingga H16bR (T ref) = -325441,565 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16b}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

Maka H16b = $\Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f$
= 16916163,2683 kJ/jam

Persamaan neraca energi *Ist Stage Air Compressor Intercooler* yaitu:

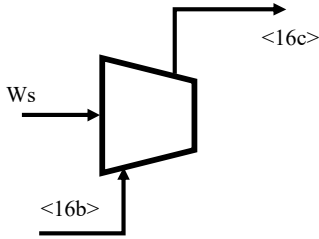
$$H_{16a} = H_{16b} + Q$$

Maka, Q = 98436261,65 kJ

Tabel B32. Neraca Energi *Ist Stage Air Compressor Intercooler*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16a	115352424,9160	H16b	16916163,27
		Q	98436261,65
Total	115352424,92	Total	115352424,92

26c. 2st Stage Air Compressor



> Kondisi Operasi Aliran

Aliran <16b>		Aliran <16c>	
P = 1,808 bar		P = 3,687 bar	
T = 38,00 °C = 311,15 K		T = 132,67614 °C = 405,82614 K	

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891	998772,453
CO2	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616	303283,727
SO2	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507	1302056,180

- a. Mula-mula kompresor dianggap bekerja secara isentropis, sehingga: $\Delta S = 0$.
 Dengan menganggap komponen tidak ideal, maka:

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + \Delta S^R \quad \dots \text{(Pers. I)}$$

$$\frac{\Delta S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad \dots \text{(Pers. II)}$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI \quad \dots \text{(Pers. III)}$$

maka dengan mensubstitusikan Pers. II dan III ke dalam Pers. I dapat dilakukan trial hingga diperoleh nilai T18 sebagai temperatur keluaran kompresor isentropis.

- b. Setelah diperoleh T16c kemudian cari nilai ΔH total persamaan:

$$\Delta H_{total} = \Delta H^{ig} + \Delta H^R$$

- c. Dengan menetapkan efisiensi sebesar 75%, maka dapat dihitung W_s aktual

dengan persamaan:

$$W_s = (\Delta H)_s = \frac{W_s(\text{isentropis})}{\eta}$$

Setelah W_s diperoleh, maka ΔH diketahui dan temperatur keluaran kompresor T18 dapat dihitung dengan persamaan yang sama seperti di atas.

d. Persamaan neraca energi *2st stage air compressor* yaitu:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$H_{16b} + W_s = H_{16c}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16b>

P = 1,808 bar

T = 311,15 K

Komponen	T ref	T op	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H16b^{ig}

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_{f298} (kJ/kgmol)	ΔH_{f298} (kJ/jam)	Masaa (kg/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH^{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	13,5385	13521886,56
CO2	0,000	-393790	0	0,000	11,3656	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	29,3489	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	23,1585	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	22,4286	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	22,1880	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	22,3067	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	21,8707	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	22,1681	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	21,8605	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	13,1057	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	24,2559	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	11,8748	3601424,41
SO2	0,000	-297100	0	0,000	8,1228	0,00

Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	267,5934	17123310,967
--------------	------------------	-----------------	----------	-------------------	-----------------	---------------------

Menghitung H16b R menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran <16b>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,353721	0,0482345	0,594033

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z₂=0	I
0,001594	1,48346	0,999	0,999	0,000	0,00159

Sehingga H16bR (T op) -532532,3454 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z₂=0	I
0,00092	1,6044948	0,9994	0,9994	0,000	0,00091982

Sehingga H16bR (T ref) = -325449,3119 kJ/jam

Menghitung ΔHlv16b

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔHlv (Tref)	Tr op	ΔHlv (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka } H_{16b} &= \Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f \\ &= 16916227,9333 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

> Menghitung T16c

$$\text{Trial } T_{16c} = 109,22694 \text{ } ^\circ\text{C} = 382,376939 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	ΔH_{ig}	ΔSig
	kg/kmol		(kJ/kg)	kJ/jam
Nitrogen	28,010	35653,891	0,2163	169,3508
CO2	44,010	0,000	0,1861	0,0000
Methane	16,043	0,000	0,4880	0,0000
Ethane	30,070	0,000	0,4005	0,0000
Propane	44,097	0,000	0,3915	0,0000
i-Butane	58,124	0,000	0,3909	0,0000
n-Butane	58,124	0,000	0,3923	0,0000
i-Pentane	72,151	0,000	0,3869	0,0000
n-Pentane	72,151	0,000	0,3900	0,0000
n-Hexane	86,178	0,000	0,3859	0,0000
H2S	34,081	0,000	0,2109	0,0000
H2O	18,015	0,000	0,3877	0,0000
Oxygen	32,000	9477,616	0,1910	55,1600
SO2	64,063	0,000	0,1339	0,0000
Total		45131,507	4,5519	224,5108

Menghitung SR menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,6933	26,8155	0,0316
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	32,5017	10,6680	0,0040
SO2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	132,1950	37,4836	0,0356

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan S16c R

Tr	Pr	α (Tr)
2,3537	0,0482	0,5940

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00159	1,483	0,9991	0,9992	-0,0001	0,0016

Sehingga S16cR = -1429,64 kJ

Tabel perhitungan S16c R

Tr	Pr	α (Tr)
2,8925	0,0984	0,4890

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00265	0,994	1,000	1,000	0,000	0,0026

Sehingga S16c R = -1654,95 kJ

ΔS = -0,808 kJ

diperoleh T16c_{isentropic} = 109,22694 °C = 382,376939 K

Menghitung H16c^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	88,2827	88174312,52
CO2	0,000	-393790	0	0,000	75,7430	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	198,2290	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	161,8876	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	158,0913	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	157,6415	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	158,2657	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	155,9755	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	157,3280	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	155,5966	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	86,0064	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	158,2665	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	77,8868	23621789,16
SO2	0,000	-297100	0	0,000	54,4329	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	1843,6334	111796101,687

Menghitung H16c R menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran <16c>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,892523	0,0983631	0,488952

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,002645	0,99360	1,1471	1,0004	0,1468	0,00264

Sehingga H16c R (T op -576195,3139 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16c R (T ref -325441,565 kJ/jam

Menghitung Δ Hlv16c

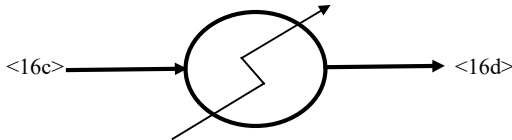
Komponen	Kmol/jam	Tr n	Δ Hlv (Tref)	Tr op	Δ Hlv (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

Maka H16c isentropi = $\Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f$
= 111545347,94 kJ
 $\Delta H_{isentropi}$ = 94629120,00 kJ
Waktual = 126172160 kJ
H16c = 143088387,94 kJ
diperoleh T16c = 132,6761 °C = 405,826144 K

Tabel B33. Neraca Energi 2nd Stage Air Compressor

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16b	16916227,93	H16c	143088387,94
Ws	126172160,01		
Total	143088387,94	Total	143088387,94

26d. 2st Stage Air Compressor Intercooler



> Kondisi Operasi Aliran

Aliran <16c>		Aliran <19d>	
P17 =	3,69 bar	P18 =	3,549 bar
T17 =	132,68 °C = 405,83 K	T18 =	40,00 °C = 313,15 K

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Nitrogen	gas	gas	0,7900	35653,891	998772,4528
CO2	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Methane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Ethane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Propane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
i-Butane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Butane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
i-Pentane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Pentane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Hexane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
H2S	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
H2O	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Oxygen	gas	gas	0,2100	9477,616	303283,7270
SO2	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Total			1,0000	45131,507	1302056,1799

Heat duty (Q) dari Heat Exchanger dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Persamaan neraca energi pada 2st Stage Air Compressor Intercooler menjadi:

$$H_{16a} + Q = H_{16c}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16c>

P = 3,69 bar

T = 405,83 K

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H_{16c}^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	113,0984	112959531,51
CO2	0,000	-393790	0	0,000	97,6879	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	257,1778	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	212,0817	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	207,4032	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	207,2171	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	207,9026	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	205,1695	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	206,6796	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	204,5564	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	110,4572	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	202,8715	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	99,9657	30317967,99
SO2	0,000	-297100	0	0,000	70,3028	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	2402,5714	143277499,494

Menghitung H_{19R} menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16c>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998

CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
3,069906	0,0983631	0,458603

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,002492	0,87808	1,000	1,000	0,000	0,00249

Sehingga H16cR (T op) -514510,1727 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16cR (T ref) -325441,565 kJ/jam

Menghitung $\Delta H_{lv}16c$

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka H16c} &= \Delta H_{lv} - HR \text{ Tref} + H_{ig} + HR \text{ Top} + H_f \\ &= 143088430,8859 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16d>

$$P = 3,549 \text{ bar}$$

$$T = 313,15 \text{ K}$$

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H6d^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	15,6242	15605017,39
CO2	0,000	-393790	0	0,000	13,1249	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	33,9009	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	26,7790	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	25,9436	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	25,6723	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	25,8091	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	25,3089	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	25,6490	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	25,2956	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	15,1271	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	27,9924	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	13,7064	4156943,11
SO2	0,000	-297100	0	0,000	9,3819	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	309,3154	19761960,497

Menghitung H16d R menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16d>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000

n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,36885	0,0946815	0,59078

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,003109	1,46592	0,9986	0,9986	0,0000	0,00310

Sehingga H16d R (T op -1026937,816 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16dR (T ref -325441,565 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16d}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka H16d} &= \Delta H_{lv} - HR \text{ Tref} + H_{ig} + HR \text{ Top} + H_f \\ &= 19060464,2463 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

Persamaan neraca energi 2st Stage Air Compressor Intercooler yaitu:

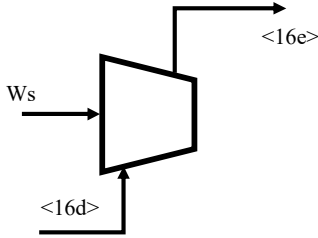
$$H_{16c} = H_{16d} + Q$$

$$\text{Maka, } Q = 124027966,64 \quad \text{kJ}$$

Tabel B34. Neraca Energi 2st Stage Air Compressor Intercooler

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16c	143088430,8859	H16d	19060464,25
		Q	124027966,64
Total	143088430,89	Total	143088430,89

26e. 3st Stage Air Compressor (G-212)



> Kondisi Operasi Aliran

Aliran <16d>		Aliran <16e>	
P = 3,549 bar		P = 7,005 bar	
T = 40,00 °C = 313,15 K		T = 132,17752 °C = 405,32752 K	

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891	998772,453
CO2	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616	303283,727
SO2	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507	1302056,180

- a. Mula-mula kompresor dianggap bekerja secara isentropis, sehingga: $\Delta S = 0$.
 Dengan menganggap komponen tidak ideal, maka:

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + \Delta S^R \quad \dots \text{(Pers. I)}$$

$$\frac{\Delta S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad \dots \text{(Pers. II)}$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI \quad \dots \text{(Pers. III)}$$

maka dengan mensubstitusikan Pers. II dan III ke dalam Pers. I dapat dilakukan trial hingga diperoleh nilai T16e sebagai temperatur keluaran kompresor isentropis.

- b. Setelah diperoleh T16e kemudian cari nilai ΔH total persamaan:

$$\Delta H_{total} = \Delta H^{ig} + \Delta H^R$$

- c. Dengan menetapkan efisiensi sebesar 75%, maka dapat dihitung Ws aktual

dengan persamaan:

$$W_s = (\Delta H)_s = \frac{W_s(\text{isentropis})}{\eta}$$

Setelah W_s diperoleh, maka ΔH diketahui dan temperatur keluaran kompresor T16e dapat dihitung dengan persamaan yang sama seperti di atas.

d. Persamaan neraca energi *3st stage air compressor* yaitu:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$H_{16d} + W_s = H_{16e}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16d>

P = 3,549 bar

T = 313,15 K

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H_{16d}^{ig}

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_{f298} (kJ/kgmol)	ΔH_{f298} (kJ/jam)	Masaa (kg/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH^{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	15,6242	15605017,39
CO2	0,000	-393790	0	0,000	13,1249	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	33,9009	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	26,7790	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	25,9436	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	25,6723	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	25,8091	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	25,3089	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	25,6490	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	25,2956	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	15,1271	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	27,9924	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	13,7064	4156943,11
SO2	0,000	-297100	0	0,000	9,3819	0,00

Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	309,3154	19761960,497
--------------	------------------	-----------------	----------	-------------------	-----------------	---------------------

Menghitung H16dR menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran <16d>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,36885	0,0946815	0,59078

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z₂=0	I
0,003109	1,46592	0,9986	0,9986	0,000	0,00310

Sehingga H16dR (T op) -1026937,816 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z₂=0	I
0,00092	1,6044948	0,9994	0,9994	0,000	0,00091982

Sehingga H16d R (T ref) -325449,3119 kJ/jam

Menghitung ΔHlv16d

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔHlv (Tref)	Tr op	ΔHlv (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka } H_{16d} &= \Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f \\ &= 19060471,9932 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

> Menghitung T16e

$$\text{Trial } T_{16e} = 109,44147 \text{ } ^\circ\text{C} = 382,591467 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	ΔH_{ig}	ΔSig
	kg/kmol		(kJ/kg)	kJ/jam
Nitrogen	28,010	35653,891	0,2102	297,5980
CO2	44,010	0,000	0,1810	0,0000
Methane	16,043	0,000	0,4748	0,0000
Ethane	30,070	0,000	0,3900	0,0000
Propane	44,097	0,000	0,3814	0,0000
i-Butane	58,124	0,000	0,3808	0,0000
n-Butane	58,124	0,000	0,3823	0,0000
i-Pentane	72,151	0,000	0,3771	0,0000
n-Pentane	72,151	0,000	0,3800	0,0000
n-Hexane	86,178	0,000	0,3760	0,0000
H2S	34,081	0,000	0,2050	0,0000
H2O	18,015	0,000	0,3768	0,0000
Oxygen	32,000	9477,616	0,1856	84,8887
SO2	64,063	0,000	0,1302	0,0000
Total		45131,507	4,4314	382,4867

Menghitung SR menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran

Komponen	T _{pc}	P _{pc}	ω
Nitrogen	99,6933	26,8155	0,0316
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	32,5017	10,6680	0,0040
SO2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	132,1950	37,4836	0,0356

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan S20R

Tr	Pr	α (Tr)
2,3688	0,0947	0,5908

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00311	1,466	0,9985	0,9985	0,0000	0,0031

Sehingga S16eR = -2763,35 kJ

Tabel perhitungan S16eR

Tr	Pr	α (Tr)
2,8941	0,1869	0,4887

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00502	0,992	1,000	1,000	0,000	0,0050

Sehingga S16eR = -3146,61 kJ

$\Delta S = -0,771$ kJ

diperoleh T16e_{isotropic} = 109,44147 °C = 382,591467 K

Menghitung H16e^{ig}

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_{f298} (kJ/kgmol)	ΔH_{f298} (kJ/jam)	Masaa (kg/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	88,5092	88400597,40
CO2	0,000	-393790	0	0,000	75,9422	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	198,7603	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	162,3365	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	158,5322	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	158,0841	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	158,7092	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	156,4146	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	157,7689	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	156,0338	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	86,2290	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	158,6734	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	78,0880	23682816,42
SO2	0,000	-297100	0	0,000	54,5768	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	1848,6580	112083413,820

Menghitung H16eR menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16e>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,894146	0,1868819	0,488665

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,005023	0,99246	1,0001	1,0001	0,0000	0,00500

Sehingga H16eR (T op) = -1175629,188 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16eR (T ref) -325441,565 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16e}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

Maka H16eisentropi = $\Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_{f}$

$$= 111233226,20 \text{ kJ}$$

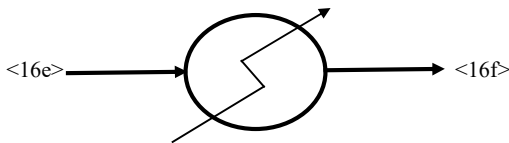
$$\Delta H_{isentropi} = 92172754,20 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktual} &= 122897005,6 \text{ kJ} \\
 \text{H16e} &= 141957477,60 \text{ kJ} \\
 \text{diperoleh T16e} &= 132,1775 \text{ }^\circ\text{C} = 405,32752 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Tabel B35. Neraca Energi 3rd Stage Air Compressor

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16d	19060471,99	H16e	141957477,60
Ws	122897005,61		
Total	141957477,60	Total	141957477,60

26f. 3rd Stage Air Compressor Intercooler



> Kondisi Operasi Aliran

Aliran <16e>		Aliran <16f>	
P =	7,01 bar	P =	6,868 bar
T =	132,18 °C = 405,33 K	T =	40,00 °C = 313,15 K

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Nitrogen	gas	gas	0,7900	35653,891	998772,4528
CO2	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Methane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Ethane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Propane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
i-Butane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Butane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
i-Pentane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Pentane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Hexane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
H2S	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
H2O	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Oxygen	gas	gas	0,2100	9477,616	303283,7270
SO2	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Total			1,0000	45131,507	1302056,1799

Heat duty (Q) dari Heat Exchanger dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Persamaan neraca energi pada 3rd Stage Air Compressor Intercooler menjadi:

$$H_{16f} + Q = H_{16e}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16e>

$$P = 7,01 \text{ bar}$$

T = 405,33 K

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H16e^{ig}

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_{f298} (kJ/kgmol)	ΔH_{f298} (kJ/jam)	Masaa (kg/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH^{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	112,5696	112431430,96
CO2	0,000	-393790	0	0,000	97,2175	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	255,9057	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	210,9906	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	206,3311	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	206,1380	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	206,8229	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	204,0985	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	205,6061	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	203,4909	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	109,9348	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	201,9202	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	99,4944	30175046,18
SO2	0,000	-297100	0	0,000	69,9623	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	2390,4827	142606477,144

Menghitung H16e R menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16e>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000

n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
3,066134	0,1868819	0,459229

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,004741	0,88036	1,001	1,001	0,000	0,00472

Sehingga H16eR (T op) -974200,6973 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16eR (T ref) -325441,565 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16e}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka H16e} &= \Delta H_{lv} - HR \text{ Tref} + H_{ig} + HR \text{ Top} + H_f \\ &= 141957718,0118 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16f>

$$P = 6,868 \quad \text{bar}$$

$$T = 313,15 \quad \text{K}$$

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000

Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H16f^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH_{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	15,6242	15605017,39
CO2	0,000	-393790	0	0,000	13,1249	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	33,9009	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	26,7790	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	25,9436	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	25,6723	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	25,8091	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	25,3089	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	25,6490	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	25,2956	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	15,1271	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	27,9924	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	13,7064	4156943,11
SO2	0,000	-297100	0	0,000	9,3819	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	309,3154	19761960,497

Menghitung H16f R menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16f>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900

SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,36885	0,183227	0,59078

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,006017	1,46592	0,9973	0,9973	0,0000	0,00600

Sehingga H16f R (T op) = -1976995,048 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16fR (T ref) -325441,565 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16f}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka } H_{16f} &= \Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f \\ &= 18110407,0137 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

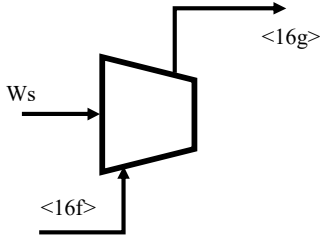
Persamaan neraca energi 3st Stage Air Compressor Intercooler yaitu:

$$\begin{aligned} H_{16e} &= H_{16f} + Q \\ \text{Maka, } Q &= 123847311,00 \quad \text{kJ} \end{aligned}$$

Tabel B36. Neraca Energi 3rd Stage Air Compressor Intercooler

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16e	141957718,0118	H16f	18110407,01
		Q	123847311,00
Total	141957718,01	Total	141957718,01

26g. 4th Stage Air Compressor



> Kondisi Operasi Aliran

Aliran <16f>		Aliran <16g>	
P = 6,868 bar		P = 13,31 bar	
T = 40,00 °C = 313,15 K		T = 132,18227 °C = 405,33227 K	

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891	998772,453
CO2	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616	303283,727
SO2	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507	1302056,180

- a. Mula-mula kompresor dianggap bekerja secara isentropis, sehingga: $\Delta S = 0$.
 Dengan menganggap komponen tidak ideal, maka:

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + \Delta S^R \quad \dots \text{(Pers. I)}$$

$$\frac{\Delta S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad \dots \text{(Pers. II)}$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI \quad \dots \text{(Pers. III)}$$

maka dengan mensubstitusikan Pers. II dan III ke dalam Pers. I dapat dilakukan trial hingga diperoleh nilai T16g sebagai temperatur keluaran kompresor isentropis.

- b. Setelah diperoleh T16g kemudian cari nilai ΔH total persamaan:

$$\Delta H_{total} = \Delta H^{ig} + \Delta H^R$$

- c. Dengan menetapkan efisiensi sebesar 75%, maka dapat dihitung Ws aktual

dengan persamaan:

$$W_s = (\Delta H)_s = \frac{W_s(\text{isentropis})}{\eta}$$

Setelah W_s diperoleh, maka ΔH diketahui dan temperatur keluaran kompresor T16g dapat dihitung dengan persamaan yang sama seperti di atas.

d. Persamaan neraca energi 4st stage air compressor yaitu:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = W_s$$

$$H_{16f} + W_s = H_{16g}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16f>

P = 6,868 bar

T = 313,15 K

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H16f^{ig}

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_{f298} (kJ/kgmol)	ΔH_{f298} (kJ/jam)	Masaa (kg/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	15,6242	15605017,39
CO2	0,000	-393790	0	0,000	13,1249	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	33,9009	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	26,7790	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	25,9436	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	25,6723	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	25,8091	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	25,3089	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	25,6490	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	25,2956	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	15,1271	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	27,9924	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	13,7064	4156943,11
SO2	0,000	-297100	0	0,000	9,3819	0,00

Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	309,3154	19761960,497
--------------	------------------	-----------------	----------	-------------------	-----------------	---------------------

Menghitung H16f R menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran <16f>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,36885	0,183227	0,59078

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z₂=0	I
0,006017	1,46592	0,9973	0,9973	0,000	0,00600

Sehingga H16fR (T op) -1976995,048 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z₂=0	I
0,00092	1,6044948	0,9994	0,9994	0,000	0,00091982

Sehingga H16fR (T ref) -325449,3119 kJ/jam

Menghitung ΔHlv16f

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔHlv (Tref)	Tr op	ΔHlv (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka } H_{16f} &= \Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f \\ &= 18110414,7607 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

> Menghitung T16g

$$\text{Trial } T_{16g} = 109,55548 \text{ } ^\circ\text{C} = 382,705481 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	ΔH_{ig}	ΔSig
	kg/kmol		(kJ/kg)	kJ/jam
Nitrogen	28,010	35653,891	0,2105	502,6497
CO2	44,010	0,000	0,1813	0,0000
Methane	16,043	0,000	0,4756	0,0000
Ethane	30,070	0,000	0,3907	0,0000
Propane	44,097	0,000	2,6520	0,0000
i-Butane	58,124	0,000	0,3815	0,0000
n-Butane	58,124	0,000	0,3829	0,0000
i-Pentane	72,151	0,000	0,3777	0,0000
n-Pentane	72,151	0,000	0,3806	0,0000
n-Hexane	86,178	0,000	0,3766	0,0000
H2S	34,081	0,000	0,2053	0,0000
H2O	18,015	0,000	0,3774	0,0000
Oxygen	32,000	9477,616	0,1859	132,6380
SO2	64,063	0,000	0,1304	0,0000
Total		45131,507	6,7083	635,2877

Menghitung SR menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran

Komponen	T _{pc}	P _{pc}	ω
Nitrogen	99,6933	26,8155	0,0316
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	32,5017	10,6680	0,0040
SO2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	132,1950	37,4836	0,0356

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan S16gR

Tr	Pr	α (Tr)
2,3688	0,1832	0,5908

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00602	1,466	0,9971	0,9971	0,0000	0,0060

$$= -5364,72 \quad \text{kJ}$$

Sehingga S16gR

Tabel perhitungan S16gR

Tr	Pr	α (Tr)
2,8950	0,3551	0,4885

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00954	0,992	1,000	1,000	0,000	0,0095

$$\text{Sehingga S16gR} = -6000,76 \quad \text{kJ}$$

$$\Delta S = -0,750 \quad \text{kJ}$$

$$\text{diperoleh } T_{16g \text{ isentropic}} = 109,55548 \quad ^\circ\text{C} = 382,705481 \quad \text{K}$$

Menghitung H16g^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	88,6297	88520863,13
CO2	0,000	-393790	0	0,000	76,0480	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	199,0427	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	162,5751	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	158,7665	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	158,3194	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	158,9450	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	156,6480	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	158,0033	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	156,2662	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	86,3473	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	158,8897	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	78,1949	23715251,97
SO2	0,000	-297100	0	0,000	54,6533	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	1851,3290	112236115,104

Menghitung H16gR menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16g>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,895008	0,3550889	0,488513

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,009541	0,99185	1,0030	1,0004	0,0026	0,00945

Sehingga H16gR (T op) = -2199600,646 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16g R (T ref) = -325441,565 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16g}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

Maka H16gisentropi = $\Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f$

$$= 110361956,02 \quad \text{kJ}$$

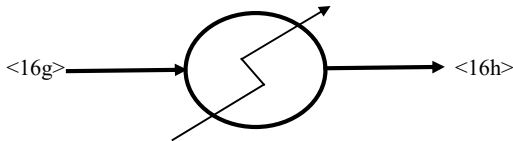
$$\Delta H_{isentropi} = 92251541,26 \quad \text{kJ}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktual} &= 123002055 \text{ kJ} \\
 \text{H16g} &= 141112469,78 \text{ kJ} \\
 \text{diperoleh T16g} &= 132,1823 \text{ }^\circ\text{C} = 405,332274 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Tabel B37. Neraca Energi 4th Stage Air Compressor

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16f	18110414,76	H16g	141112469,78
Ws	123002055,02		
Total	141112469,78	Total	141112469,78

26h. 4st Stage Air Compressor Intercooler



> Kondisi Operasi Aliran

Aliran <16g>		Aliran <16h>	
P =	13,31 bar	P =	13,170 bar
T =	132,18 $^\circ\text{C}$ = 405,33 K	T =	40,00 $^\circ\text{C}$ = 313,15 K

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Nitrogen	gas	gas	0,7900	35653,891	998772,4528
CO2	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Methane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Ethane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Propane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
i-Butane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Butane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
i-Pentane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Pentane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
n-Hexane	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
H2S	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
H2O	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Oxygen	gas	gas	0,2100	9477,616	303283,7270
SO2	gas	gas	0,0000	0,000	0,0000
Total			1,0000	45131,507	1302056,1799

Heat duty (Q) dari Heat Exchanger dapat ditentukan melalui persamaan:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in} = Q$$

Persamaan neraca energi pada 4st Stage Air Compressor Intercooler menjadi:

$$H_{16h} + Q = H_{16g}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16g>

$$P = 13,31 \text{ bar}$$

T = 405,33 K

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H16g^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	112,5747	112436465,59
CO2	0,000	-393790	0	0,000	97,2220	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	255,9178	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	211,0010	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	206,3413	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	206,1483	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	206,8332	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	204,1087	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	205,6163	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	203,5010	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	109,9398	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	201,9292	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	99,4989	30176408,67
SO2	0,000	-297100	0	0,000	69,9656	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	2390,5979	142612874,263

Menghitung H16g R menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16g>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000

n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
3,06617	0,3550889	0,459223

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,009009	0,88033	1,001	1,001	0,000	0,00892

Sehingga H16g R (T op) = -1826197,487 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16g R (T ref) = -325441,565 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16g}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka H16g} &= \Delta H_{lv} - HR \text{ Tref} + H_{ig} + HR \text{ Top} + H_f \\ &= 141112118,3412 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16h>

$$P = 13,170 \text{ bar}$$

$$T = 313,15 \text{ K}$$

Komponen	Fasa (Tref)	Fasa (Top)	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000

Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H16h^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	15,6242	15605017,39
CO2	0,000	-393790	0	0,000	13,1249	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	33,9009	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	26,7790	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	25,9436	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	25,6723	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	25,8091	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	25,3089	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	25,6490	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	25,2956	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	15,1271	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	27,9924	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	13,7064	4156943,11
SO2	0,000	-297100	0	0,000	9,3819	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	309,3154	19761960,497

Menghitung H16h R menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <16h>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000

H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,36885	0,351354	0,59078

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,011538	1,46592	0,9951	0,9951	0,0000	0,01146

Sehingga H16h R (T op) = -3753146,252 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H16h R (T ref) = -325441,565 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16h}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka H16h} &= \Delta H_{lv} - HR \text{ Tref} + H_{ig} + HR \text{ Top} + H_f \\ &= 16334255,8097 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

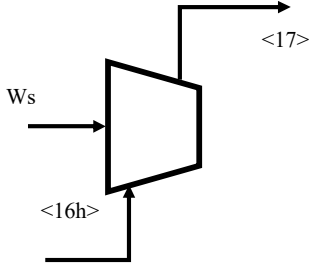
Persamaan neraca energi 3st Stage Air Compressor Intercooler yaitu:

$$\begin{aligned} H_{16g} &= H_{16h} + Q \\ \text{Maka, Q} &= 124777862,53 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Tabel B38. Neraca Energi 4st Stage Air Compressor Intercooler

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16g	141112118,3412	H16h	16334255,81
		Q	124777862,53
Total	141112118,34	Total	141112118,34

26i. 5th Stage Air Compressor (G-212)



> Kondisi Operasi Aliran

Aliran <16h>		Aliran <17>	
P = 13,170 bar		P = 25 bar	
T = 40,00 °C = 313,15 K		T = 132,64705 °C = 405,79705 K	

Komponen	T ref	T op	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891	998772,453
CO2	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616	303283,727
SO2	gas	gas	0,000	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507	1302056,180

Mula-mula kompresor dianggap bekerja secara isentropis, sehingga: $\Delta S = 0$.

- a. Dengan menganggap komponen tidak ideal, maka:

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + \Delta S^R \quad \dots \text{(Pers. I)}$$

$$\frac{\Delta S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad \dots \text{(Pers. II)}$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} qI \quad \dots \text{(Pers. III)}$$

maka dengan mensubstitusikan Pers. II dan III ke dalam Pers. I dapat dilakukan trial hingga diperoleh nilai T16h sebagai temperatur keluaran kompresor isentropis.

Setelah diperoleh T16h kemudian cari nilai ΔH total persamaan:

- b. $\Delta H_{total} = \Delta H^{ig} + \Delta H^R$

Dengan menetapkan efisiensi sebesar 75%, maka dapat dihitung Ws aktual

- c. dengan persamaan:

$$W_s = (\Delta H)_s = \frac{W_s(\text{isentropis})}{\eta}$$

Setelah W_s diperoleh, maka ΔH diketahui dan temperatur keluaran kompresor T16h dapat dihitung dengan persamaan yang sama seperti di atas.

Persamaan neraca energi 5th stage air compressor yaitu:

$$\begin{aligned} \text{d. } \Delta H &= H_{out} - H_{in} = W_s \\ H_{16h} + W_s &= H_{17} \end{aligned}$$

> Menghitung Enthalpi Aliran <16h>

$$P = 13,170 \text{ bar}$$

$$T = 313,15 \text{ K}$$

Komponen	T ref	T op	Fraksi	Kmol
Nitrogen	gas	gas	0,790	35653,891
CO2	gas	gas	0,000	0,000
Methane	gas	gas	0,000	0,000
Ethane	gas	gas	0,000	0,000
Propane	gas	gas	0,000	0,000
i-Butane	gas	gas	0,000	0,000
n-Butane	gas	gas	0,000	0,000
i-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Pentane	gas	gas	0,000	0,000
n-Hexane	gas	gas	0,000	0,000
H2S	gas	gas	0,000	0,000
H2O	gas	gas	0,000	0,000
Oxygen	gas	gas	0,210	9477,616
SO2	gas	gas	0,000	0,000
Total			1,000	45131,507

Menghitung H16h^{ig}

Komponen	Mol	ΔH_{f298}	ΔH_{f298}	Masaa	ΔH_{ig}	ΔH^{ig}
	(kmol/jam)	(kJ/kgmol)	(kJ/jam)	(kg/jam)	(kJ/kg)	(kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	15,6242	15605017,39
CO2	0,000	-393790	0	0,000	13,1249	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	33,9009	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	26,7790	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	25,9436	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	25,6723	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	25,8091	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	25,3089	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	25,6490	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	25,2956	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	15,1271	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	27,9924	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	13,7064	4156943,11
SO2	0,000	-297100	0	0,000	9,3819	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	309,3154	19761960,497

Menghitung H16h R menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran <16h>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,36885	0,351354	0,59078

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,011538	1,46592	0,9951	0,9951	0,000	0,01146

Sehingga H16h R (T op) = -3753146,252 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,9994	0,9994	0,000	0,00091982

Sehingga H16h R (T ref) = -325449,3119 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv16h}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka } H_{16h} &= \Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f \\ &= 16334263,5567 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

> Menghitung T17

$$\text{Trial } T_{17} = 110,09294 \text{ } ^\circ\text{C} = 383,242938 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	ΔH_{ig}	ΔSig
	kg/kmol		(kJ/kg)	kJ/jam
Nitrogen	28,010	35653,891	0,2120	774,6515
CO2	44,010	0,000	0,1826	0,0000
Methane	16,043	0,000	0,4790	0,0000
Ethane	30,070	0,000	0,3936	0,0000
Propane	44,097	0,000	2,6549	0,0000
i-Butane	58,124	0,000	0,3844	0,0000
n-Butane	58,124	0,000	0,3858	0,0000
i-Pentane	72,151	0,000	0,3805	0,0000
n-Pentane	72,151	0,000	0,3835	0,0000
n-Hexane	86,178	0,000	0,3795	0,0000
H2S	34,081	0,000	0,2068	0,0000
H2O	18,015	0,000	0,3800	0,0000
Oxygen	32,000	9477,616	0,1872	196,1081
SO2	64,063	0,000	0,1314	0,0000
Total		45131,507	6,7412	970,7596

Menghitung SR menggunakan persamaan Peng-Robinson
Data Pseudocritical Parameter Aliran

Komponen	T _{pc}	P _{pc}	ω
Nitrogen	99,6933	26,8155	0,0316
CO2	0,0000	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000
Oxygen	32,5017	10,6680	0,0040
SO2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	132,1950	37,4836	0,0356

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel perhitungan S17R

Tr	Pr	α (Tr)
2,3688	0,3514	0,5908

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,01154	1,466	0,9944	0,9944	0,0000	0,0115

Shingga S24R = -10349,84 kJ

Tabel perhitungan S17R

Tr	Pr	α (Tr)
2,8991	0,6670	0,4878

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr} \quad Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,01790	0,989	1,000	1,000	0,000	0,0176

Shingga S17R = -11321,33 kJ

$\Delta S = -0,727$ kJ

diperoleh T17_{isentropic} = 110,09294 °C = 383,242938 K

Menghitung H17^{ig}

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_{f298} (kJ/kgmol)	ΔH_{f298} (kJ/jam)	Masaa (kg/jam)	ΔH_{ig} (kJ/kg)	ΔH_{ig} (kJ/jam)
Nitrogen	35653,891	0	0	998772,453	89,1973	89087824,74
CO2	0,000	-393790	0	0,000	76,5470	0,00
Methane	0,000	-74900	0	0,000	200,3746	0,00
Ethane	0,000	-84738	0	0,000	163,7008	0,00
Propane	0,000	-103890	0	0,000	159,8720	0,00
i-Butane	0,000	-126190	0	0,000	159,4294	0,00
n-Butane	0,000	-134590	0	0,000	160,0571	0,00
i-Pentane	0,000	-154590	0	0,000	157,7492	0,00
n-Pentane	0,000	-146490	0	0,000	159,1090	0,00
n-Hexane	0,000	-167290	0	0,000	157,3626	0,00
H2S	0,000	-20180	0	0,000	86,9051	0,00
H2O	0,000	-241814	0	0,000	159,9091	0,00
Oxygen	9477,616	0	0	303283,727	78,6991	23868168,55
SO2	0,000	-297100	0	0,000	55,0138	0,00
Total	45131,507	-1945562	0	1302056,18	1863,9265	112955993,295

Menghitung H17R menggunakan persamaan Peng-Robinson

Data Pseudocritical Parameter Aliran <17>

Komponen	Tpc	Ppc	ω
Nitrogen	99,693	26,81552	0,0315998
CO2	0,000	0	0,0000000
Methane	0,000	0	0,0000000
Ethane	0,000	0	0,0000000
Propane	0,000	0	0,0000000
i-Butane	0,000	0	0,0000000
n-Butane	0,000	0	0,0000000
i-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Pentane	0,000	0	0,0000000
n-Hexane	0,000	0	0,0000000
H2S	0,000	0	0,0000000
H2O	0,000	0	0,0000000
Oxygen	32,502	10,66804	0,0039900
SO2	0,000	0	0,0000000
Total	132,195	37,48357	0,0355898

$$\alpha = [1 + (0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2)(1 - Tr^{0.5})]^2$$

Tabel Perhitungan HR (T op)

Tr	Pr	α (Tr)
2,899074	0,666959	0,487797

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad ; \quad q = \frac{\psi \alpha (Tr)}{\Omega Tr} \quad ; \quad Z = 1 + \beta - q \beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta)}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma \beta}{Z + \epsilon \beta} \right)$$

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,017896	0,98901	1,0011	1,0011	0,0000	0,01757

Sehingga H17R (T op) = -4021072,951 kJ/jam

Tabel perhitungan HR (T ref)

Tr	Pr	α (Tr)
2,255381	0,0266784	0,615656

β	q	Zasumsi	Zhasil	Z-Z ₂ =0	I
0,00092	1,6044948	0,99945	0,99945	0,0000	0,00091982

Sehingga H17R (T ref) = -325441,565 kJ/jam

Menghitung ΔH_{lv17}

Komponen	Kmol/jam	Tr n	ΔH_{lv} (Tref)	Tr op	ΔH_{lv} (Top)
H2O	0,000	0,576469	0	0,4606063	0

$$\begin{aligned} \text{Maka } H_{17} \text{ isentropi} &= \Delta H_{lv} - HR_{Tref} + H_{ig} + HR_{Top} + H_f \\ &= 109260361,91 \quad \text{kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{isentropi}} &= 92926098,35 \text{ kJ} \\ W_{\text{aktual}} &= 123901464,5 \text{ kJ} \\ H_{17} &= 140235728,03 \text{ kJ} \end{aligned}$$

diperoleh $T_{17} = 132,6471 \text{ } ^\circ\text{C} = 405,79705 \text{ K}$

Tabel B39. Neraca Energi *5th Stage Air Compressor*

Input (kJ/h)		Output (kJ/h)	
H16h	16334263,56	H17	140235728,03
Ws	123901464,47		
Total	140235728,03	Total	140235728,03

APPENDIKS C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Ist Stage Membrane (H-110 A,B)

Fungsi : Mengurangi kadar CO₂, H₂S, dan H₂O pada gas alam

Type : Polyimides Hollowfiber Membrane

Kondisi :

Parameter	Feed	Permeate	Rententate
P (bar)	30	3,00	27,24
T (C)	33,96	10,38	33,96
Molar flow (kmol/h)	3582,254	1511,384	2070,871

Komposisi CO₂

Feed : 0,28867401

Permeate : 0,65680628

Rententate : 0,02

> Mencari flux perpindahan massa

$$N_i = \frac{P_{m,i}}{\delta m} (p_{f,i} - p_{p,i})$$

N_i = molar flux of component i ($\text{kmol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$)

$P_{m,i}$ = permeability of component i ($\text{kmol} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{bar}^{-1}$)

δm = membrane thickness (m)

$p_{f,i}$ = partial pressure of component i in the feed (bar)

$p_{p,i}$ = partial pressure of component i in the permeate (bar)

(R. Smith, 2002)

Data dari J.Hao, 2002 permeabilitas komponen pada polymer membrane yaitu

Komponen	Permeabilitas [cm^3 (STP) $\text{cm/s} \cdot \text{cm}^2 \cdot \text{cmHg}$]
CH ₄	2E-10
CO ₂	3,2E-09
H ₂ S	0,000000015

Konversi satuan

Komponen	Permeabilitas [$\text{kmol} \cdot \text{m/s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{bar}$]
CH ₄	6,697E-13
CO ₂	1,07152E-11
H ₂ S	5,02275E-11

Typical membrane thickness yaitu

Digunakan membrane thickness 1000 Å = 1E-07 m

Fluk perpindahan massa CO₂ yaitu :

$N_i = 0,00071683 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$

> Mencari luas area membrane yang diperlukan

$$N_i = \frac{F_p \times y_p}{A_m} \quad (\text{R. Smith, 2002})$$

F_p = Permeate flowrate (kmol/s)

y_p = Komposisi CO₂ di permeate

A_m = Luas area membrane yang diperlukan (m²)

$$A_m = \frac{F_p \times y_p}{N_i}$$

Maka,

$$A_m = 384,6769 \text{ m}^2$$

Tabel C.1 Spesifikasi *1st Stage Membran*

Spesifikasi	Keterangan					
Tipe Modul	Hollowfiber Membrane					
Bahan	Polyimides					
Jumlah	2					
Kondisi Operasi	Pf	30	bar	Tf	33,96	C
	Pp	3,00	bar	Tp	10,38	C
	Pr	27,24	bar	Tr	33,96	C
Thickness	1000 Å					
Luas area	384,68 m ²					

2. *2nd Stage Membrane (H-120 A,B)*

Fungsi : Mengurangi kadar CO₂, H₂S, dan H₂O pada gas alam

Type : Polyimides Hollowfiber Membrane

Kondisi :

Parameter	Feed	Permeate	Rententate
P (bar)	30	3,00	27,24
T (C)	38	10,87999	38,00
Molar flow (kmol/h)	1509,533	1040,221	469,3116

Komposisi CO₂

Feed : 0,65760365

Permeate : 0,94526815

Rententate : 0,02

> Mencari flux perpindahan massa

$$N_i = \frac{P_{m,i}}{\delta m} (p_{f,i} - p_{p,i}) \quad (\text{R. Smith, 2002})$$

N_i = molar flux of component i (kmol.m⁻².s⁻¹)

$P_{m,i}$ = permeability of component i (kmol.m.s⁻¹.m⁻².bar⁻¹)

δm = membrane thickness (m)

$p_{f,i}$ = partial pressure of component i in the feed (bar)

$p_{p,i}$ = partial pressure of component i in the permeate (bar)

Data dari J.Hao, 2002 permeabilitas komponen pada polymer membrane yaitu

Komponen	Permeabilitas [cm ³ (STP) cm/s.cm ² .cmHg]
CH ₄	2E-10
CO ₂	3,2E-09
H ₂ S	0,000000015

Konversi satuan

Komponen	Permeabilitas [kmol.m/s.m ² .bar]
CH ₄	6,697E-13
CO ₂	1,07152E-11
H ₂ S	5,02275E-11

Typical membrane thickness yaitu

Digunakan membrane thickness 1000 Å = 1E-07 m

Fluk perpindahan massa CO₂ yaitu :

$$N_i = 0,00181004 \text{ kmol/m}^2.\text{s}$$

> Mencari luar area membrane yang diperlukan

$$N_i = \frac{F_p \times y_p}{A_m} \quad (\text{R. Smith, 2002})$$

F_p = Permeate flowrate (kmol/s)

y_p = Komposisi CO₂ di permeate

A_m = Luas area membrane yang diperlukan (m²)

$$A_m = \frac{F_p \times y_p}{N_i}$$

Maka,

$$A_m = 150,9 \text{ m}^2$$

Tabel C2. Spesifikasi 2nd Stage Membrane

Spesifikasi	Keterangan					
Tipe Modul	<i>Hollowfiber Membrane</i>					
Bahan	<i>Polyimides</i>					
Jumlah	2					
Kondisi Operasi	Pf	30	bar	Tf	38	C
	Pp	3,00	bar	Tp	10,87999	C
	Pr	27,24	bar	Tr	38,00	C
Thickness	1000 Å					
Luas area	150,90 m ²					

3. High Pressure Steam Turbine (N-320)

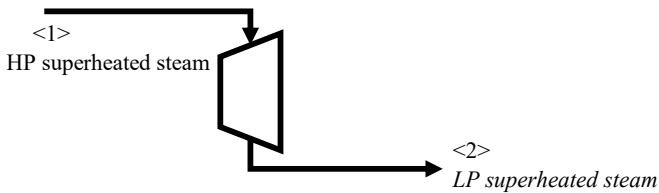
Fungsi : Menghasilkan energi dari high pressure steam

Type : Back Pressure steam turbine

Jumlah : 1 Buah

Data operasi :

Suhu masuk (T1)	=	517,85 °C	=	964,13 °F
Suhu keluar (T2)	=	265,72 °C	=	510,2965 °F
Tekanan masuk (T1)	=	60,0 bar	=	870,228 psia
Tekanan keluar (T2)	=	6 bar	=	87,0228 psia
Rate massa	=	603250 kg/h		
Heat flow (ΔH1)	=	-5999531536,961 kJ/h		
Heat flow (ΔH2)	=	-6281645437,716 kJ/h		



Menghitung Nilai Power

$$W = \Delta H2 - \Delta H1$$

$$W = 282113900,754 \text{ kJ/h}$$

$$W = 78,36497243 \text{ MW}$$

$$\text{Horsepower} = 105088,9953 \text{ HP}$$

Tabel C3. Spesifikasi High Pressure Steam Turbine

Spesifikasi	Keterangan
Type	Back-pressure Steam Turbine, Single Casing, Geared Generator Dr
Jumlah	1
Kondisi Operasi	Pin = 870,228 psi Tin = 964,13 °F Pout = 87,0228 psi Tout = 510,2965 °F
Kapasitas	603250,00 kg/h
Power	105088,995 HP

4. Low Pressure Steam Turbine (N-330)

Fungsi : Menghasilkan energi dari high pressure steam

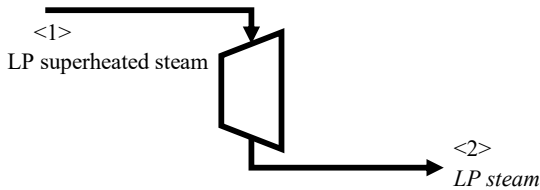
Type : Condensing steam turbine

Jumlah : 1 Buah

Data operasi :

Suhu masuk (T1)	=	262,43 °C	=	504,381 °F
Suhu keluar (T2)	=	121,24 °C	=	250,224 °F
Tekanan masuk (T1)	=	6,0 bar	=	87,0228 psia
Tekanan keluar (T2)	=	1,0132 bar	=	14,69597 psia

Rate massa = 635000 kg/h
 Heat flow ($\Delta H1$) = -6615802041,063 kJ/h
 Heat flow ($\Delta H2$) = -6783415109,650 kJ/h



Menghitung Nilai Power

W = $\Delta H2 - \Delta H1$
 W = 167613068,587 kJ/h
 W = 46,55918572 MW

Horsepower = 62436,79923 HP

Tabel C4. Spesifikasi *Low Pressure Steam Turbine*

Spesifikasi	Keterangan
Type	<i>Condensing steam turbine, Single Casing Turbine, Geared Generator Drive</i>
Jumlah	1
Kondisi	Pin = 87,0228 psi Tin = 504,381 °F
Operasi	Pout = 14,69597 psi Tout = 250,224 °F
Kapasitas	635000,00 kg/h
Power	62436,799 HP

5. Condenser (E-313)

Fungsi : Mengkondensasikan steam keluaran LP Steam turbine menjadi air bersuhu 88 C

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah : 7 Buah disusun secara paralel

Data fluida masuk

Fluida	Keterangan	Nilai	Satuan	Nilai	Satuan
Panas	Mass Flow Arus 33	635000	kg/hr	1399911,82	lb/hr
	T1	121	°C	249,80	°F
	T2	88	°C	190,40	°F
Dingin	Mass Flow Arus 37	1263229	kg/hr	2784895,34	lb/hr
	t1	30	°C	86,00	°F
	t2	45,00	°C	113,00	°F
Batasan	Rd	0,0004	hr ft ² °F/btu		
	ΔP hot stream	10	psi		
	ΔP cold stream	10	psi		

Digunakan Heat Exchanger (shell and tubes) (appendiks tabel 10, Kern) dengan data-data sebagai berikut :

Panjang = 8 ft

BWG = 18

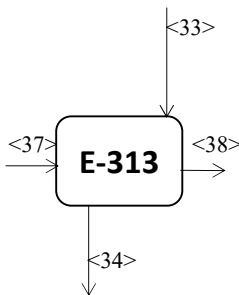
Pitch = 1,56 in triangular (appendiks tabel 9, Kern)

OD tube = 1,25 in

ID tube = 1,15 in

Table 12. Kern

Rd = 0,0004 hr ft² oF/btu



Dari neraca massa (Appendiks A)

Massa fluida panas (M) = 90714,286 kg 199987,402 lb

Massa fluida dingin (m) = 180461,22 kg 397842,19 lb

1) Material dan Heat Balance

Panas yang dipertukarkan (Q) = 5483850,468 kJ/hr

= 5197687,36 Btu/hr

2) Menghitung Δt

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
249,80	Higher Temp	113,0	136,8
190,40	Lower Temp	86,0	104
59	Differences	27,0	32,4

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln(\Delta t_1 / \Delta t_2) \\ &= 119,87 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ aliran } 93 : 62,65134 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho \text{ aliran } 77 : 3,52\text{E-}02 \text{ lb/ft}^3$$

3) Menghitung suhu *Caloric* (T_c dan t_c)

Karena:

$$\mu \text{ Arus } 33 = 0,01 \text{ cP (kurang dari } 1 \text{ cP)}$$

$$T_c = (T_2 + T_1) / 2 = 220,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu \text{ Arus } 37 = 0,2805 \text{ cP (kurang dari } 1 \text{ cP)}$$

$$t_c = (t_2 + t_1) / 2 = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

	Fluida panas	Fluida dingin
μ (cp)	0,0122	0,2805
k (Btu/hr.ft.oF)	0,01455	0,39318
C_p (Btu/lb.oF)	0,4600	1,0501
sg	0,62200	0,9483

Data Properties HYSYS V10

Karena viskositas kurang dari 1 cp maka tidak perlu mencari F_c , dan t_w , serta dianggap $\phi_t = 1$

4) Mencari IDs dan jumlah pipa dimulai dengan trial U_D

a) Trial U_D

$$U_D = 220 \text{ (Appendiks Tabel 8, Kern) tersedia } U_D = 200 - 700$$

$$A = Q / U_D \times D_t$$

$$A = 197,094 \text{ ft}^2$$

$$a''_t = 0,3 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \quad (\text{tabel } 10, \text{ Kern})$$

$$b) N_t = A / (L \times a''_t) = 75,3$$

Coba untuk tube passes, $n = 1 - P$

$$N_t \text{ standar} = 76 \text{ (Appendiks tabel 9, Kern)}$$

$$IDs = 21 \text{ in (Appendiks tabel 9, Kern)}$$

c) Koreksi U_D

$$A = N_t \times a''_t \times L$$

$$A = 76 \times 0,3 \times 8$$

$$A = 198,877 \text{ ft}^2$$

$$U_D = Q / (A \times \Delta t)$$

$$U_D = 5197687 / (198,88 \times 120)$$

$$Ud = 218,0276 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Bagian *Shell*

$$IDs = 21 \frac{1}{4}$$

$$n' = 1 \text{ (jumlah passes pada shell)}$$

$$B = 5 \text{ in (baffle spacing)}$$

$$de = 0,9 \text{ in (diameter ekivalen)} \quad (\text{Appendiks fig. 28, Kern})$$

Bagian *Tube*

$$di = 1,2 \text{ in (diameter dalam tube)} \quad (\text{Appendiks tabel 10, Kern})$$

$$do = 1,3 \text{ in (diameter luar tube)}$$

$$L = 8 \text{ ft (panjang tube)}$$

$$n = 1 \text{ (jumlah passes pada tube)} \quad (\text{Appendiks tabel 9, Kern})$$

$$Nt = 76 \text{ (jumlah tube)} \quad (\text{Appendiks tabel 9, Kern})$$

$$Pt = 2 \text{ in (jarak antar sumbu tube)}$$

$$C' = 0,313 \text{ in (jarak antar diameter luar tube)} \quad (C' = Pt - do)$$

$$a''t = 0,33 \text{ ft}^2 \text{ (luas permukaan panjang)} \quad (\text{Appendiks tabel 10, Kern})$$

$$a't = 1,5 \text{ in}^2 \text{ (luas penampang aliran)} \quad (\text{Appendiks tabel 10, Kern})$$

Evaluasi perpindahan panas	
Bagian Shell (Arus dingin)	Bagian Tube (Arus panas)
5) Menghitung Nre $as = (IDs \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= \frac{21,25 \times 5,00 \times 0,31}{1 \times 1,5625 \times 144}$ $= 0,1476 \text{ ft}^2$	5') Menghitung Nre pipa $at = (Nt \times a't) / 144n$ $= \frac{76 \times 1,5}{144 \times 1}$ $= 0,8128 \text{ ft}^2$
6) $G_s = M / (as \times n \text{ HE})$ $= 397842 / 0,1$ $= 2695965,914 \text{ lb/hr.ft}^2$	6') $G_t = m / (at \times n \text{ HE})$ $= 246054,2 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = G_t / 3600 \rho$ $= \frac{246054,220}{3600,0 \times 62,7}$ $= 1,091 \text{ fps}$
7) $NreS = de \times G_s / \mu \times 2,42$ $= \frac{0,9 / 12 \times 2695965,914}{0,2805 \times 2,4}$ $= 301233,04$	7') $NRet = di \times G_t / \mu \times 2,42$ $= \frac{1,15 / 12 \times 246054}{0,0122 \times 2,4}$ $= 796377,805$
8) $J_H = 480 \text{ (fig. 28, Kern)}$	8') $J_H = 1000 \quad (\text{fig.24 Kern})$
9) $ho = J_H \times (k/d_c) \times (c_p \mu / k)^{1/3}$	9') $hi = J_H \times (k/d_c) \times (c_p \mu / k)^{1/3}$

$= 3034,396 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$	$= 325 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$ $10 \text{ hio} = \text{hi} \times (\text{ID}/\text{OD})$ $= 325,000 \times \frac{1,2}{1,3}$ $= 299,000$
--	--

9) Mencari tahanan panas pipa bersih(U_c)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= \frac{3034 \times 299,0}{3034 + 299,0}$$

$$= 272,180$$

10 Mencari dirt factor(R_d)

$$R_d = (U_c - U_d) / (U_c \times U_d)$$

$$= 0,00091 > 0,0004 \quad R_d \text{ ditetapkan (memenuhi)}$$

Bagian Shell (Arus dingin)	Bagian Tube (Arus panas)
1) $N_{Res} = 301233,04$	1) $N_{Ret} = 796377,81$
$f = 0,0008$ (fig. 29, Kern)	$f = 0,00006$ (fig 26, Kern)
2) Menghitung harga (N+1) $N+1 = \frac{(12 \times 1 \times n')}{B}$ $= 19,20$	$s_g = 0,95$
$ID = 21 \frac{1}{4} \text{ in}$ $= 1,771 \text{ ft}$	2) $\Delta P_1 = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times IDt \times s_g \times ft}$ $= 0$
$s.g = 0,622$	3) $\Delta P_n = \frac{4 \times n \times v^2 \times 62.5}{sg \times 2gc \times 144}$
$DPs = \frac{f Gs^2 ID_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \text{ de } Sg fs}$ $= 8,029281 \text{ psi}$	dengan $Gt = 246054,22 \text{ lb/hr.ft}^2$
$DPs < 10 \text{ psi}$ (memenuhi)	$\frac{v^2 \times 62.5}{2gc \times 144} = 1,00$
	$\Delta P_n = \frac{4 \times 1 \times 1,00}{0,9}$
	$\Delta P_n = 4,218074$
	$DP = 0,006 + 4,22$ $= 4,224 \text{ psi}$

DPT < 10 psi
(memenuhi)

Tabel C5. Spesifikasi *Condenser*

Spesifikasi	Keterangan		
No. kode	E-521		
Fungsi	Mengkondensasikan steam keluaran LP Steam turbine menjadi liquid		
Ketentuan	Shell and Tube 1-2 Exchanger		
Bahan	Carbon steel		
Suhu masuk	Arus 37	=	30 °C
	Arus 33	=	121,0 °C
Suhu keluar	Arus 38	=	45 °C
	Arus 34	=	88,0 °C
Ketentuan	Rd	>	0,0004 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP Hot Stream	<	10 psi
	ΔP Cold Stream	<	10 psi
Shell	ID	=	21 1/4 in
	Baffle	=	5 in
	Passes	=	1
	ΔP	=	8 psi
Tube	OD	=	1,25 in
	ID	=	1,15 in
	BWG	=	18
	Pitch	=	1,5625 in triangular
	Panjang	=	8 ft
	Jumlah	=	76
	Passes	=	1
	ΔP	=	4,224 psi
Rd	0,00091	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area	198,9	ft ²	
Jumlah	7	buah	

6. Heat Recovery Steam Generator (P-310)

6a. Low Pressure Economizer

Fungsi : Memanaskan LP Water menjadi Saturated Liquid

Kondisi Operasi :

Parameter	Inlet		Outlet	
	LP water	Flue gas	LP water	Flue gas
P (bar)	6,83	1,01	6,48	1,01
P (psig)	84,32	0,02	79,32	0,00
T (C)	88,74	280,00	159,80	155,14
T (F)	191,73	535,99	319,64	311,25
Massa (Kg/h)	635000,00	1386924,40	635000,00	1386924,40
Massa (lb/h)	1399935,36	3057644,92	1399935,36	3057644,92

> Menghitung Q

$Q = \Delta H \text{ outlet} - \Delta H \text{ inlet}$,dari energy balance didapatkan

$$Q = -8164984713 - (-8348211093,42125)$$

$$Q = 183226380,142 \text{ kJ/h}$$

$$Q = 173665099,991 \text{ BTU/h}$$

> Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T \text{ LMTD} = \Delta T = F_T \times \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{\ln(\Delta T_{\max}/\Delta T_{\min})} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 1 \times \frac{(280 - 159,8) - (155,14 - 88,74)}{\ln\left(\frac{280 - 159,8}{155,14 - 88,74}\right)}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 90,656 \text{ C}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 195,180 \text{ F}$$

> T_c

$$t_c = 124,269 \text{ C}$$

$$T_c = 217,569 \text{ C}$$

> Mencari luas area dan banyaknya tube per row dengan trial Ud

$$\text{Tersedia Ud} = 10 - 30 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Trial Ud} = 10,200 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$A = Q/U.\Delta T$$

$$A = 87232,23 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan tube dengan NP = 2 in

Tube IPS 2 in SCH 40		
O.D (in)	I.D (in)	linear ft (ft2/ft)
2,375	2,067	0,622

Material yang digunakan untuk LP Economizer yaitu Carbon Steel
Minimum tube thickness

$$tw = \frac{P \times d}{2 \times Sa + P} + 0,005 \times d + e$$

tw = minimum wall thickness, in.

P = design pressure, psig.

d = tube outer diameter, in.

e = factor that account for compensation in screwed tubes, generally zero

Sa = allowable stress, psi.

(Ganapathy, 2002)

Dari tabel ASME boiler and pressure vessel code Sec.I didapatkan Sa = 1200 psi

$$tw = 0,093 \text{ in}$$

Maka akan digunakan tube dengan schedule number = 40

Parameter tube

- Square pitch = 3,000 in
- Tube length in row = 12,000 m = 39,37 ft
- Number of tube wide (Nw) = 22
- Tube length = 140245 ft
- Number of tube depth (Nd) = 161,92 = 162

Ud koreksi

$$A = 87276 \text{ ft}^2$$

$$Ud = 10,19 \text{ btu/hr.ft}^2.F$$

> Mencari tube side heat transfer coefficient (hi) dan minimum tube thickness

Dari Aspen Hysys V10, air pada tc memiliki properties :

$$Cp = 1,103 \text{ BTU/lb.F}$$

$$\mu = 0,763 \text{ lb/h.ft}$$

$$k = 0,395 \text{ BTU/lb.h.ft}$$

$$hi = 2,44 \times \frac{w^{0,8} \times k^{0,6} \times Cp^{0,4}}{di^{1,8} \times \mu^{0,4}} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$hi = 36215 \text{ btu/hr.ft}^2.F$$

> Mencari gas side heat transfer coefficient

Gas side heat transfer coefficient dicari menggunakan parameter berikut :

$$\text{- Gas flow} = 3057644,9 \text{ lb/h}$$

$$\text{- Gas temperature} = 535,99 \text{ F}$$

$$\text{- Average water temperature} = 255,684008 \text{ F}$$

$$G = 12 \times \frac{Wg}{Nw \times L \times (St - d)} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

Nw = Number of tube wide

St = transverse pitch, in.

L = tube length, ft
 Wg = gas flow, lb/h.

$$hc = 0,9 \times G^{0,6} \times \frac{F}{d^{0,4}}$$

Dari tabel 8.3 Ganapathy,2002 , diperoleh nilai F

Temp (F)	F
200	0,094
395,8392	0,102813
400	0,103

$$G = 5083,473658 \text{ lb/ft}^2.\text{h}$$

Maka diperoleh nilai hc

$$hc = 10,95772625 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

$$ho = hc + hn$$

Karena temperature gas yang tidak terlalu tinggi maka, hn sangat kecil sehingga bi:
 diabaikan

$$ho = 10,95772625 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

> Mencari overall heat transfer coefficient (Uc)

$$Uc = ho \times \frac{hi \times di/d}{ho + hi \times di/d} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$Uc = 10,953918 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

> Fouling factor (Rd)

$$Rd = (Uc - Ud)/(UcUd)$$

$$Rd = 0,0068 > 0,005$$

> Pressure Drop

Tube side

$$Vt = 13,59059 \text{ ft/s} \quad Gt = Vt \cdot \rho$$

$$\rho = 55,84142 \text{ lb/ft}^3$$

$$Nre = 616419,6 \quad (\text{turbulen})$$

Dari darcy friction factor tabel 7.6 V. Ganapathy

$$f = 0,0195$$

$$\Delta P = 3.36 \times 10^{-6} \times f W^2 L_e \frac{v}{d_i^5}$$

$$\Delta Pt = 2,45080 \text{ psi}$$

Gas side

$$Nre = G.d/12\mu$$

$$\mu = 6,29E-02 \text{ lb/h.ft}$$

$$Nre = 15988,3139$$

$$f = Re^{-0,16} \left(0,25 + \frac{0,1175}{(S_T/d - 1)^{1,08}} \right)$$

$$f = 0,158712$$

$$\Delta P_g = 9.3 \times 10^{-10} \times f G^2 \times \frac{N_H}{\rho_g}$$

$$\Delta P_s = 16,10153 \text{ in W.C} = 0,581705 \text{ psi}$$

> Rincian spesifikasi LP Economizer

Parameter	Keterangan
Jenis	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>
Tube type	IPS 2 in SCH 40
Material	Carbon Steel
Luas area (ft2)	87276
Panjang tube (ft)	140245
Panjang pipa per baris (m)	12,000
Number tube wide (Nw)	22
Number tube depth (Nd)	162

6b. Low Pressure Evaporator

Fungsi : Mengubah LP Water menjadi LP Saturated steam

Kondisi :

Parameter	Inlet		Outlet	
	LP water	Flue gas	LP sat. steam	Flue gas
P (bar)	6,48	1,02	6,14	1,01
P (psig)	79,32	0,04	74,32	0,02
T (C)	159,80	320,54	159,80	280,00
T (F)	319,64	608,98	319,64	535,99
Massa (Kg/h)	31750,00	#####	31750,00	#####
Massa (lb/h)	69996,77	#####	69996,77	#####

> Menghitung Q

$Q = \Delta H \text{ outlet} - \Delta H \text{ inlet}$,dari energy balance didapatkan

$$Q = -337358717 - (-404603327,138336)$$

$$Q = 67244610,560 \text{ kJ/h}$$

$$Q = 63735593,137 \text{ BTU/h}$$

> Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T \text{ LMTD} = \Delta T = F_T \times \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{\ln(\Delta T_{\max}/\Delta T_{\min})} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 139,489 \text{ C}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 283,080 \text{ F}$$

> Tc

$$t_c = 159,800 \text{ C}$$

$$T_c = 300,270 \text{ C}$$

> Mencari luas area dan banyaknya tube per row dengan trial Ud

$$\text{Tersedia Ud} = 10 - 30 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Trial Ud} = 10,200 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$A = Q/U.\Delta T$$

$$A = 22073,56 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan tube dengan NP = 2 in

Tube IPS 2 in SCH 40		
O.D (in)	I.D (in)	linear ft (ft2/ft)
2,375	2,067	0,622

Material yang digunakan untuk LP Evaporator yaitu Carbon Steel
Minimum tube thickness

$$tw = \frac{P \times d}{2 \times Sa + P} + 0,005 \times d + e$$

tw = minimum wall thickness, in.

P = design pressure, psig.

d = tube outer diameter, in.

e = factor that account for compensation in screwed tubes, generally zero

Sa = allowable stress, psi.

(Ganapathy, 2002)

Dari tabel ASME boiler and pressure vessel code Sec. I didapatkan Sa = 1200 psi

$$tw = 0,093 \text{ in}$$

Maka akan digunakan tube dengan schedule number 40

Parameter tube

- Square pitch = 3,000 in
- Tube length in row = 12,000 m = 39,37 ft
- Number of tube wide (Nw) = 24
- Tube length = 35488 ft
- Number of tube depth (Nd) = 37,56 = 38

Ud koreksi

$$A = 22333 \text{ ft}^2$$

$$Ud = 10,08 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

> Mencari tube side heat transfer coefficient (h_i) dan minimum tube thickness

Dari Aspen Hysys V10, air pada tc memiliki properties :

$$C_p = 1,103 \quad \text{BTU/lb.F}$$

$$\mu = 0,410 \quad \text{lb/h.ft}$$

$$k = 0,395 \quad \text{BTU/lb.h.ft}$$

$$h_i = 2,44 \times \frac{w^{0,8} \times k^{0,6} \times C_p^{0,4}}{di^{1,8} \times \mu^{0,4}} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$h_i = 4229 \quad \text{btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

> Mencari gas side heat transfer coefficient

Gas side heat transfer coefficient dicari menggunakan parameter berikut :

$$\text{- Gas flow} = 3057644,9 \quad \text{lb/h}$$

$$\text{- Gas temperature} = 608,98 \quad \text{F}$$

$$\text{- Average water temperature} = 319,64 \quad \text{F}$$

$$G = 12 \times \frac{W_g}{N_w \times L \times (St - d)}$$

N_w = Number of tube wide

St = transverse pitch, in.

L = tube length, ft

W_g = gas flow, lb/h.

$$h_c = 0,9 \times G^{0,6} \times \frac{F}{d^{0,4}} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

Dari tabel 8.3 Ganapathy,2002 , diperoleh nilai F

Temp (F)	F
400	0,103
464,3084	0,105251
600	0,11

$$G = 4659,850854 \quad \text{lb/ft}^2.\text{h}$$

Maka diperoleh nilai h_c

$$h_c = 10,64696061 \quad \text{btu/ft}^2.\text{h.F}$$

$$h_o = h_c + h_n$$

Karena temperature gas yang tidak terlalu tinggi maka, h_n sangat kecil sehingga bi diabaikan

$$h_o = 10,64696061 \quad \text{btu/ft}^2.\text{h.F}$$

> Mencari overall heat trasfer coefficient (U_c)

$$U_c = h_o \times \frac{h_i \times di/d}{h_o + h_i \times di/d} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$U_c = 10,61625267 \quad \text{btu/ft}^2.\text{h.F}$$

> Fouling factor (R_d)

$$R_d = (U_c - U_d)/(U_c U_d)$$

$$Rd = 0,0050 > 0,005$$

> Pressure Drop

Tube side

$$Vt = 0,622902 \text{ ft/s} \quad Gt = Vt \cdot \rho$$

$$\rho = 55,84142 \text{ lb/ft}^3$$

$$Nre = 52670,82 \quad (\text{turbulen})$$

Dari darcy friction factor tabel 7.6 V. Ganapathy

$$f = 0,0195$$

$$\Delta P = 3.36 \times 10^{-6} \times f W^2 L_e \frac{v}{d_i^5}$$

$$\Delta Pt = 0,02842 \text{ psi}$$

Gas side

$$Nre = G.d/12\mu$$

$$\mu = 6,62E-02 \text{ lb/h.ft}$$

$$Nre = 13940,9212$$

$$f = Re^{-0.16} \left(0.25 + \frac{0.1175}{(S_r/d - 1)^{1.08}} \right)$$

$$f = 0,162231$$

$$\Delta P_g = 9.3 \times 10^{-10} \times f G^2 \times \frac{N_H}{\rho_g}$$

$$\Delta Ps = 3,243997 \text{ in W.C} = 0,117197 \text{ psi}$$

> Rincian spesifikasi LP Evaporator

Parameter	Keterangan
Jenis	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>
Tube type	IPS 2 in SCH 40
Material	<i>Carbon Steel</i>
Luas area (ft2)	22333
Panjang tube (ft)	35488
Panjang pipa per baris (m)	12,000
Number tube wide (Nw)	24
Number tube depth (Nd)	38

6c. Low Pressure Superheater

Fungsi : Mengubah LP Saturated steam menjadi LP Superheated steam

Kondisi :

Parameter	Inlet		Outlet	
	LP sat. steam	Flue gas	LP sht. Steam	Flue gas
P (bar)	6,14	1,02	6,00	1,02
P (psig)	74,32	0,06	72,32	0,04
T (C)	159,80	322,09	200,00	320,54
T (F)	319,64	611,76	392,00	608,98
Massa (Kg/h)	31750,00	#####	31750,00	#####
Massa (lb/h)	69996,77	#####	69996,77	#####

> Menghitung Q

$Q = \Delta H \text{ outlet} - \Delta H \text{ inlet}$,dari energy balance didapatkan

$$Q = -334788972 - (-337358716,578663)$$

$$Q = 2569744,328 \text{ kJ/h}$$

$$Q = 2435647,669 \text{ BTU/h}$$

> Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T \text{ LMTD} = \Delta T = F_T \times \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{\ln(\Delta T_{\max}/\Delta T_{\min})} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 140,531 \text{ C}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 284,956 \text{ F}$$

> Tc

$$t_c = 179,900 \text{ C}$$

$$T_c = 321,316 \text{ C}$$

> Mencari luas area dan banyaknya tube per row dengan trial Ud

$$\text{Tersedia Ud} = 10 - 30 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Trial Ud} = 10,200 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$A = Q/U.\Delta T$$

$$A = 837,986 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan tube dengan NP = 2 in

Tube IPS 2 in SCH 40		
O.D (in)	I.D (in)	linear ft (ft2/ft)
2,375	2,067	0,622

Material yang digunakan untuk LP Evaporator yaitu Carbon Steel

Minimum tube thickness

$$tw = \frac{P \times d}{2 \times Sa + P} + 0,005 \times d + e$$

tw = minimum wall thickness, in.

P = design pressure, psig.
 d = tube outer diameter, in.
 e = factor that account for compensation in screwed tubes, generally zero
 Sa = allowable stress, psi.

(Ganapathy, 2002)

Dari tabel ASME boiler and pressure vessel code Sec. I didapatkan Sa = 1200 psi

$$t_w = 0,093 \text{ in}$$

Maka akan digunakan tube dengan schedule number 40

Parameter tube

- Square pitch = 3,000 in
- Tube length in row = 12,000 m = 39,37 ft
- Number of tube wide (Nw) = 18
- Tube length = 1347 ft
- Number of tube depth (Nd) = 1,90 = 2

Ud koreksi

$$A = 882 \text{ ft}^2$$

$$U_d = 9,70 \text{ btu/hr.ft}^2.F$$

> Mencari tube side heat transfer coefficient (hi) dan minimum tube thickness

Dari Aspen Hysys V10, air pada tc memiliki properties :

$$C_p = 0,476 \text{ BTU/lb.F}$$

$$\mu = 0,034 \text{ lb/h.ft}$$

$$k = 0,017 \text{ BTU/lb.h.ft}$$

$$h_i = 2,44 \times \frac{w^{0,8} \times k^{0,6} \times C_p^{0,4}}{d_i^{1,8} \times \mu^{0,4}} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$h_i = 1231 \text{ btu/hr.ft}^2.F$$

> Mencari gas side heat transfer coefficient

Gas side heat transfer coefficient dicari menggunakan parameter berikut :

$$\text{- Gas flow} = 3057644,9 \text{ lb/h}$$

$$\text{- Gas temperature} = 611,76 \text{ F}$$

$$\text{- Average water temperature} = 355,82 \text{ F}$$

$$G = 12 \times \frac{W_g}{N_w \times L \times (St - d)}$$

Nw = Number of tube wide

St = transverse pitch, in.

L = tube length, ft

Wg = gas flow, lb/h.

(Ganapathy, 2002)

$$h_c = 0,9 \times G^{0,6} \times \frac{F}{d^{0,4}}$$

Dari tabel 8.3 Ganapathy,2002 , diperoleh nilai F

Temp (F)	F
400	0,103
483,7902	0,105933
600	0,11

$$G = 6213,134471 \text{ lb/ft}^2.\text{h}$$

Maka diperoleh nilai hc

$$hc = 12,73483684 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

$$ho = hc + hn$$

Karena temperature gas yang tidak terlalu tinggi maka, hn sangat kecil sehingga bi:
diabaikan

$$ho = 12,73483684 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

> Mencari overall heat trasfer coefficient (Uc)

$$Uc = ho \times \frac{hi \times di/d}{ho + hi \times di/d} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$Uc = 12,58528294 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

> Fouling factor (Rd)

$$Rd = (Uc - Ud)/(UcUd)$$

$$Rd = 0,0237 > 0,005$$

> Pressure Drop

Tube side

$$Vt = 233,16 \text{ ft/s} \quad Gt = Vt. \rho$$

$$\rho = 0,198912 \text{ lb/ft}^3$$

$$Nre = 834511,5 \quad (\text{turbulen})$$

Dari darcy friction factor tabel 7.6 V. Ganapathy

$$f = 0,0195$$

$$\Delta P = 3.36 \times 10^{-6} \times f W^2 L_e \frac{v}{d_i^5}$$

$$\Delta Pt = 0,40391 \text{ psi}$$

Gas side

$$Nre = G.d/12\mu$$

$$\mu = 6,63E-02 \text{ lb/h.ft}$$

$$Nre = 18553,7625$$

$$f = Re^{-0.16} \left(0.25 + \frac{0.1175}{(S_T/d - 1)^{1.08}} \right)$$

$$f = 0,154978$$

$$\Delta P_g = 9.3 \times 10^{-10} \times f G^2 \times \frac{N_H}{P_g}$$

$$\Delta P_s = 0,289962 \text{ in W.C} = 0,010476 \text{ psi}$$

> Rincian spesifikasi LP Superheater

Parameter	Keterangan
Jenis	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>
Tube type	IPS 2 in SCH 40
Material	<i>Carbon Steel</i>
Luas area (ft ²)	882
Panjang tube (ft)	1347
Panjang pipa per baris (m)	12,000
Number tube wide (Nw)	18
Number tube depth (Nd)	2

6d. High Pressure Economizer

Fungsi : Mengubah HP Water menjadi HP saturated liquid

Kondisi :

Parameter	Inlet		Outlet	
	HP water	Flue gas	HP sat. water	Flue gas
P (bar)	60,83	1,019	60,49	1,017
P (psig)	867,57	0,08	862,63	0,06
T (C)	160,80	533,60	277,10	322,10
T (F)	321,44	992,48	530,78	611,78
Massa (Kg/h)	603250,0	1386924,4	603250,0	1386924,4
Massa (lb/h)	1329938,6	3057644,9	1329938,6	3057644,9

> Menghitung Q

$Q = \Delta H \text{ outlet} - \Delta H \text{ inlet}$,dari energy balance didapatkan

$$Q = -7,30,E+09 - (-7672174813,02424)$$

$$Q = 367672863,321 \text{ kJ/h}$$

$$Q = 348486634,530 \text{ BTU/h}$$

> Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T \text{ LMTD} = \Delta T = F_T \times \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{\ln(\Delta T_{\max}/\Delta T_{\min})} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 205,233 \text{ C}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 401,420 \text{ F}$$

> T_c

$$t_c = 218,950 \text{ C}$$

$$T_c = 427,850 \text{ C}$$

> Mencari luas area dan banyaknya tube per row dengan trial Ud

$$\text{Tersedia Ud} = 10 - 30 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Trial Ud} = 10,200 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$A = Q/U.\Delta T$$

$$A = 85111,31 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan tube dengan NP = 2 in

Tube IPS 2 in SCH 40		
O.D (in)	I.D (in)	linear ft (ft ² /ft)
2,375	2,067	0,622

Material yang digunakan untuk HP Econoizer yaitu ASTM A335 P91

Minimum tube thickness

$$tw = \frac{P \times d}{2 \times Sa + P} + 0,005 \times d + e \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

tw = minimum wall thickness, in.

P = design pressure, psig.

d = tube outer diameter, in.

e = factor that account for compensation in screwed tubes, generally zero

Sa = allowable stress, psi.

Dari tabel ASME boiler and pressure vessel code Sec.1 didapatkan Sa : 6300 psi

$$tw = 0,028 \text{ in}$$

Maka akan digunakan tube dengan schedule number = 40

Parameter tube

- Square pitch = 3,000 in
- Tube length in row = 12,000 m = 39,37 ft
- Number of tube wide (Nw) = 27
- Tube length = 136835 ft
- Number of tube depth (Nd) = 128,73 = 129

Ud koreksi

$$A = 85292 \text{ ft}^2$$

$$Ud = 10,18 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

> Mencari tube side heat transfer coefficient (hi) dan minimum tube thickness

Dari Aspen Hysys V10, air pada tc memiliki properties :

$$Cp = 1,098 \text{ BTU/lb.F}$$

$$\mu = 0,407 \text{ lb/h.ft}$$

$$k = 0,395 \text{ BTU/lb.h.ft}$$

$$hi = 2,44 \times \frac{w^{0,8} \times k^{0,6} \times Cp^{0,4}}{di^{1,8} \times \mu^{0,4}} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$hi = 44621 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

> Mencari gas side heat transfer coefficient

Gas side heat transfer coefficient dicari menggunakan parameter berikut :

- Gas flow = 3057644,9 lb/h
- Gas temperature = 992,48 F
- Average water temperature = 426,11 F

$$G = 12 \times \frac{Wg}{Nw \times L \times (St - d)} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

Nw = Number of tube wide

St = transverse pitch, in.

L = tube length, ft

Wg = gas flow, lb/h.

$$hc = 0,9 \times G^{0,6} \times \frac{F}{d^{0,4}}$$

Dari tabel 8.3 Ganapathy,2002 , diperoleh nilai F

Temp (F)	F
400	0,103
709,295	0,113825
600	0,11

$$G = 4142,089648 \text{ lb/ft}^2.\text{h}$$

Maka diperoleh nilai hc

$$hc = 10,72871378 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

$$ho = hc + hn$$

Karena temperature gas yang tidak terlalu tinggi maka, hn sangat kecil sehingga bi diabaikan

$$ho = 10,72871378 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

> Mencari overall heat trasfer coefficient (Uc)

$$Uc = ho \times \frac{hi \times di/d}{ho + hi \times di/d} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$Uc = 10,72575062 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

> Fouling factor (Rd)

$$Rd = (Uc - Ud)/(UcUd)$$

$$Rd = 0,0050 > 0,005$$

> Pressure Drop

Tube side

$$Vt = 10,48888 \text{ ft/s} \quad Gt = Vt \cdot \rho$$

$$\rho = 56,00775 \text{ lb/ft}^3$$

$$Nre = 895620,8 \quad (\text{turbulen})$$

Dari darcy friction factor tabel 7.6 V. Ganapathy

$$f = 0,0195$$

$$\Delta P = 3.36 \times 10^{-6} \times f W^2 L_e \frac{v}{d_i^5}$$

$$\Delta P_t = 1,84548 \text{ psi}$$

Gas side

$$N_{re} = G \cdot d / 12 \mu$$

$$\mu = 6,63E-02 \text{ lb/h.ft}$$

$$N_{re} = 12369,1750$$

$$f = Re^{-0.16} \left(0.25 + \frac{0.1175}{(S_T/d - 1)^{1.08}} \right)$$

$$f = 0,165365$$

$$\Delta P_g = 9.3 \times 10^{-10} \times f G^2 \times \frac{N_H}{\rho_g}$$

$$\Delta P_s = 8,869387 \text{ in W.C} = 0,320427 \text{ psi}$$

> Rincian spesifikasi HP Economizer

Parameter	Keterangan
Jenis	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>
Tube type	IPS 2 in SCH 40
Material	<i>Alloy Steel P91</i>
Luas area (ft ²)	85292
Panjang tube (ft)	136835
Panjang pipa per baris (m)	12,000
Number tube wide (Nw)	27
Number tube depth (Nd)	129

6e. High Pressure Evaporator

Fungsi : Mengubah HP Saturated liquid menjadi HP saturated steam

Kondisi :

Parameter	Inlet		Outlet	
	HP sat liq	Flue gas	HP sat. Steam	Flue gas
P (bar)	60,49	1,020	60,14	1,019
P (psig)	862,63	0,10	857,56	0,08
T (C)	277,10	1061,00	277,10	533,60
T (F)	530,78	1941,80	530,78	992,48
Massa (Kg/h)	603250,0	1386924,4	603250,0	1386924,4
Massa (lb/h)	1329938,6	3057644,9	1329938,6	3057644,9

> Menghitung Q

$Q = \Delta H \text{ outlet} - \Delta H \text{ inlet}$,dari energy balance didapatkan

$$Q = -6355246400 - (-7304501949,70337)$$

$$Q = 949255549,856 \text{ kJ/h}$$

$$Q = 899720661,706 \text{ BTU/h}$$

> Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T \text{ LMTD} = \Delta T = F_T \times \frac{\Delta T_{\max} - \Delta T_{\min}}{\ln(\Delta T_{\max}/\Delta T_{\min})} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 472,093 \text{ C}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 881,767 \text{ F}$$

> Tc

$$t_c = 277,100 \text{ C}$$

$$T_c = 797,300 \text{ C}$$

> Mencari luas area dan banyaknya tube per row dengan trial Ud

$$\text{Tersedia Ud} = 10 - 30 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Trial Ud} = 12,000 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$A = Q/U.\Delta T$$

$$A = 85030,05 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan tube dengan NP = 2 in

Tube IPS 2 in SCH 40		
O.D (in)	I.D (in)	linear ft (ft2/ft)
2,375	2,067	0,622

Material yang digunakan untuk HP Evaporator yaitu ASTM A335 P91

Minimum tube thickness

$$t_w = \frac{P \times d}{2 \times S_a + P} + 0,005 \times d + e \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

t_w = minimum wall thickness, in.

P = design pressure, psig.

d = tube outer diameter, in.

e = factor that account for compensation in screwed tubes, generally zero

S_a = allowable stress, psi.

Dari tabel ASME boiler and pressure vessel code Sec.I didapatkan $S_a = 4300 \text{ psi}$

$$t_w = 0,035 \text{ in}$$

Maka akan digunakan tube dengan schedule number 40

Parameter tube

- Square pitch = 3,000 in
- Tube length in row = 12,000 m = 39,37 ft
- Number of tube wide (Nw) = 25
- Tube length = 136704 ft
- Number of tube depth (Nd) = 138,89 = 139

Ud koreksi

A = 85096 ft²
 Ud = 11,99 btu/hr.ft².F

> Mencari tube side heat transfer coefficient (hi) dan minimum tube thickness

Dari Aspen Hysys V10, air pada tc memiliki properties :

Cp = 1,449 BTU/lb.F
 μ = 0,235 lb/h.ft
 k = 0,334 BTU/lb.h.ft

$$hi = 2,44 \times \frac{w^{0,8} \times k^{0,6} \times Cp^{0,4}}{di^{1,8} \times \mu^{0,4}} \quad \text{(Ganapathy, 2002)}$$

hi = 56206 btu/hr.ft².F

> Mencari gas side heat transfer coefficient

Gas side heat transfer coefficient dicari menggunakan parameter berikut :

- Gas flow = 3057644,9 lb/h
- Gas temperature = 1941,80 F
- Average water temperature = 530,78 F

$$G = 12 \times \frac{Wg}{Nw \times L \times (St - d)}$$

Nw = Number of tube wide

St = transverse pitch, in.

L = tube length, ft

Wg = gas flow, lb/h.

(Ganapathy, 2002)

$$hc = 0,9 \times G^{0,6} \times \frac{F}{d^{0,4}}$$

Dari tabel 8.3 Ganapathy,2002 , diperoleh nilai F

Temp (F)	F
400	0,103
1236,29	0,13227
600	0,11

G = 4473,456819 lb/ft².h

Maka diperoleh nilai hc

hc = 13,05644248 btu/ft².h.F

ho = hc + hn

Karena temperature gas yang tidak terlalu tinggi maka, hn sangat kecil sehingga bi:

diabaikan

$$h_o = 13,05644248 \text{ btu/ft}^2\cdot\text{h}\cdot\text{F}$$

> Mencari overall heat transfer coefficient (U_c)

$$U_c = h_o \times \frac{h_i \times d_i/d}{h_o + h_i \times d_i/d} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$U_c = 13,05295854 \text{ btu/ft}^2\cdot\text{h}\cdot\text{F}$$

> Fouling factor (R_d)

$$R_d = (U_c - U_d)/(U_c U_d)$$

$$R_d = 0,0068 > 0,005$$

> Pressure Drop

Tube side

$$V_t = 13,42388 \text{ ft/s} \quad G_t = V_t \cdot \rho$$

$$\rho = 47,26318 \text{ lb/ft}^3$$

$$N_{re} = 1676685 \quad (\text{turbulen})$$

Dari darcy friction factor tabel 7.6 V. Ganapathy

$$f = 0,0195$$

$$\Delta P = 3.36 \times 10^{-6} \times f W^2 L_e \frac{v}{d_i^5}$$

$$\Delta P_t = 2,35963 \text{ psi}$$

Gas side

$$N_{re} = G \cdot d / 12\mu$$

$$\mu = 1,25E-01 \text{ lb/h}\cdot\text{ft}$$

$$N_{re} = 7058,0035$$

$$f = Re^{-0.16} \left(0.25 + \frac{0.1175}{(S_r/d - 1)^{1.08}} \right)$$

$$f = 0,180897$$

$$\Delta P_g = 9.3 \times 10^{-10} \times f G^2 \times \frac{N_H}{\rho_g}$$

$$\Delta P_s = 12,19415 \text{ in W.C} = 0,440542 \text{ psi}$$

> Rincian spesifikasi HP Evaporator

Parameter	Keterangan
Jenis	Heat Recovery Steam Generator
Tube type	IPS 2 in SCH 40

Material	Alloy Steel P91
Luas area (ft ²)	85096
Panjang tube (ft)	136704
Panjang pipa per baris (m)	12,000
Number tube wide (Nw)	25
Number tube depth (Nd)	139

6f. High Pressure Superheater

Fungsi : Mengubah HP Saturated steam menjadi HP Superheated steam

Kondisi :

Parameter	Inlet		Outlet	
	HP sat. steam	Flue gas	HP sht. Steam	Flue gas
P (bar)	60,14	1,02	60,00	1,02
P (psig)	857,56	0,12	855,53	0,10
T (C)	277,10	1244,00	517,90	1061,00
T (F)	530,78	2271,20	964,22	1941,80
Massa (Kg/h)	603250,00	#####	603250,00	#####
Massa (lb/h)	#####	#####	#####	#####

> Menghitung Q

$Q = \Delta H_{outlet} - \Delta H_{inlet}$,dari energy balance didapatkan

$$Q = -5999569118 - (-6355246399,84733)$$

$$Q = 355677282,340 \text{ kJ/h}$$

$$Q = 337117017,508 \text{ BTU/h}$$

> Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T \text{ LMTD} = \Delta T = F_T \times \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln(\Delta T_{max}/\Delta T_{min})} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 754,631 \text{ C}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 1390,336 \text{ F}$$

> Tc

$$t_c = 397,500 \text{ C}$$

$$T_c = 1152,500 \text{ C}$$

> Mencari luas area dan banyaknya tube per row dengan trial Ud

$$\text{Tersedia Ud} = 10 - 30 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Trial Ud} = 16,000 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$A = Q/U.\Delta T$$

$$A = 15154,48 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan tube dengan NP = 2 in

Tube IPS 2 in SCH 40		
O.D (in)	I.D (in)	linear ft (ft2/ft)
2,375	2,067	0,622

Material yang digunakan untuk LP Evaporator yaitu ASTM A335 P91

Minimum tube thickness

$$tw = \frac{P \times d}{2 \times Sa + P} + 0,005 \times d + e \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

tw = minimum wall thickness, in.

P = design pressure, psig.

d = tube outer diameter, in.

e = factor that account for compensation in screwed tubes, generally zero

Sa = allowable stress, psi.

Dari tabel ASME boiler and pressure vessel code Sec. I didapatkan Sa = 4300 psi

$$tw = 0,035 \text{ in}$$

Maka akan digunakan tube dengan schedule number 40

Parameter tube

- Square pitch = 3,000 in
- Tube length in row = 12,000 m = 39,37 ft
- Number of tube wide (Nw) = 17
- Tube length = 24364 ft
- Number of tube depth (Nd) = 36,40 = 37

Ud koreksi

$$A = 15403 \text{ ft}^2$$

$$Ud = 15,74 \text{ btu/hr.ft}^2.F$$

> Mencari tube side heat transfer coefficient (hi) dan minimum tube thickness

Dari Aspen Hysys V10, air pada tc memiliki properties :

$$Cp = 0,560 \text{ BTU/lb.F}$$

$$\mu = 0,072 \text{ lb/h.ft}$$

$$k = 0,043 \text{ BTU/lb.h.ft}$$

$$hi = 2,44 \times \frac{w^{0,8} \times k^{0,6} \times Cp^{0,4}}{di^{1,8} \times \mu^{0,4}} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$hi = 18122 \text{ btu/hr.ft}^2.F$$

> Mencari gas side heat transfer coefficient

Gas side heat transfer coefficient dicari menggunakan parameter berikut :

$$\text{- Gas flow} = 3057644,9 \text{ lb/h}$$

$$\text{- Gas temperature} = 2271,20 \text{ F}$$

$$\text{- Average water temperature} = 747,5 \text{ F}$$

$$G = 12 \times \frac{Wg}{Nw \times L \times (St - d)} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

Nw = Number of tube wide

St = transverse pitch, in.

L = tube length, ft

Wg = gas flow, lb/h.

$$hc = 0,9 \times G^{0,6} \times \frac{F}{d^{0,4}}$$

Dari tabel 8.3 Ganapathy,2002 , diperoleh nilai F

Temp (F)	F
400	0,103
1509,35	0,141827
600	0,11

$$G = 6578,61297 \text{ lb/ft}^2.\text{h}$$

Maka diperoleh nilai hc

$$hc = 17,6448247 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

$$ho = hc + hn$$

Karena temperature gas yang tidak terlalu tinggi maka, hn sangat kecil sehingga bi diabaikan

$$ho = 17,6448247 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

> Mencari overall heat trasfer coefficient (Uc)

$$Uc = ho \times \frac{hi \times di/d}{ho + hi \times di/d} \quad (\text{Ganapathy, 2002})$$

$$Uc = 17,62510708 \text{ btu/ft}^2.\text{h.F}$$

> Fouling faktor (Rd)

$$Rd = (Uc - Ud)/(UcUd)$$

$$Rd = 0,0068 > 0,005$$

> Pressure Drop

Tube side

$$Vt = 505,501 \text{ ft/s} \quad Gt = Vt \cdot \rho$$

$$\rho = 1,845738 \text{ lb/ft}^3$$

$$Nre = 8040975 \quad (\text{turbulen})$$

Dari darcy friction factor tabel 7.6 V. Ganapathy

$$f = 0,0195$$

$$\Delta P = 3.36 \times 10^{-6} \times f W^2 L_e \frac{v}{d_i^5}$$

$$\Delta Pt = 15,83639 \text{ psi}$$

Gas side

$$N_{re} = G.d/12\mu$$

$$\mu = 1,41E-01 \text{ lb/h.ft}$$

$$N_{re} = 9253,4577$$

$$f = Re^{-0.16} \left(0.25 + \frac{0.1175}{(S_T/d - 1)^{1.08}} \right)$$

$$f = 0,173225$$

$$\Delta P_g = 9.3 \times 10^{-10} \times fG^2 \times \frac{N_H}{\rho_g}$$

$$\Delta P_s = 6,722041 \text{ in W.C} = 0,242849 \text{ psi}$$

> Rincian spesifikasi HP Superheater

Parameter	Keterangan
Jenis	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>
Tube type	IPS 2 in SCH 40
Material	<i>Alloy Steel P91</i>
Luas area (ft2)	15403
Panjang tube (ft)	24364
Panjang pipa per baris (m)	12,000
Number tube wide (Nw)	17
Number tube depth (Nd)	37

Tabel C6. Spesifikasi *Heat Recovery Steam Generator*

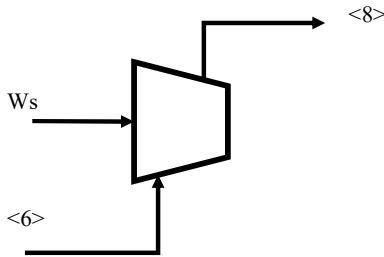
Parameter	Keterangan
Kode	P-310
Jenis	Heat Recovery Steam Generator
Tube type	IPS 2 in SCH 40
Pitch	3 in Square
Material	LP Economizer : Carbon Steel
	LP Evaporator : Carbon Steel
	LP Superheater : Carbon Steel
	HP Economizer : Alloy Steel P91
	HP Evaporator : Alloy Steel P91
	HP Superheater : Alloy Steel P91
Luas area (ft2)	LP Economizer : 87276
	LP Evaporator : 22333
	LP Superheater : 882
	HP Economizer : 85292
	HP Evaporator : 85096
	HP Superheater : 15403
Panjang pipa per baris (m)	12
	22

Number tube wide (Nw)	24
	18
	27
	25
	17
Number tube depth (Nd)	162
	38
	2
	129
	139
	37

7. Compressor (G-121 A,B)

Fungsi : Menaikkan tekanan aliran *1st stage permeate* menjadi 10,5 bar

Tipe : Sentrifugal kompresor



Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts)	= 10,38	°C	= 50,684	°F
Suhu Keluar (Td)	= 153,977	°C	= 309,159	°F
Tekanan Masuk (Ps)	= 300	kPa	= 43,511	psia
Tekanan Keluar (Pd)	= 3010	kPa	= 436,564	psia
Rate Massa	= 105031,063	kg/hr		
Rate Mol	= 3023,266	kmol/hr		
Massa Jenis	= 1,469549	kg/m ³		
Rate Volume	= 71471,63	m ³ /hr	= 19,8532301	m ³ /s

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[n]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \dots(\text{Pers B.47; Appendix B Robin Smith})$$

a. Overall Stages

N = 1 stages (rasio kompresi terlalu besar)

r = 10,033

b. 2 Stages

N = 2 stages (digunakan 2 stages)

r = 3,168

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

1st stage Suction Ps = 43,511 psi

Discharge Pd = 139,824 psi

r = 3,214

2nd stage Suction Ps = 137,824 psi

Discharge Pd = 436,564 psi

r = 3,168

Pressure drop compressor untuk gas sebesar 2 psi

Perhitungan BHP

Dari aspen HYSIS V10 Peng-Robinson :

$$\gamma_{mix} = 1,3045$$

$$\eta_p = 0,7781$$

a. *Polytropic Coefficient*

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \dots(\text{Pers B.38; Appendix B Robin Smith})$$

$$n = 1,4285$$

b. *Brake Horse Power (BHP) Stage Compressor*

$$W = \frac{n}{n-1} \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \left[1 - (r)^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \dots(\text{Pers B.50; Appendix B Robin Smith})$$

$$W = -21087846,2 \quad \text{watt}$$

$$= -21,088 \quad \text{MW}$$

$$= 28279,2676 \quad \text{Hp}$$

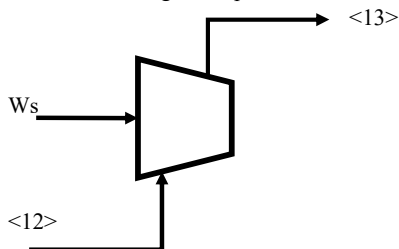
Tabel C7. Spesifikasi *Compressor*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-121 A,B
Type	Sentrifugal kompresor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran 1st stage permeate menjadi 10,5 bar
Jumlah stage	2
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi operasi :	P suction : 300,0 kPa T suction : 10,38 °C P discharge : 3010 kPa T discharge : 153,98 °C
Kapasitas (Kg/jam)	105031,0633
r	3,168
Efisiensi	0,7781
Power (Hp)	28279,26755

8. *Recycle Compressor (G-125 A,B)*

Fungsi : Menaikkan tekanan *recycle retentate* menjadi 30 bar

Tipe : Sentrifugal kompresor



Kondisi Operasi

$$\text{Suhu Masuk (Ts)} = 38 \quad \text{°C} = 100,4 \quad \text{°F}$$

$$\text{Suhu Keluar (Td)} = 44,3 \quad \text{°C} = 111,74 \quad \text{°F}$$

Tekanan Masuk (Ps)	= 2720	kPa = 394,503	psia
Tekanan Keluar (Pd)	= 3000	kPa = 435,114	psia
Rate Massa	= 15583,242	kg/hr	
Rate Mol	= 938,623	kmol/hr	
Massa Jenis	= 0,702162	kg/m ³	
Rate Volume	= 22193,21	m ³ /hr = 6,165	m ³ /s

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[n]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \dots(\text{Pers B.47; Appendix B Robin Smith})$$

a. Overall Stages

$$N = 1 \text{ stages}$$

$$r = 1,1029$$

Rasio kompresi tidak melebihi 4,5 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369). Maka digunakan 1 stage

Perhitungan BHP

Dari aspen HYSIS V10 Peng-Robinson:

$$\gamma_{mix} = 1,3731$$

$$\eta_p = 0,7528$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \dots(\text{Pers B.38; Appendix B Robin Smith})$$

$$n = 1,5648$$

b. Brake Horse Power (BHP) Stage Compressor

$$W = \frac{n}{n-1} \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \left[1 - (r)^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \dots(\text{Pers B.50; Appendix B Robin Smith})$$

$$W = -2221372,628 \text{ Watt}$$

$$= -2,221 \text{ MW}$$

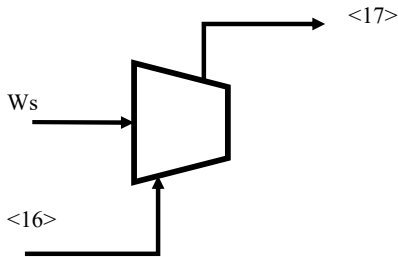
$$= 2.978,910 \text{ Hp}$$

Tabel C8. Spesifikasi *Recycle Compressor*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-125 A,B
Type	Sentrifugal kompresor
Fungsi	Menaikkan tekanan recycle retentate menjadi 30 bar
Jumlah stage	1
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi operasi :	P suction : 2720 kPa T suction : 38 °C P discharge : 3000 kPa T discharge : 44,3 °C
Kapasitas (Kg/jam)	15583,24232
r	1,103
Efisiensi	0,7528
Power (Hp)	2.978,910

9. Air Compressor (G-212)

Fungsi : Meningkatkan tekanan aliran udara masuk
 Tipe : Sentrifugal kompresor



Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts)	= 30	°C	= 86	°F
Suhu Keluar (Td)	= 132,65	°C	= 270,77	°F
Tekanan Masuk (Ps)	= 101,3	kPa	= 14,692	psia
Tekanan Keluar (Pd)	= 2500	kPa	= 362,595	psia
Rate Massa	= 1302056,18	kg/hr		
Rate Mol	= 45131,507	kmol/hr		
Massa Jenis	= 0,042293	kg/m ³		
Rate Volume	= 1067109,03	m ³ /hr	= 296,419	m ³ /s

Penentuan Jumlah Stage

Rasio Kompresi

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \dots(\text{Pers B.47; Appendix B Robin Smith})$$

a. Overall Stages

N = 1 stages (rasio kompresi terlalu besar)
 r = 24,679

b. 2 Stages

N = 2 stages (rasio kompresi terlalu besar)
 r = 4,968

c. 5 Stages

N = 5 stages (digunakan 5 stages)
 r = 1,899

Perhitungan Tekanan Tiap Stages

Pressure drop intercooler untuk gas sebesar 2 psi

1st stage	Suction	Ps	= 14,692	psi
	Discharge	Pd	= (Ps x r) + ΔP	= 29,897 psi
		r	= 2,035	
2nd stage	Suction	Ps	= 27,897	psi
	Discharge	Pd	= 54,969	psi
		r	= 1,970	

3rd stage	Suction	Ps	=	52,969	psi
	Discharge	Pd	=	102,575	psi
		r	=	1,937	
4th stage	Suction	Ps	=	100,575	psi
	Discharge	Pd	=	192,966	psi
		r	=	1,919	
5th stage	Suction	Ps	=	190,966	psi
	Discharge	Pd	=	362,595	psi
		r	=	1,899	

Perhitungan BHP

Dari aspen HYSIS V10 Peng-Robinson:

$$\gamma_{mix} = 1,4005$$

$$\eta_p = 0,7719$$

a. *Polytropic Coefficient*

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \dots(\text{Pers B.38; Appendix B Robin Smith})$$

$$n = 1,5885$$

b. *Brake Hourse Power (BHP) Stage Compressor*

$$W = \frac{n}{n-1} \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \left[1 - (r)^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \dots(\text{Pers B.50; Appendix B Robin Smith})$$

$$W = -140774932,8 \text{ Watt}$$

$$= -140,775 \text{ MW}$$

$$= 188.782,294 \text{ HP}$$

Tabel C9. Spesifikasi *Air Compressor*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-212
Type	Sentrifugal kompresor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran udara masuk
Jumlah stage	5
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kondisi operasi :	P suction : 101 kPa T suction : 30 °C P discharge : 2500 kPa T discharge : 132,65 °C
Kapasitas (Kg/jam)	1302056,18
r	1,899
Efisiensi	0,7719
Power (Hp)	188.782,294

10. Air Compressor Intercooler

10a. 1st Stage Air Compressor Intercooler

Data untuk hot fluid :

T avg	=	166,892	°F	=	74,94	°C
Cp	=	0,24	Btu/lb.°F	=	1,004832	kJ/kg.K
μ	=	0,01722	cp	=	1,72E-05	kg/m.s
k	=	0,01407	Btu/[(hr.ft ² .F)/ft]	=	0,024	W/m.K
ρ	=	0,07966	lb/ft ³	=	1,276	kg/m ³
Heat load (Q)	=	93.299.562,206	Btu/hr	=	36.669,37	hp
Flow Quantity (Wt)	=	590.602,267	lb/hr	=	1.302.056,180	kg/hr
T in	=	233,384	°F	=	111,88	°C
T out	=	100,4	°F	=	38	°C
Fouling factor (Rd)	=	0,002	hr.ft ² .F/Btu			
Allowable ΔPt	=	2	psi			

Data untuk air cooler :

Ambient temp (t1)	=	86	°F =	30	°C
Elevation	=	0	ft sea level.	(See Fig 10-16 for altitude correction)	
Density ratio air	=	0,97			
Cp air	=	0,24	Btu/lb.F		
	=	1,0048	kJ/kg.K		

Asumsi dasar :

Type	=	Forced draft	2	fan	
Fintube	=	1 in. OD with 5/8 in. high fins			
	=	25,4	mm OD with	15,875	mm high fins
Tube pitch	=	2 1/4 in. Triangular (Δ)			
	=	57,150	mm triangular		
Bundle layout	=	3	tube passes	5	rows of tubes
tube length	=	100	ft =	30,480	m

1. Trial Ux berdasarkan *Engineering Data Book fig 10-10*

$$U_x = 1,6$$

$$2. \Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

$$= 21,032 \text{ F} = -6,093 \text{ °C}$$

3. Menghitung CMTD

Mixture Gas	233,384	100,4	GTTD =	14,4
Air	107,032	86	LTTD =	126,352

$$LMTD = (GTTD - LTTD) / \ln(GTTD / LTTD)$$

$$= 51,547 \text{ °F} = 10,859 \text{ °C}$$

$$\begin{aligned}
\text{CMTD} &= \text{LMTD} \times \text{Ft} \\
&= 51,547 \times 1 \quad (\text{untuk 3 tube}) \\
&= 51,547 \text{ } ^\circ\text{F} = 10,859 \text{ } ^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

4. Menghitung surface area

$$\begin{aligned}
A_x &= \frac{Q}{U_x \text{CMTD}} \\
A_x &= \frac{93299562,206}{1,600 \times 51,547} \\
A_x &= 1131243,512 \text{ ft}^2 = 105.095,955 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

5. Menghitung area dengan APSF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$\text{APSF} = 148,5$$

$$F_a = \frac{A_x}{\text{APSF}} = \frac{1131243,512}{148,5} = 7617,801 \text{ ft}^2 = 707,717 \text{ m}^2$$

$$6. \text{ Width} = \frac{F_a}{L} = \frac{7617,801}{100} = 76,18 \text{ ft}$$

Untuk mempermudah, maka Width dibulatkan menjadi 76,0 ft = 23,165 m sehingga $F_a = 7600 \text{ ft}^2$

7. Menghitung Nt dengan APF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$\text{APF} = 5,58$$

$$\begin{aligned}
N_t &= \frac{A_x}{\text{APF} \times L} \\
&= \frac{1131243,512}{5,58 \times 100} \\
&= 2027,318
\end{aligned}$$

8. Menghitung mass velocity

Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25 untuk 1 in OD x 18 BWG :

$$\begin{aligned}
A_t &= 0,6390 \text{ in}^2 \\
G_t &= \frac{144 \times W_t \times N_p}{3600 \times N_t \times A_t} \\
&= 54,708 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{sec}) \\
&= 267,110 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{sec}
\end{aligned}$$

$$9. \text{ Nre} = \frac{D_i \times G_t}{\mu}$$

$$D_i = 0,902 \text{ in} \quad (\text{Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25})$$

$$= 22,911 \text{ mm}$$

$$\text{Nre} = 2865,675$$

10 Menghitung ΔPt

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0015 && \text{(grafik 10-15 berdasarkan Nre)} \\
 s.g &= 0,87603 && \text{(Berdasarkan Engineering Data Book fig 23-2)} \\
 Y &= 1,7 && \text{(grafik 10-14 berdasarkan Gt dan s.g)} \\
 \varphi &= 1 && \text{(\varphi is a difficult function to calculate rigorously, see Fig.10-19)} \\
 B &= 0,017 && \text{(grafik 10-14 berdasarkan Gt dan s.g)} \\
 \Delta Pt &= \frac{fYLN_p}{\varphi} + BN_p \\
 \Delta Pt &= 0,816 \text{ psi} < \Delta Pt \text{ allowable}
 \end{aligned}$$

11 Menghitung h_t

$$\begin{aligned}
 k \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} &\text{ from Fig. 10-12} = 0,09 \\
 J &= 11000 \text{ (Fig 10-13)} \\
 h_t &= \frac{Jk \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \varphi}{D_i} = 1097,561
 \end{aligned}$$

12 Menghitung air cooler yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{Q}{0,24 \times \Delta t_a} \\
 &= 18.483.722,640 \text{ lb/hr} \\
 &= 8.384.085,529 \text{ kg/hr}
 \end{aligned}$$

13 Menghitung mass velocity udara

$$Ga = \frac{Wa}{Fa} = 2.432,069 \text{ lb/hr.ft}^2 = 11.874,522 \text{ kg/hr.m}^2$$

14. $h_a = 8,2$ (Fig 10-17)

$$15. \frac{A_x}{A_i} = \frac{AR \times Do}{D_i} = 23,725 \quad AR = 21,4 \text{ (Fig 10-11)}$$

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t} \right) \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{dt} \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{max} + \frac{1}{h_a} = 0,191$$

$$U_x = 5,235$$

Nilai U_x harus sama atau lebih besar dari U_x trial

16 Menghitung minimum fan area

$$\begin{aligned}
 FAPF &= \frac{0,4 \times Fa}{Nf} \\
 &= 1520 \text{ ft}^2 \\
 &= 141,213 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

17 Menghitung fan diameter

$$\begin{aligned} \text{Fan diameter} &= (4(\text{FAPF})/\pi)^{0,5} \\ &= 44 \text{ ft} \\ &= 13 \text{ m} \end{aligned}$$

18 Menghitung Δp_a

$$\begin{aligned} \Delta p_a &= \frac{F_p \times N}{D_R} & F_p &= 0,086 \text{ (Fig 10-18)} \\ &= 0,44 \text{ psi} \end{aligned}$$

19 Menghitung actual air volume menggunakan D_R

$$\text{ACFM} = \frac{W_a}{D_R \times 60 \times 0,0749} = 4.240.183,392 \text{ / fan}$$

20 Menghitung fan total pressure dengan D_R

$$\begin{aligned} PF &= \Delta P_a + \left[\frac{\text{ACFM}}{4005 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)} \right]^2 D_r \\ &= 0,914 \text{ inch of water} \end{aligned}$$

21 Dengan efisiensi 70%, maka BHP fan:

$$\begin{aligned} bhp &= \frac{(\text{ACFM}/\text{fan})(PF)}{6365 \times 0,7} \\ &= 870,962 \text{ hp} \end{aligned}$$

untuk efisiensi actual fan motor sebesar 92%

$$\text{BHP} = 946,698 \text{ hp}$$

maka dipilih alat dengan power 947 hp

Tabel C10a. Spesifikasi *1st Stage Air Compressor Intercooler*

Spesifikasi	Keterangan
Type	<i>Forced draft</i>
Fintube	1 in. OD with 5/8 in. high fins
	25,4 mm with 15,875 mm high fins
Tube pitch	2 1/4 in. Triangular (Δ)
	57,150 mm Triangular
Bundle layout	3 <i>tube passes</i> 5 <i>rows of tubes</i>
tube length	100 ft = 30,480 m
Jumlah fan	2
Extended surface area	1.128.600,000 ft ² = 104.850,364 m ²
Power	947 hp = 705,954 kW

10b. *2nd Stage Air Compressor Intercooler*

Data untuk hot fluid :

$$\begin{aligned} T_{\text{avg}} &= 187,412 \text{ } ^\circ\text{F} & &= 86,34 \text{ } ^\circ\text{C} \\ C_p &= 0,24 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} & &= 1,004832 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

μ	=	0,01722	cp	=	1,72E-05	kg/m.s
k	=	0,01407	Btu/[(hr.ft ² .F)/ft]	=	0,024	W/m.K
ρ	=	0,07966	lb/ft ³	=	1,276	kg/m ³
Heat load (Q)	=	93.299.562,206	Btu/hr	=	36.669,37	hp
Flow Quantity (Wt)	=	590.602,267	lb/hr	=	1.302.056,180	kg/hr
T in	=	270,824	°F	=	132,68	°C
T out	=	104	°F	=	40	°C
Fouling factor (Rd)	=	0,002	hr.ft ² .F/Btu			
Allowable Δ Pt	=	2	psi			

Data untuk air cooler :

Ambient temp (t1)	=	86	°F = 30	°C
Elevation	=	0	ft sea level.	(See Fig 10-16 for altitude correction)
Density ratio air	=	0,97		
Cp air	=	0,24	Btu/lb.F	
	=	1,0048	kJ/kg.K	

Asumsi dasar :

Type	=	Forced draft	2	fan	
Fintube	=	1 in. OD with 5/8 in. high fins			
	=	25,4	mm OD with	15,875	mm high fins
Tube pitch	=	2 1/4 in. Triangular (Δ)			
	=	57,150	mm triangular		
Bundle layout	=	3	tube passes	5	rows of tubes
tube length	=	100	ft =	30,480	m

1. Trial U_x berdasarkan *Engineering Data Book fig 10-10*

$$U_x = 1,6$$

$$2. \Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

$$= 26,367 \text{ F} = -3,129 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3. Menghitung CMTD

Mixture Gas	270,824	104
Air	112,367	86

$$GTTD = 18,0$$

$$LTTD = 158,457$$

$$LMTD = (GTTD - LTTD) / \ln(GTTD / LTTD)$$

$$= 64,575 \text{ } ^\circ\text{F} = 18,097 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$CMTD = LMTD \times F_t$$

$$= 64,575 \times 1 \quad (\text{untuk 3 tube})$$

$$= 64,575 \text{ } ^\circ\text{F} = 18,097 \text{ } ^\circ\text{C}$$

4. Menghitung surface area

$$A_x = \frac{Q}{U_x CMTD}$$

$$Ax = \frac{93299562,206}{1,600 \times 64,575}$$

$$Ax = 903021,271 \text{ ft}^2 = 83.893,416 \text{ m}^2$$

5. Menghitung area dengan APSF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$APSF = 148,5$$

$$Fa = \frac{Ax}{APSF} = \frac{903021,271}{148,5} = 6080,951 \text{ ft}^2 = 564,939 \text{ m}^2$$

$$6. \text{ Width} = \frac{Fa}{L} = \frac{6080,951}{100} = 60,81 \text{ ft}$$

Untuk mempermudah, maka Width dibulatkan menjadi 61 ft = 18,593 m sehingga $Fa = 6100 \text{ ft}^2$

7. Menghitung Nt dengan APF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$APF = 5,58$$

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{Ax}{APF \times L} \\ &= \frac{903021,271}{5,58 \times 100} \\ &= 1618,318 \end{aligned}$$

8. Menghitung mass velocity

Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25 untuk 1 in OD x 18 BWG :

$$At = 0,6390 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{144 \times Wt \times Np}{3600 \times Nt \times At} \\ &= 68,535 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{sec}) \\ &= 334,617 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{sec} \end{aligned}$$

$$9. Nre = \frac{Di \times Gt}{\mu}$$

$$Di = 0,902 \text{ in}$$

(Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25)

$$= 22,911 \text{ mm}$$

$$Nre = 3589,923$$

10 Menghitung ΔPt

$$f = 0,0013 \quad (\text{grafik 10-15 berdasarkan } Nre)$$

$$s.g = 0,87603 \quad (\text{Berdasarkan Engineering Data Book fig 23-2})$$

$$Y = 2,5 \quad (\text{grafik 10-14 berdasarkan } Gt \text{ dan } s.g)$$

$$\phi = 1 \quad (\phi \text{ is a difficult function to calculate rigorously, see Fig.10-19})$$

$$B = 0,025 \quad (\text{grafik 10-14 berdasarkan } Gt \text{ dan } s.g)$$

$$\Delta Pt = \frac{fYLN_p}{\phi} + BN_p$$

$$\Delta Pt = 1,050 \text{ psi} < \Delta Pt \text{ allowable}$$

11 Menghitung h_t

$$k \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \text{ from Fig. 10-12} = 0,09$$

$$J = 11000 \text{ (Fig 10-13)}$$

$$h_t = \frac{Jk \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi}{D_i} = 1097,561$$

12 Menghitung air cooler yang dibutuhkan

$$W = \frac{Q}{0,24 \times \Delta t_a}$$

$$= 14.743.672,265 \text{ lb/hr}$$

$$= 6.687.625,199 \text{ kg/hr}$$

13 Menghitung mass velocity udara

$$Ga = \frac{Wa}{Fa} = 2.416,995 \text{ lb/hr.ft}^2 = 11.800,927 \text{ kg/hr.m}^2$$

14. $h_a = 8,3$ (Fig 10-17)

15. $\frac{A_x}{A_i} = \frac{AR \times Do}{Di} = 23,725$ $AR = 21,4$ (Fig 10-11)

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t} \right) \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{dt} \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{max} + \frac{1}{h_a} = 0,190$$

$$U_x = 5,276$$

Nilai U_x harus sama atau lebih besar dari U_x trial

16 Menghitung minimum fan area

$$FAPF = \frac{0,4 \times Fa}{Nf}$$

$$= 1220 \text{ ft}^2$$

$$= 113,342 \text{ m}^2$$

17 Menghitung fan diameter

$$\text{Fan diameter} = (4(FAPF)/\pi)^{0,5}$$

$$= 39 \text{ ft}$$

$$= 12 \text{ m}$$

18 Menghitung Δp_a

$$\Delta p_a = \frac{F_p \times N}{D_R} \quad F_p = 0,09 \quad (\text{Fig 10-18})$$

$$= 0,46 \quad \text{psi}$$

19 Menghitung actual air volume menggunakan D_R

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R \times 60 \times 0,0749} = 3.382.212,312 \quad / \text{fan}$$

20 Menghitung fan total pressure dengan D_R

$$PF = \Delta P_a + \left[\frac{ACFM}{4005 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)} \right]^2 D_r$$

$$= 0,929 \quad \text{inch of water}$$

21 Dengan efisiensi 70%, maka BHP fan:

$$bhp = \frac{(ACFM/fan)(PF)}{6365 \times 0,7}$$

$$= 705,982 \quad \text{hp}$$

untuk efisiensi actual fan motor sebesar 92%

$$\text{BHP} = 767,372 \quad \text{hp}$$

maka dipilih alat dengan power 767 hp

Tabel C10b. Spesifikasi *2nd Stage Air Compressor Intercooler*

Spesifikasi	Keterangan
Type	<i>Forced draft</i>
Fintube	1 in. OD with 5/8 in. high fins
	25,4 mm with 15,875 mm high fins
Tube pitch	2 1/4 in. Triangular (Δ)
	57,150 mm Triangular
Bundle layout	3 tube passes 5 rows of tubes
tube length	100 ft = 30,480 m
Jumlah fan	2
Extended surface area	905.850,000 ft ² = 84.156,213 m ²
Power	767 hp = 572,230 kW

10c. *3rd Stage Air Compressor Intercooler*

Data untuk hot fluid :

T avg	=	186,962	°F	=	86,09	°C
Cp	=	0,24	Btu/lb.°F	=	1,004832	kJ/kg.K
μ	=	0,01722	cp	=	1,72E-05	kg/m.s
k	=	0,01407	Btu/[(hr.ft ² .F)/ft]	=	0,024	W/m.K
ρ	=	0,07966	lb/ft ³	=	1,276	kg/m ³
Heat load (Q)	=	93.299.562,206	Btu/hr	=	36.669,37	hp
Flow Quantity (Wt)	=	590.602,267	lb/hr	=	1.302.056,180	kg/hr

T in	=	269,924	°F	=	132,18	°C
T out	=	104	°F	=	40	°C
Fouling factor (Rd)	=	0,002	hr.ft ² .F/Btu			
Allowable ΔPt	=	2	psi			

Data untuk air cooler :

Ambient temp (t1)	=	86	°F = 30	°C
Elevation	=	0	ft sea level. (See Fig 10-16 for altitude correction)	
Density ratio air	=	0,97		
Cp air	=	0,24	Btu/lb.F	
	=	1,0048	kJ/kg.K	

Asumsi dasar :

Type	=	Forced draft	2	fan	
Fintube	=	1 in. OD with 5/8 in. high fins			
	=	25,4	mm OD with	15,875	mm high fins
Tube pitch	=	2 1/4 in. Triangular (Δ)			
	=	57,150	mm triangular		
Bundle layout	=	3	tube passes	5	rows of tubes
tube length	=	100	ft = 30,480	m	

1. Trial Ux berdasarkan *Engineering Data Book fig 10-10*

$$U_x = 1,6$$

$$2. \Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

$$= 26,25 \text{ F} = -3,194 \text{ °C}$$

3. Menghitung CMTD

Mixture Gas	269,924	104
Air	112,250	86

$$GTTD = 18,0$$

$$LTTD = 157,674$$

$$LMTD = (GTTD - LTTD) / \ln(GTTD / LTTD)$$

$$= 64,361 \text{ °F} = 17,978 \text{ °C}$$

$$CMTD = LMTD \times Ft$$

$$= 64,361 \times 1 \text{ (untuk 3 tube)}$$

$$= 64,361 \text{ °F} = 17,978 \text{ °C}$$

4. Menghitung surface area

$$A_x = \frac{Q}{U_x CMTD}$$

$$A_x = \frac{93299562,206}{1,600 \times 64,361}$$

$$A_x = 906015,438 \text{ ft}^2 = 84.171,583 \text{ m}^2$$

5. Menghitung area dengan APSF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$\text{APSF} = 148,5$$

$$F_a = \frac{A_x}{\text{APSF}} = \frac{906015,438}{148,5} = 6101,114 \text{ ft}^2 = 566,812 \text{ m}^2$$

$$6. \text{ Width} = \frac{F_a}{L} = \frac{6101,114}{100} = 61,01 \text{ ft}$$

Untuk mempermudah, maka Width dibulatkan menjadi 61 ft = 18,593 m sehingga $F_a = 6100 \text{ ft}^2$

7. Menghitung Nt dengan APF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$\text{APF} = 5,58$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A_x}{\text{APF} \times L} \\ &= \frac{906015,438}{5,58 \times 100} \\ &= 1623,684 \end{aligned}$$

8. Menghitung mass velocity

Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25 untuk 1 in OD x 18 BWG :

$$A_t = 0,6390 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{144 \times W_t \times N_p}{3600 \times N_t \times A_t} \\ &= 68,308 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{sec}) \\ &= 333,511 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{sec} \end{aligned}$$

$$9. \text{ Nre} = \frac{D_i \times G_t}{\mu}$$

$$\begin{aligned} D_i &= 0,902 \text{ in} \\ &= 22,911 \text{ mm} \end{aligned}$$

(Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25)

$$\text{Nre} = 3578,059$$

10 Menghitung ΔP_t

$$f = 0,0013 \quad (\text{grafik 10-15 berdasarkan Nre})$$

$$s.g = 0,87603 \quad (\text{Berdasarkan Engineering Data Book fig 23-2})$$

$$Y = 2,5 \quad (\text{grafik 10-14 berdasarkan } G_t \text{ dan s.g})$$

$$\phi = 1 \quad (\phi \text{ is a difficult function to calculate rigorously, see Fig.10-19})$$

$$B = 0,025 \quad (\text{grafik 10-14 berdasarkan } G_t \text{ dan s.g})$$

$$\Delta P_t = \frac{f Y L N_p}{\phi} + B N_p$$

$$\Delta P_t = 1,050 \text{ psi} < \Delta P_t \text{ allowable}$$

11 Menghitung h_t

$$k \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \text{ from Fig. 10-12} = 0,09$$

$$J = 13000 \text{ (Fig 10-13)}$$

$$h_t = \frac{Jk \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \varphi}{D_i} = 1297,118$$

12 Menghitung air cooler yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} W &= \frac{Q}{0,24 \times \Delta t_a} \\ &= 14.809.386,618 \text{ lb/hr} \\ &= 6.717.432,763 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

13 Menghitung mass velocity udara

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} = 2.427,768 \text{ lb/hr.ft}^2 = 11.853,525 \text{ kg/hr.m}^2$$

14. $h_a = 8,3$ (Fig 10-17)

$$15. \frac{A_x}{A_i} = \frac{AR \times D_o}{D_i} = 23,725 \quad AR = 21,4 \text{ (Fig 10-11)}$$

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t} \right) \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{dt} \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{max} + \frac{1}{h_a} = 0,186$$

$$U_x = 5,370$$

Nilai U_x harus sama atau lebih besar dari U_x trial

16 Menghitung minimum fan area

$$\begin{aligned} FAPF &= \frac{0,4 \times F_a}{Nf} \\ &= 1220 \text{ ft}^2 \\ &= 113,342 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

17 Menghitung fan diameter

$$\begin{aligned} \text{Fan diameter} &= (4(FAPF)/\pi)^{0,5} \\ &= 39 \text{ ft} \\ &= 12 \text{ m} \end{aligned}$$

18 Menghitung Δp_a

$$\begin{aligned} \Delta p_a &= \frac{F_p \times N}{D_R} \quad F_p = 0,09 \text{ (Fig 10-18)} \\ &= 0,46 \text{ psi} \end{aligned}$$

19 Menghitung actual air volume menggunakan D_R

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R \times 60 \times 0,0749} = 3.397.287,246 / \text{fan}$$

20 Menghitung fan total pressure dengan D_R

$$PF = \Delta P_a + \left[\frac{ACFM}{4005 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)} \right]^2 D_r$$

$$= 0,933 \quad \text{inch of water}$$

21 Dengan efisiensi 70%, maka BHP fan:

$$bhp = \frac{(ACFM/\text{fan})(PF)}{6365 \times 0,7}$$

$$= 712,300 \text{ hp}$$

untuk efisiensi actual fan motor sebesar 92%

$$BHP = 774,239 \text{ hp}$$

maka dipilih alat dengan power 774 hp

Tabel C10c. Spesifikasi 3rd Stage Air Compressor Intercooler

Spesifikasi	Keterangan
Type	Forced draft
Fintube	1 in. OD with 5/8 in. high fins
	25,4 mm with 15,875 mm high fins
Tube pitch	2 1/4 in. Triangular (Δ)
	57,150 mm Triangular
Bundle layout	3 tube passes 5 rows of tubes
tube length	100 ft = 30,480 m
Jumlah fan	2
Extended surface area	905.850,000 ft ² = 84.156,213 m ²
Power	774 hp = 577,351 kW

10d. 4th Stage Air Compressor Intercooler

Data untuk hot fluid :

T avg	=	186,962	°F	=	86,09	°C
Cp	=	0,24	Btu/lb.°F	=	1,004832	kJ/kg.K
μ	=	0,01722	cp	=	1,72E-05	kg/m.s
k	=	0,01407	Btu/[(hr.ft ² .F)/ft]	=	0,024	W/m.K
ρ	=	0,07966	lb/ft ³	=	1,276	kg/m ³
Heat load (Q)	=	93.299.562,206	Btu/hr	=	36.669,37	hp
Flow Quantity (Wt)	=	590.602,267	lb/hr	=	1.302.056,180	kg/hr
T in	=	269,924	°F	=	132,18	°C
T out	=	104	°F	=	40	°C
Fouling factor (Rd)	=	0,002	hr.ft ² .F/Btu			
Allowable ΔP_t	=	2	psi			

Data untuk air cooler :

Ambient temp (t_1)	=	86 °F = 30 °C
Elevation	=	0 ft sea level. (See Fig 10-16 for altitude correction)
Density ratio air	=	0,97
Cp air	=	0,24 Btu/lb.F
	=	1,0048 kJ/kg.K

Asumsi dasar :

Type	=	Forced draft 2 fan
Fintube	=	1 in. OD with 5/8 in. high fins
	=	25,4 mm OD with 15,875 mm high fins
Tube pitch	=	2 1/4 in. Triangular (Δ)
	=	57,150 mm triangular
Bundle layout	=	3 tube passes 5 rows of tubes
tube length	=	100 ft = 30,480 m

1. Trial U_x berdasarkan *Engineering Data Book fig 10-10*

$$U_x = 1,6$$

$$2. \Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

$$= 26,25 \text{ F} = -3,194 \text{ °C}$$

3. Menghitung CMTD

Mixture Gas	269,924	104
Air	112,250	86

$$\text{GTDD} = 18,0$$

$$\text{LTDD} = 157,674$$

$$\text{LMTD} = (\text{GTDD} - \text{LTDD}) / \ln(\text{GTDD} / \text{LTDD})$$

$$= 64,361 \text{ °F} = 17,978 \text{ °C}$$

$$\text{CMTD} = \text{LMTD} \times \text{Ft}$$

$$= 64,361 \times 1 \text{ (untuk 3 tube)}$$

$$= 64,361 \text{ °F} = 17,978 \text{ °C}$$

4. Menghitung surface area

$$A_x = \frac{Q}{U_x \text{CMTD}}$$

$$A_x = \frac{93299562,206}{1,600 \times 64,361}$$

$$A_x = 906015,438 \text{ ft}^2 = 84.171,583 \text{ m}^2$$

5. Menghitung area dengan APSF

Berdasarkan *Engineering Data Book fig 10-11*

$$\text{APSF} = 148,5$$

$$F_a = \frac{A_x}{\text{APSF}} = \frac{906015,438}{148,5} = 6101,114 \text{ ft}^2 = 566,812 \text{ m}^2$$

$$6. \text{ Width} = \frac{F_a}{L} = \frac{6101,114}{100} = 61,01 \text{ ft}$$

Untuk mempermudah, maka Width dibulatkan menjadi 61 ft = 18,593 m sehingga $F_a = 6100 \text{ ft}^2$

7. Menghitung N_t dengan APF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$\text{APF} = 5,58$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A_x}{\text{APF} \times L} \\ &= \frac{906015,438}{5,58 \times 100} \\ &= 1623,684 \end{aligned}$$

8. Menghitung mass velocity

Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25 untuk 1 in OD x 18 BWG :

$$A_t = 0,6390 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{144 \times W_t \times N_p}{3600 \times N_t \times A_t} \\ &= 68,308 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{sec}) \\ &= 333,511 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{sec} \end{aligned}$$

$$9. \text{ Nre} = \frac{D_i \times G_t}{\mu}$$

$$\begin{aligned} D_i &= 0,902 \text{ in} \\ &= 22,911 \text{ mm} \end{aligned}$$

(Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25)

$$\text{Nre} = 3578,059$$

10 Menghitung ΔP_t

$$f = 0,0013$$

(grafik 10-15 berdasarkan Nre)

$$s.g = 0,87603$$

(Berdasarkan Engineering Data Book fig 23-2)

$$Y = 2,5$$

(grafik 10-14 berdasarkan G_t dan s.g)

$$\phi = 1$$

(ϕ is a difficult function to calculate rigorously, see Fig.10-19)

$$B = 0,025$$

(grafik 10-14 berdasarkan G_t dan s.g)

$$\Delta P_t = \frac{f Y L N_p}{\phi} + B N_p$$

$$\Delta P_t = 1,050 \text{ psi} < \Delta P_t \text{ allowable}$$

11 Menghitung h_t

$$k \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \text{ from Fig. 10-12} = 0,09$$

$$J = 13000 \text{ (Fig 10-13)}$$

$$h_t = \frac{Jk \left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{1/3} \varphi}{D_i} = 1297,118$$

12 Menghitung air cooler yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} W &= \frac{Q}{0,24 \times \Delta t_a} \\ &= 14.809.386,618 \text{ lb/hr} \\ &= 6.717.432,763 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

13 Menghitung mass velocity udara

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} = 2.427,768 \text{ lb/hr.ft}^2 = 11.853,525 \text{ kg/hr.m}^2$$

14. $h_a = 8,3$ (Fig 10-17)

$$15. \frac{A_x}{A_i} = \frac{AR \times D_o}{D_i} = 23,725 \quad AR = 21,4 \quad (\text{Fig 10-11})$$

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t}\right) \left(\frac{A_x}{A_i}\right) + r_{at} \left(\frac{A_x}{A_i}\right) + r_{max} + \frac{1}{h_a} = 0,186$$

$$U_x = 5,370$$

Nilai U_x harus sama atau lebih besar dari U_x trial

16 Menghitung minimum fan area

$$\begin{aligned} FAPF &= \frac{0,4 \times F_a}{N_f} \\ &= 1220 \text{ ft}^2 \\ &= 113,342 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

17 Menghitung fan diameter

$$\begin{aligned} \text{Fan diameter} &= (4(FAPF)/\pi)^{0,5} \\ &= 39 \text{ ft} \\ &= 12 \text{ m} \end{aligned}$$

18 Menghitung Δp_a

$$\begin{aligned} \Delta p_a &= \frac{F_p \times N}{D_R} \quad F_p = 0,09 \quad (\text{Fig 10-18}) \\ &= 0,46 \text{ psi} \end{aligned}$$

19 Menghitung actual air volume menggunakan D_R

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R \times 60 \times 0,0749} = 3.397.287,246 \text{ / fan}$$

20 Menghitung fan total pressure dengan D_R

$$PF = \Delta P_a + \left[\frac{ACFM}{4005 \left(\frac{\pi D^2}{4}\right)} \right]^2 D_r$$

$$= 0,933 \text{ inch of water}$$

21 Dengan efisiensi 70%, maka BHP fan:

$$bhp = \frac{(ACFM/fan)(PF)}{6365 \times 0,7}$$

$$= 712,300 \text{ hp}$$

untuk efisiensi actual fan motor sebesar 92%

$$BHP = 774,239 \text{ hp}$$

maka dipilih alat dengan power 774 hp

Tabel C10d. Spesifikasi 4th Stage Air ompressor Intercooler

Spesifikasi	Keterangan
Type	<i>Forced draft</i>
Fintube	1 in. OD with 5/8 in. high fins
	25,4 mm with 15,875 mm high fins
Tube pitch	2 1/4 in. Triangular (Δ)
	57,150 mm Triangular
Bundle layout	3 tube passes 5 rows of tubes
tube length	100 ft = 30,480 m
Jumlah fan	2
Extended surface area	905.850,000 ft ² = 84.156,213 m ²
Power	774 hp = 577,351 kW

11. Intercooler

Data untuk hot fluid (1st Stage Permeate) :

T avg	=	178,88	°F	=	81,6	°C
Cp	=	0,2884	Btu/lb.°F	=	1,207473	kJ/kg.K
μ	=	0,0186	cp	=	1,86E-05	kg/m.s
k	=	0,01844	Btu/[(hr.ft ² .F)/ft]	=	0,032	W/m.K
ρ	=	0,69461	lb/ft ³	=	0,043	kg/m ³
Heat load (Q)	=	10.208.200,260	Btu/hr	=	4.012,11	hp
Flow Quantity (Wt)	=	47.641,250	lb/hr	=	105.031,063	kg/hr
T in	=	257,36	°F	=	125,2	°C
T out	=	100,4	°F	=	38	°C
Fouling factor (Rd)	=	0,002	hr.ft ² .F/Btu			
Allowable ΔPt	=	2	psi			

Data untuk air cooler :

Ambient temp (t1)	=	86	°F = 30	°C
Elevation	=	0	ft sea level. (See Fig 10-16 for altitude correction)	
Density ratio air	=	0,97		
Cp air	=	0,24	Btu/lb.F	
	=	1,0048	kJ/kg.K	

Asumsi dasar :

Type	=	Forced draft	2	fan	
Fintube	=	1 in. OD with 5/8 in. high fins			
	=	25,4	mm OD with	15,875	mm high fins
Tube pitch	=	2 1/4 in. Triangular (Δ)			
	=	57,150	mm triangular		
Bundle layout	=	3	tube passes	5	rows of tubes
tube length	=	30	ft =	9,144	m

1. Trial Ux berdasarkan *Engineering Data Book fig 10-10*

$$U_x = 1,9$$

$$2. \Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

$$= 26,935 \text{ F} = -2,814 \text{ °C}$$

3. Menghitung CMTD

Mixture Gas	257,36	100,4	GTTD =	14,4
Air	112,935	86	LTTD =	144,425

$$LMTD = (GTTD - LTTD) / \ln(GTTD / LTTD)$$

$$= 56,397 \text{ °F} = 13,554 \text{ °C}$$

$$CMTD = LMTD \times Ft$$

$$= 56,397 \times 1 \text{ (untuk 3 tube)}$$

$$= 56,397 \text{ °F} = 13,554 \text{ °C}$$

4. Menghitung surface area

$$A_x = \frac{Q}{U_x CMTD}$$

$$A_x = \frac{10208200,260}{1,900 \times 56,397}$$

$$A_x = 95266,521 \text{ ft}^2 = 8.850,549 \text{ m}^2$$

5. Menghitung area dengan APSF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$APSF = 148,5$$

$$F_a = \frac{A_x}{APSF} = \frac{95266,521}{148,5} = 641,525 \text{ ft}^2 = 59,600 \text{ m}^2$$

$$6. \text{ Width} = \frac{F_a}{L} = \frac{641,525}{30} = 21,38 \text{ ft}$$

Untuk mempermudah, maka Width dibulatkan menjadi 21,5 ft = 6,5532 m sehingga $F_a = 645 \text{ ft}^2$

7. Menghitung Nt dengan APF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$APF = 5,58$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A_x}{APF \times L} \\ &= \frac{95266,521}{5,58 \times 30} \\ &= 569,095 \end{aligned}$$

8. Menghitung mass velocity

Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25 untuk 1 in OD x 18 BWG :

$$A_t = 0,6390 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{144 \times W_t \times N_p}{3600 \times N_t \times A_t} \\ &= 15,721 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{sec}) \\ &= 76,756 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{sec} \end{aligned}$$

$$9. N_{re} = \frac{D_i \times G_t}{\mu}$$

$$D_i = 0,902 \text{ in} \quad (\text{Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25})$$

$$= 22,911 \text{ mm}$$

$$N_{re} = 762,304$$

10 Menghitung ΔP_t

$$f = 0,0018 \quad (\text{grafik 10-15 berdasarkan } N_{re})$$

$$\rho = 0,69461$$

$$Y = 10 \quad (\text{grafik 10-14 berdasarkan } G_t \text{ dan } \rho)$$

$$\begin{aligned} \phi &= 1 && (\phi \text{ is a difficult function to calculate rigorously, see Fig.10-19}) \\ B &= 0,1 && (\text{grafik 10-14 berdasarkan } Gt \text{ dan s.g}) \\ \Delta Pt &= \frac{fYLN_p}{\phi} + BN_p \\ \Delta Pt &= 1,920 \text{ psi} < \Delta Pt \text{ allowable} \end{aligned}$$

11 Menghitung h_t

$$k \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \text{ from Fig. 10-12} = 0,09$$

$$J = 3900 \text{ (Fig 10-13)}$$

$$h_t = \frac{Jk \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \phi}{D_i} = 389,135$$

12 Menghitung air cooler yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} W &= \frac{Q}{0,24 \times \Delta t_a} \\ &= 1.579.129,457 \text{ lb/hr} \\ &= 716.281,925 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

13 Menghitung mass velocity udara

$$Ga = \frac{Wa}{Fa} = 2.448,263 \text{ lb/hr.ft}^2 = 11.953,589 \text{ kg/hr.m}^2$$

14. $h_a = 8,4$ (Fig 10-17)

$$\begin{aligned} 15. \frac{Ax}{Ai} &= \frac{AR \times Do}{Di} = 23,725 && AR = 21,4 \text{ (Fig 10-11)} \\ \frac{1}{U_x} &= \left(\frac{1}{h_t} \right) \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{dt} \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{max} + \frac{1}{h_a} = 0,227 \end{aligned}$$

$$U_x = 4,396$$

Nilai U_x harus sama atau lebih besar dari U_x trial

16 Menghitung minimum fan area

$$\begin{aligned} FAPF &= \frac{0,4 \times Fa}{Nf} \\ &= 129 \text{ ft}^2 \\ &= 11,984 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

17 Menghitung fan diameter

$$\begin{aligned} \text{Fan diameter} &= (4(FAPF)/\pi)^{0,5} \\ &= 13 \text{ ft} \\ &= 4 \text{ m} \end{aligned}$$

18 Menghitung Δp_a

$$\Delta p_a = \frac{F_p \times N}{D_R} \quad F_p = 0,094 \text{ (Fig 10-18)}$$

$$= 0,48 \text{ psi}$$

19 Menghitung actual air volume menggunakan D_R

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R \times 60 \times 0,0749} = 362.253,786 \text{ / fan}$$

20 Menghitung fan total pressure dengan D_R

$$PF = \Delta P_a + \left[\frac{ACFM}{4005 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)} \right]^2 D_r$$

$$= 0,961 \text{ inch of water}$$

21 Dengan efisiensi 70%, maka BHP fan:

$$bhp = \frac{(ACFM/fan)(PF)}{6365 \times 0,7}$$

$$= 78,279 \text{ hp}$$

untuk efisiensi actual fan motor sebesar 92%

$$BHP = 85,086 \text{ hp}$$

maka dipilih alat dengan power 85 hp

Tabel C11. Spesifikasi *Intercooler*

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>Forced draft</i>
Fintube	1 in. OD with 5/8 in. high fins
	25,4 mm with 15,875 mm high fins
Tube pitch	2 1/4 in. Triangular (Δ)
	57,150 mm Triangular
Bundle layout	3 tube passes 5 rows of tubes
tube length	30 ft = 9,144 m
Jumlah fan	2
Extended surface area	95.782,500 ft ² = 8.898,485 m ²
Power	85 hp = 63,448 kW

12. Air Cooler (E-122 A,B)

Data untuk hot fluid (1st Stage Permeate) :

T avg	=	196,34	°F	=	91,3	°C
Cp	=	0,2884	Btu/lb.°F	=	1,207473	kJ/kg.K
μ	=	0,0186	cp	=	1,86E-05	kg/m.s
k	=	0,01844	Btu/[(hr.ft ² .F)/ft]	=	0,032	W/m.K
ρ	=	0,69461	lb/ft ³	=	0,043	kg/m ³
Heat load (Q)	=	10.208.200,260	Btu/hr	=	4.012,11	hp
Flow Quantity (Wt)	=	47.641,250	lb/hr	=	105.031,063	kg/hr

T in	=	292,28	°F	=	144,6	°C
T out	=	100,4	°F	=	38	°C
Fouling factor (Rd)	=	0,002	hr.ft ² .F/Btu			
Allowable ΔPt	=	2	psi			

Data untuk air cooler :

Ambient temp (t1)	=	86	°F =	30	°C
Elevation	=	0	ft sea level.	(See Fig 10-16 for altitude correction)	
Density ratio air	=	0,97			
Cp air	=	0,24	Btu/lb.F		
	=	1,0048	kJ/kg.K		

Asumsi dasar :

Type	=	Forced draft	2	fan	
Fintube	=	1 in. OD with 5/8 in. high fins			
	=	25,4	mm OD with	15,875	mm high fins
Tube pitch	=	2 1/4 in. Triangular (Δ)			
	=	57,150	mm triangular		
Bundle layout	=	3	tube passes	5	rows of tubes
tube length	=	30	ft =	9,144	m

1. Trial Ux berdasarkan *Engineering Data Book fig 10-10*

$$U_x = 1,9$$

$$2. \Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

$$= 31,999 \text{ F} = -0,001 \text{ °C}$$

3. Menghitung CMTD

Mixture Gas	292,28	100,4	GTTD =	14,4
Air	117,999	86	LTTD =	174,281

$$LMTD = (GTTD - LTTD) / \ln(GTTD / LTTD)$$

$$= 64,121 \text{ °F} = 17,845 \text{ °C}$$

$$CMTD = LMTD \times Ft$$

$$= 64,121 \times 1 \text{ (untuk 3 tube)}$$

$$= 64,121 \text{ °F} = 17,845 \text{ °C}$$

4. Menghitung surface area

$$A_x = \frac{Q}{U_x CMTD}$$

$$A_x = \frac{10208200,260}{1,900 \times 64,121}$$

$$A_x = 83790,945 \text{ ft}^2 = 7.784,433 \text{ m}^2$$

5. Menghitung area dengan APSF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$\text{APSF} = 148,5$$

$$F_a = \frac{A_x}{\text{APSF}} = \frac{83790,945}{148,5} = 564,249 \text{ ft}^2 = 52,420 \text{ m}^2$$

$$6. \text{ Width} = \frac{F_a}{L} = \frac{564,249}{30} = 18,81 \text{ ft}$$

Untuk mempermudah, maka Width dibulatkan menjadi 19,0 ft = 5,7912 m sehingga $F_a = 570 \text{ ft}^2$

7. Menghitung Nt dengan APF

Berdasarkan Engineering Data Book fig 10-11

$$\text{APF} = 5,58$$

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A_x}{\text{APF} \times L} \\ &= \frac{83790,945}{5,58 \times 30} \\ &= 500,543 \end{aligned}$$

8. Menghitung mass velocity

Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25 untuk 1 in OD x 18 BWG :

$$A_t = 0,6390 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{144 \times W_t \times N_p}{3600 \times N_t \times A_t} \\ &= 17,874 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{sec}) \\ &= 87,269 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{sec} \end{aligned}$$

$$9. N_{re} = \frac{D_i \times G_t}{\mu}$$

$$D_i = 0,902 \text{ in} \quad (\text{Berdasarkan Engineering Data Book fig 9-25})$$

$$= 22,911 \text{ mm}$$

$$N_{re} = 866,705$$

10 Menghitung ΔP_t

$$f = 0,0017 \quad (\text{grafik 10-15 berdasarkan } N_{re})$$

$$\rho = 0,69461$$

$$Y = 11 \quad (\text{grafik 10-14 berdasarkan } G_t \text{ dan } \rho)$$

$$\phi = 1 \quad (\phi \text{ is a difficult function to calculate rigorously, see Fig.10-19})$$

$$B = 0,1 \quad (\text{grafik 10-14 berdasarkan } G_t \text{ dan } s.g)$$

$$\Delta P_t = \frac{f Y L N_p}{\phi} + B N_p$$

$$\Delta P_t = 1,983 \text{ psi} < \Delta P_t \text{ allowable}$$

11 Menghitung h_t

$$k \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \text{ from Fig. 10-12} = 0,09$$

$$J = 4000 \quad (\text{Fig 10-13})$$

$$h_t = \frac{Jk \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \varphi}{D_i} = 399,113$$

12 Menghitung air cooler yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} W &= \frac{Q}{0,24 \times \Delta t_a} \\ &= 1.329.250,897 \text{ lb/hr} \\ &= 602.938,782 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

13 Menghitung mass velocity udara

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} = 2.332,019 \text{ lb/hr.ft}^2 = 11.386,032 \text{ kg/hr.m}^2$$

14. $h_a = 8,0$ (Fig 10-17)

$$15. \frac{A_x}{A_i} = \frac{AR \times D_o}{D_i} = 23,725 \quad AR = 21,4 \quad (\text{Fig 10-11})$$

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t} \right) \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{dt} \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{max} + \frac{1}{h_a} = 0,232$$

$$U_x = 4,312$$

Nilai U_x harus sama atau lebih besar dari U_x trial

16 Menghitung minimum fan area

$$\begin{aligned} \text{FAPF} &= \frac{0,4 \times F_a}{N_f} \\ &= 114 \text{ ft}^2 \\ &= 10,591 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

17 Menghitung fan diameter

$$\begin{aligned} \text{Fan diameter} &= (4(\text{FAPF})/\pi)^{0,5} \\ &= 12 \text{ ft} \\ &= 4 \text{ m} \end{aligned}$$

18 Menghitung Δp_a

$$\begin{aligned} \Delta p_a &= \frac{F_p \times N}{D_R} \quad F_p = 0,08 \quad (\text{Fig 10-18}) \\ &= 0,41 \text{ psi} \end{aligned}$$

19 Menghitung actual air volume menggunakan D_R

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R \times 60 \times 0,0749} = 304.931,408 \text{ / fan}$$

20 Menghitung fan total pressure dengan D_R

$$PF = \Delta P_a + \left[\frac{ACFM}{4005 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)} \right]^2 D_r$$

$$= 0,845 \text{ inch of water}$$

21 Dengan efisiensi 70%, maka BHP fan:

$$bhp = \frac{(ACFM/fan)(PF)}{6365 \times 0,7}$$

$$= 57,916 \text{ hp}$$

untuk efisiensi actual fan motor sebesar 92%

$$BHP = 62,952 \text{ hp}$$

maka dipilih alat dengan power 63 hp

Tabel C12. Spesifikasi *Air Cooler*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-122 A,B
Tipe	<i>Forced draft</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Fintube	1 in. OD with 5/8 in. high fins
	25,4 mm with 15,875 mm high fins
Tube pitch	2 1/4 in. Triangular (Δ)
	57,150 mm Triangular
Bundle layout	3 <i>tube passes</i> 5 <i>rows of tubes</i>
tube length	30 ft = 9,144 m
Jumlah fan	2
Extended surface area	84.645,000 ft ² = 7.863,777 m ²
Power	63 hp = 46,944 kW

13. Condensate Pump (L-316)

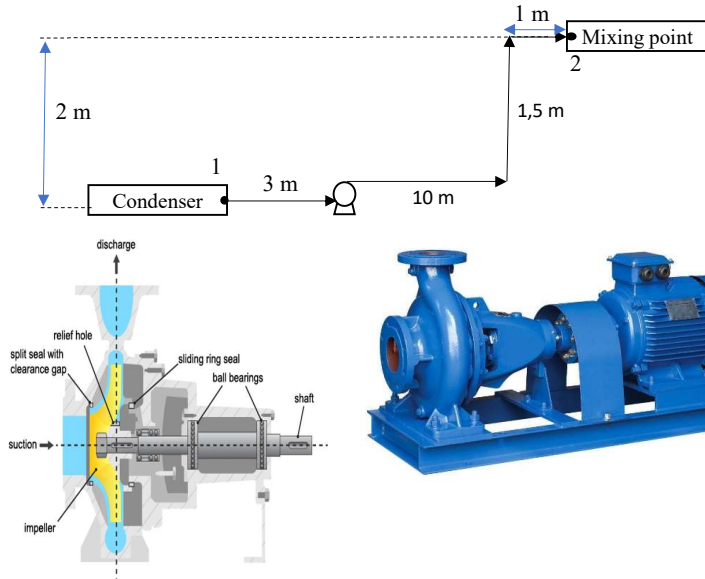
Fungsi : Mengalirkan condensate menuju mixing point

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 635000 kg/jam



Titik Referens

Titik 1 : *Condenser outlet*

Titik 2 : *Mixing point*

$$P1 = 0,670 \text{ bar} = 9,7175 \text{ psi}$$

$$P2 = 1,013 \text{ bar} = 14,6959 \text{ psi}$$

$$\dot{m} = 635000 \text{ kg/jam}$$

$$= 1399934 \text{ lb/jam}$$

$$= 388,87 \text{ lb/s}$$

$$\rho_1 = 1000,000 \text{ kg/m}^3 = 1,0000 \text{ g/cm}^3$$

$$= 62,428 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,6514 \text{ cp} = 0,00044 \text{ lb/(ft s)}$$

$$\dot{V} = 635,00 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,1764 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 22424,81 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 2795,81 \text{ gpm}$$

Asumsi awal aliran bersifat turbulen, maka diameter pipa yang digunakan

$$D_{opt} = 0.363 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{pers. 12-15, Timmerhaus ed5, hal.501})$$

$$D_{opt} = 0,4081 \text{ m}$$

$$= 16,069 \text{ in}$$

Standarisasi menggunakan tabel 11, Kern

$$\begin{aligned} \text{NPS} &= 16 \text{ in} \\ \text{Schedule} &= 30 \\ \text{OD} &= 16 \text{ in} = 1,3 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 15,25 \text{ in} = 1,2708 \text{ ft} \\ &= 0,3874 \text{ m} \\ \text{A} &= 183 \text{ in}^2 = 1,2708 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Mencari Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} v &= \dot{V}/A \\ &= 4,9016 \text{ ft/s} = 1,4940 \text{ m/s} \\ \text{NRe} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= 888361,8534 \quad (\text{Asumsi awal aliran turbulen sudah tepat}) \end{aligned}$$

Menentukan kerja Pompa

Persamaan : $\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/r) + \sum hf = \eta W_p$
dimana *Mechanical Energy Balance* :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

(Pers. 2.7-28, Geankoplis ed 4)

Perhitungan friksi

a. Friksi pada fitting dan valve

Mencari hf dengan persamaan berikut :

$$hf = K_f \frac{v^2}{2} \quad (\text{pers.2.10-17, Geankoplis ed 4, hal 99})$$

Jenis fitting dan valve		Kf	Jumlah	hf (J/kg)
Elbow 90°standar		0,75	2	1,6740
Gate Valve	Wide Open	0,17	1	0,1897
Check valve	Swing	2,0	1	2,2321
Globe Valve	Wide Open	6,0	1	6,6962
Total				10,7920

Sumber: Tabel 2.10-1, Geankoplis ed.4, hal 99

b. Friksi Pada Pipa Lurus

$$\begin{aligned} \text{Bahan} &= \text{Carbon steel} \\ \varepsilon &= 4,6 \times 0,00001 \text{ m} \quad (\text{Fig. 2.10-3, Geankoplis, ed 4, hal 94}) \\ &= 0,000046 \text{ m} \\ &= 0,000151 \text{ ft} \\ L &= 50,853 \text{ ft} = 16 \text{ m} \\ \varepsilon/D &= 0,0001 \\ f &= 0,007 \quad (\text{dari gambar 2.10-3, Geankoplis ed 4, hal.94}) \end{aligned}$$

$$F_f = 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2}$$

$$= 13,4596 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$= 1,2504 \text{ J/kg}$$

Maka, total friksi yang terjadi (ΣF) = 12,0424 J/kg

Substitusi ke Pers. 2.7-28, dimana :

$$z_1 = 0 \text{ ft} = 0 \text{ m}$$

$$z_2 = 6,5617 \text{ ft} = 2 \text{ m}$$

$$\rho_1 = 957,30 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Sumber : Aspen Hysys})$$

$$\rho_2 = 957,30 \text{ kg/m}^3$$

Karena ukuran pipa yang digunakan pada inlet dan outlet sama. Maka $v_1 = v_2$ sehingga

$$\Delta v = 0,00000 \text{ m/s}$$

$$P_1 = 9,72 \text{ psi} = 67000 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 14,70 \text{ psi} = 101325 \text{ Pa}$$

Dari persamaan *Mechanical Energy Balance* didapatkan Kerja Pompa (W_s)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$-W_s = 0,0000 + 19,600 + 35,856 + 12,042$$

$$-W_s = 67,498 \text{ J/kg}$$

Efisiensi pompa, $\eta_p = 75\%$

(Gambar 12.17, Timmerhaus)

Maka didapatkan kerja pompa aktual

$$W_p = -W_s / \eta_p$$

$$W_p = \frac{67,50}{0,75}$$

$$= 90,00 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = rate massa x W_p

$$= 635000 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times 90,00 \text{ J/kg}$$

$$= 15,875 \text{ kW}$$

$$= 21,431 \text{ hp}$$

Menghitung *Pressure Head* Pompa :

$$-H = \frac{1}{2\alpha g} (v_1^2 - v_2^2) + (z_1 - z_2) + \frac{1}{g} \left(\frac{P_1}{\rho_1} - \frac{P_2}{\rho_2} \right) - \frac{\Sigma F}{g}$$

$$-H = 0 + 2 + (-3,659) - 1,229$$

$$H = 2,89 \text{ m}$$

$$= 9,47 \text{ ft}$$

Tabel C13. Spesifikasi *Condensate Pump*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode Alat	L-316	
Fungsi	Mengalirkan condensate menuju mixing point	
Tipe	Centrifugal pump	
Inlet press	0,670	bar
Tekanan keluar	1,013	bar
Ukuran pipa	16	in sch 30
Power	21,4308	hp
Bahan	Commercial Steel	
Jumlah (unit)	1	

14. Low Pressure Pump (L-311)

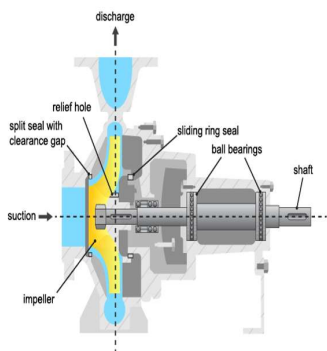
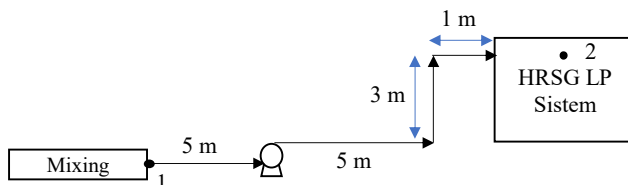
Fungsi : Menaikkan tekanan air dari *water storage* menuju HRSG LP Sistem

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 635000 kg/jam



Titik Referens

Titik 1 : *Mixing Point*

Titik 2 : *HRSG Low Pressure Sistem*

P1 = 0,6685 bar = 9,6959 psi

P2 = 6,827 bar = 99,0226 psi

$$\begin{aligned}
\dot{m} &= 635000 \text{ kg/jam} \\
&= 1399934 \text{ lb/jam} \\
&= 388,87 \text{ lb/s} \\
\rho_l &= 996,021 \text{ kg/m}^3 = 0,9960 \text{ g/cm}^3 \\
&= 62,180 \text{ lb/ft}^3 \\
\mu &= 0,6514 \text{ cp} = 0,00044 \text{ lb/(ft s)} \\
\dot{V} &= 637,54 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,1771 \text{ m}^3/\text{s} \\
&= 22514,40 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 2806,98 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

Asumsi awal aliran bersifat turbulen, maka diameter pipa yang digunakan

$$D_{opt} = 0.363 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{pers. 12-15, Timmerhaus ed5, hal.501})$$

$$\begin{aligned}
D_{opt} &= 0,4087 \text{ m} \\
&= 16,089 \text{ in}
\end{aligned}$$

Standarisasi menggunakan tabel 11, Kern

$$\begin{aligned}
\text{NPS} &= 18 \text{ in} \\
\text{Schedule} &= 20 \\
\text{OD} &= 18 \text{ in} = 1,5 \text{ ft} \\
\text{ID} &= 17,25 \text{ in} = 1,4375 \text{ ft} \\
&= 0,4382 \text{ m} \\
\text{A} &= 234 \text{ in}^2 = 1,6250 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Mencari Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
v &= \dot{V}/A \\
&= 3,8486 \text{ ft/s} = 1,1731 \text{ m/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{NRe} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
&= 785858,5626 \quad (\text{Asumsi awal aliran turbulen sudah tepat})
\end{aligned}$$

Menentukan kerja Pompa

Persamaan : $\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/r) + \sum hf = \eta Wp$

dimana *Mechanical Energy Balance* :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

(Pers. 2.7-28, Geankoplis ed 4)

Perhitungan friksi

a. Friksi pada fitting dan valve

Mencari hf dengan persamaan berikut :

$$hf = K_f \frac{v^2}{2} \quad (\text{pers.2.10-17, Geankoplis ed 4, hal 99})$$

Jenis fitting dan valve		Kf	Jumlah	hf (J/kg)
Elbow 90° standar		0,75	2	1,1549
Gate Valve	Wide Open	0,17	1	0,1309
Check valve	Swing	2,0	1	1,5398
Globe Valve	Wide Open	6,0	1	4,6194
Total				7,4450

Sumber: Tabel 2.10-1, Geankoplis ed.4, hal 99

b. Friksi Pada Pipa Lurus

Bahan = Carbon steel

$$\varepsilon = 4,6 \times 0,00001 \text{ m} \quad (\text{Fig. 2.10-3, Geankoplis, ed 4, hal 94})$$

$$= 0,000046 \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$L = 36,089 \text{ ft} = 11 \text{ m}$$

$$\varepsilon/D = 0,0001$$

$$f = 0,003 \quad (\text{dari gambar 2.10-3, Geankoplis ed 4, hal.94})$$

$$Ff = 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2}$$

$$= 2,2312 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$= 0,2073 \text{ J/kg}$$

Maka, total friksi yang terjadi (ΣF) = 7,6523 J/kg

Substitusi ke Pers. 2.7-28, dimana :

$$z_1 = 0 \text{ ft} = 0 \text{ m}$$

$$z_2 = 9,8425 \text{ ft} = 3 \text{ m}$$

$$\rho_1 = 995,95 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Sumber : Aspen Hysys})$$

$$\rho_2 = 996,10 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta v = 0,0 \text{ m/s} \quad (\text{karena pipa yang digunakan ukurannya sama})$$

$$P_1 = 9,70 \text{ psi} = 66851,2011 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 99,0226 \text{ psi} = 682737,109 \text{ Pa}$$

Dari persamaan *Mechanical Energy Balance* didapatkan Kerja Pompa (W_s)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$- W_s = 0 + 96,457 + 618,346 + 7,652$$

$$- W_s = 722,455 \text{ J/kg}$$

Efisiensi pompa, $\eta_p = 75\%$

(Gambar 12.17, Timmerhaus)

Maka didapatkan kerja pompa aktual

$$W_p = - W_s / \eta_p$$

$$W_p = \frac{722,46}{0,75}$$

$$= 963,27 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = rate massa x W_p

$$= 635000 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times 963,27 \text{ J/kg}$$

$$= 169,911 \text{ kW}$$

$$= 229,380 \text{ hp}$$

Menghitung *Pressure Head* Pompa :

$$-H = \frac{1}{2\alpha g}(v1^2 - v2^2) + (z1 - z2) + \frac{1}{g}\left(\frac{P1}{\rho1} - \frac{P2}{\rho2}\right) - \frac{\Sigma F}{g}$$

LP

$$-H = 0 + 10 + (-63,09) - 0,781$$

$$H = 54,03 \text{ m}$$

$$= 177,26 \text{ ft}$$

Tabel C14. Spesifikasi *Low Pressure Pump*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode Alat	L-311	
Fungsi	Menaikkan tekanan air dari water storage menuju HRSG LP Sistem	
Tipe	Centrifugal pump	
Inlet press	0,669	bar
Tekanan keluar	6,827	bar
Ukuran pipa	18	in sch 20
Power	229,3796	hp
Bahan	Commercial Steel	
Jumlah (unit)	1	

15. High Pressure Pump (L-313)

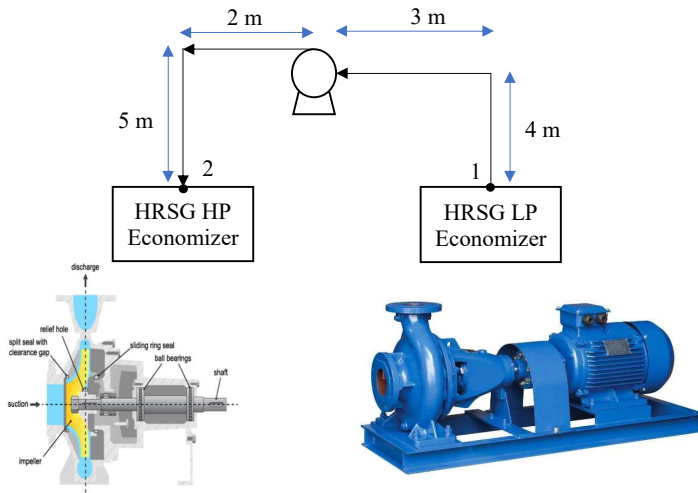
Fungsi : Menaikkan tekanan air dari HRSG LP Sistem sebesar 6,48 bar menuju HRSG HP Sistem sebesar 60,83 bar

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 603250 kg/jam



Titik Referens

Titik 1 : HRSG *Low Pressure Economizer*

Titik 2 : HRSG *High Pressure Economizer*

$$P1 = 6,48 \text{ bar} = 93,9845 \text{ psi}$$

$$P2 = 60,83 \text{ bar} = 882,2646 \text{ psi}$$

$$\dot{m} = 603250 \text{ kg/jam}$$

$$= 1329937 \text{ lb/jam}$$

$$= 369,43 \text{ lb/s}$$

$$\rho_l = 894,49 \text{ kg/m}^3 = 0,8945 \text{ g/cm}^3$$

$$= 55,841 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,1693 \text{ cp} = 0,00011 \text{ lb/(ft s)}$$

$$\dot{V} = 674,40 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,1873 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 23816,35 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 2969,30 \text{ gpm}$$

Asumsi awal aliran bersifat turbulen, maka diameter pipa yang digunakan

$$D_{opt} = 0.363 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{pers. 12-15, Timmerhaus ed5, hal.501})$$

$$D_{opt} = 0,4133 \text{ m}$$

$$= 16,273 \text{ in}$$

Standarisasi menggunakan tabel 11, Kern

$$\text{NPS} = 18 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 20$$

$$\text{OD} = 18 \text{ in} = 1,5 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 17,25 \text{ in} = 1,4375 \text{ ft}$$

$$= 0,4382 \text{ m}$$

$$A = 234 \text{ in}^2 = 1,6250 \text{ ft}^2$$

Mencari Bilangan Reynold

$$v = \dot{V}/A$$

$$= 4,0712 \text{ ft/s} = 1,2409 \text{ m/s}$$

$$\text{NRe} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= 2872887,218 \quad (\text{Asumsi awal aliran turbulen sudah tepat})$$

Menentukan kerja Pompa

Persamaan : $\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/r) + \sum hf = \eta Wp$

dimana *Mechanical Energy Balance* :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

(Pers. 2.7-28, Geankoplis ed 4)

Perhitungan friksi

a. Friksi pada fitting dan valve

Mencari hf dengan persamaan berikut :

$$hf = Kf \frac{v^2}{2} \quad (\text{pers.2.10-17, Geankoplis ed 4, hal 99})$$

Jenis fitting dan valve		Kf	Jumlah	hf (J/kg)
Elbow 90° standar		0,75	2	1,1549
Gate Valve	Wide Open	0,17	1	0,1309
Check valve	Swing	2,0	1	1,5398
Globe Valve	Wide Open	6,0	1	4,6194
Total				7,4450

Sumber: Tabel 2.10-1, Geankoplis ed.4, hal 99

b. Friksi Pada Pipa Lurus

Bahan = *Carbon steel*

$$\varepsilon = 4,6 \times 0,00001 \text{ m} \quad (\text{Fig. 2.10-3, Geankoplis, ed 4, hal 94})$$

$$= 0,000046 \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$L = 45,932 \text{ ft} = 14 \text{ m}$$

$$\varepsilon/D = 0,0001$$

$$f = 0,003 \quad (\text{dari gambar 2.10-3, Geankoplis ed 4, hal.94})$$

$$Ff = 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2}$$

$$= 3,1776 \text{ ft}^2/\text{s}^2$$

$$= 0,2952 \text{ J/kg}$$

Maka, total friksi yang terjadi (ΣF) = 7,7402 J/kg

Substitusi ke Pers. 2.7-28, dimana :

$$z_1 = 0 \text{ ft} = 0 \text{ m}$$

$$z_2 = 0 \text{ ft} = 0 \text{ m}$$

$$\rho_1 = 894,49 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Sumber : Aspen Hysys})$$

$$\rho_2 = 897,16 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta v = 0,0 \text{ m/s} \quad (\text{karena ukuran pipa yang digunakan sama})$$

$$P_1 = 93,98 \text{ psi} = 648000 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 882,2646 \text{ psi} = 6083000 \text{ Pa}$$

Dari persamaan *Mechanical Energy Balance* didapatkan Kerja Pompa (W_s)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$-W_s = 0 + 0 + 6067,031 + 7,740$$

$$-W_s = 6074,771 \text{ J/kg}$$

Efisiensi pompa, $\eta_p = 75\%$

(Gambar 12.17, Timmerhaus)

Maka didapatkan kerja pompa aktual

$$W_p = -W_s / \eta_p$$

$$W_p = \frac{6074,77}{0,75}$$

$$= 8099,69 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya pompa} &= \text{rate massa} \times W_p \\
 &= 603250 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times 8099,69 \text{ J/kg} \\
 &= 1357,261 \text{ kW} \\
 &= 1832,303 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Menghitung *Pressure Head* Pompa :

$$-H = \frac{1}{2\alpha g} (v_1^2 - v_2^2) + (z_1 - z_2) + \frac{1}{g} \left(\frac{P_1}{\rho_1} - \frac{P_2}{\rho_2} \right) - \frac{\Sigma F}{g}$$

$$-H = 0 + 0 + (-617,946) - 0,790$$

$$H = 618,74 \text{ m}$$

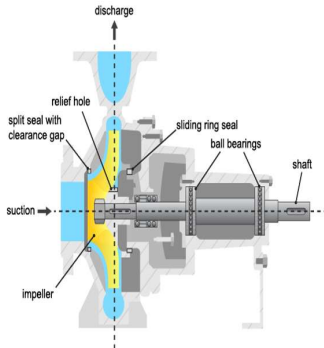
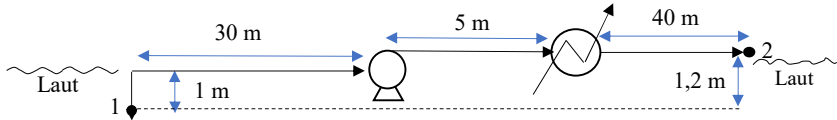
$$= 2029,97 \text{ ft}$$

Tabel C15. Spesifikasi *High Pressure Pump*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode Alat	L-313	
Fungsi	Menaikkan tekanan air dari HRSG LP Sistem sebesar 6,48 bar menuju HRSG	
Tipe	Centrifugal pump	
Inlet press	6,480	bar
Tekanan keluar	60,830	bar
Ukuran pipa	18	in sch 20
Power	1832,3028	hp
Bahan	Commercial Steel	
Jumlah (unit)	1	

16. Cooling Water Pump (L-315)

Fungsi : Meningkatkan tekanan *cooling water* yang akan dialirkan menuju *condenser*
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Bahan : *Commercial Steel*
 Jumlah : 7 unit
 Kapasitas : 25278894,763 kg/jam



Titik Referens

Titik 1 : Laut

Titik 2 : Laut

$$P1 = 1,10996 \text{ bar} = 16,0986 \text{ psi}$$

$$P2 = 1,10 \text{ bar} = 15,9542 \text{ psi}$$

$$\dot{m} = 25278894,76 \text{ kg/jam} = 7021,915 \text{ kg/s}$$

$$= 55730356,97 \text{ lb/jam}$$

$$= 15480,65 \text{ lb/s}$$

$$\dot{m} = 3611270,68 \text{ kg/jam} \text{ untuk 7 pipa}$$

$$\rho_1 = 1003,57 \text{ kg/m}^3 = 1,0036 \text{ g/cm}^3$$

$$= 62,651 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,7974 \text{ cp} = 0,00054 \text{ lb/(ft s)}$$

$$\dot{V} = 3598,41 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,9996 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 127076,63 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 15843,28 \text{ gpm}$$

Asumsi awal aliran bersifat turbulen, maka diameter pipa yang digunakan

$$D_{opt} = 0.363 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{pers. 12-15, Timmerhaus ed5, hal.501})$$

$$D_{opt} = 0,8913 \text{ m}$$

$$= 35,090 \text{ in}$$

Standarisasi menggunakan ASME B36.10 :

$$\text{NPS} = 36 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 10$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 36 \text{ in} = 3,0 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 35,376 \text{ in} = 2,9480 \text{ ft} = 0,8986 \text{ m} \\ A &= 982,9 \text{ in}^2 = 6,8257 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Mencari Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} v &= \dot{V}/A \\ &= 5,1715 \text{ ft/s} = 1,5763 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= 1782590,942 \quad (\text{Asumsi awal aliran turbulen sudah tepat}) \end{aligned}$$

Menentukan kerja Pompa

Persamaan : $\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/r) + \sum hf = \eta W_p$

dimana *Mechanical Energy Balance* :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Pers. 2.7-28, Geankoplis ed 4})$$

Perhitungan friksi

a. Friksi pada fitting dan valve

Mencari hf dengan persamaan berikut :

$$hf = K_f \frac{v^2}{2} \quad (\text{pers.2.10-17, Geankoplis ed 4, hal 99})$$

Jenis fitting dan valve		Kf	Jumlah	hf (J/kg)
Elbow 90° standar		0,75	1	0,93
Gate Valve	Wide Open	0,17	1	0,21
Check valve	Swing	2,0	1	2,48
Globe Valve	Wide Open	6,0	1	7,45
Total				11,08

Sumber: Tabel 2.10-1, Geankoplis ed.4, hal 99

b. Friksi Pada Pipa Lurus

Bahan = *Carbon steel*

$$\varepsilon = 4,6 \times 0,00001 \text{ m} \quad (\text{Fig. 2.10-3, Geankoplis, ed 4, hal 94})$$

$$= 0,000046 \text{ m}$$

$$= 0,000151 \text{ ft}$$

$$L = 249,344 \text{ ft} = 76 \text{ m}$$

$$\varepsilon/D = 0,0001$$

$$f = 0,003 \quad (\text{dari gambar 2.10-3, Geankoplis ed 4, hal.94})$$

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2} \\ &= 13,5724 \text{ ft}^2/\text{s}^2 \\ &= 1,2609 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Maka, total friksi yang terjadi (ΣF) = 12,3424 J/kg

Substitusi ke Pers. 2.7-28, dimana :

$$z_1 = 0 \text{ ft} = 0 \text{ m}$$

$$z_2 = 0 \text{ ft} = 1,2 \text{ m}$$

$$\rho_1 = 1003,57 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Sumber : Aspen Hysys})$$

$$\rho_2 = 1003,57 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta v = 0,0 \text{ m/s} \text{ karena luas area pipa pada inlet dan outlet sama}$$

$$P_1 = 16,10 \text{ psi} = 110996 \text{ Pa}$$

$$P_2 = 15,9542 \text{ psi} = 110000 \text{ Pa}$$

Dikarenakan pompa melewati suatu *heat exchanger (condenser)* dengan ΔP sebesar 10 psi.

Maka untuk mengakomodasi adanya *pressure drop* tersebut ditambahkan pada P2

$$P_1 = 16,0986 \text{ psi} = 110996 \text{ Pa} = 1,11 \text{ bar}$$

$$P_2 = 25,9542 \text{ psi} = 178947,573 \text{ Pa} = 1,79 \text{ bar}$$

Dari persamaan *Mechanical Energy Balance* didapatkan Kerja Pompa (W_s)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$-W_s = 0 + 12 + 67,710 + 12,342$$

$$-W_s = 91,812 \text{ J/kg}$$

Efisiensi pompa, $\eta_p = 75\%$

(Gambar 12.17, Timmerhaus)

Maka didapatkan kerja pompa aktual

$$W_p = -W_s / \eta_p$$

$$W_p = \frac{91,81}{0,75}$$

$$= 122,42 \text{ J/kg}$$

Daya pompa = rate massa x W_p

$$= 25278895 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times 122,42 \text{ J/kg}$$

$$= 859,594 \text{ kW}$$

$$= 1160,452 \text{ hp}$$

Menghitung *Pressure Head* Pompa :

$$-H = \frac{1}{2\alpha g} (v_1^2 - v_2^2) + (z_1 - z_2) + \frac{1}{g} \left(\frac{P_1}{\rho_1} - \frac{P_2}{\rho_2} \right) - \frac{\Sigma F}{g}$$

$$-H = 0 + 1 + (-6,909) - 1,259$$

$$H = 6,97 \text{ m}$$

$$= 22,86 \text{ ft}$$

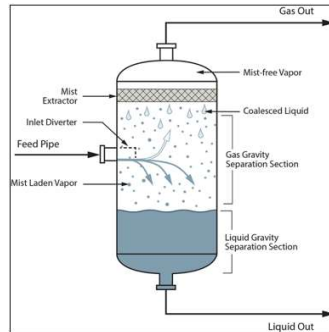
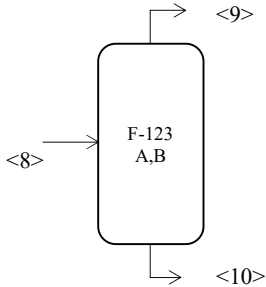
Tabel C16. Spesifikasi *Cooling Water Pump*

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	L-315
Fungsi	Menaikkan tekanan cooling water yang akan dialirkan menuju condenser
Tipe	Centrifugal pump

Inlet press	1,110	bar
Tekanan keluar	1,789	bar
Ukuran pipa	36	in sch 10
Power	859,5944	hp
Bahan	Commercial Steel	
Jumlah (unit)	7	

17. Knock-Out Drum (F-123 A,B)

Fungsi : Memisahkan liquid dari *1st permeate*
 Tipe : *gas-liquid separation drum*
 Jumlah : 2 buah
 Perhitungan :



Feed :

$$T = 38 \text{ }^\circ\text{C} = 100,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P = 30 \text{ bar} = 435,11 \text{ psia}$$

$$w = 105.022,463 \text{ kg/jam}$$

Top Product :

$$T = 38 \text{ }^\circ\text{C} = 100,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P = 30 \text{ bar} = 435,11 \text{ psia}$$

$$W_v = 104.955,13 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_v = 45,335 \text{ kg/m}^3$$

$$V_v = 2.315,092 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Bottom Product :

$$T = 38 \text{ }^\circ\text{C} = 100,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$P = 30 \text{ kPa} = 435,11 \text{ psia}$$

$$W_L = 67,331 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_L = 1000,691 \text{ kg/m}^3$$

$$V_L = 0,067 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menentukan *superficial velocity*:

$$v_m = 0,107 \left((\rho_L - \rho_v) / \rho_v \right)^{1/2}$$

$$= 0,4912 \text{ m}^3/\text{s}$$

Eq. 6.7.1 Harry Silla

$$A = V_v / v_m$$

$$= 1,309 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

Eq. 6.7.3 Harry Silla

$$D = 1,291 \text{ m} = 50,844 \text{ in}$$

$$L/D \text{ ratio} = 2$$

Eq. 6.7.5 Harry Silla

$$L = 2 \times D$$

$$= 2,5829 \text{ m}$$

Menghitung Ketebalan Shell

$$P_{\text{operasi}} = 435,113 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hydros}} = \rho_L \times g \times L_v$$

$$= \frac{2584,66}{144}$$

$$= 17,95 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = 453,062 \text{ psia} = 438,362 \text{ psig}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times P_{\text{total}}$$

$$= 482,20 \text{ psig}$$

$$f = 17500 \text{ psia (Plate steels SA-240 Grade B)}$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint})$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{PD}{2(fE - 0,6P)} + C$$

$$= \frac{482,20 \times 50,84}{2 \times (17500 \times 0,8 - 0,6 \times 482,20)} + 0,1$$

$$t_s = 1,019 \text{ in} = 1 \frac{6}{8} \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 1,875 \text{ in} \quad (\text{Brownell table 5.7})$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_s$$

$$= 54,59 \text{ in}$$

$$\text{Diambil OD} = 102 \text{ in (Standarisasi Brownell table 5.7)}$$

$$\text{Di baru} = \text{OD} - 2t_s$$

$$= 98,3 \text{ in}$$

$$\text{L baru} = 196,50 \text{ in}$$

$$= 16,375 \text{ ft}$$

$$= 4,9911 \text{ m}$$

Perhitungan Tebal Tutup

Dipilih tutup : *Elliptical Dished head*

Dari pers. 7.56 dan 7.57 (Brownell) dapat dihitung tebal tutup atas:

$$V = \frac{2 + K^2}{6} \quad k = a/b = 2$$

$$= 1,00$$

$$t_{\text{tutup}} = \frac{P_{\text{desain}} \times D_i \times V}{(2fE - 0,2P_{\text{desain}})} + C$$

$$= \frac{482,20 \times 98,25 \times 1}{(2 \times 17500 \times 0,8 - 0,2 \times 482,20)} + 0,1$$

$$= 1,823 \text{ in}$$

= 1,875 in (Standarisasi Brownell table 5.7)

Tabel C17. Spesifikasi *Knock-Out Drum*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-123 A,B
Fungsi	Memisahkan liquid dari 1st permeate
Tipe	<i>Vertical Gas-Liquid Separator</i>
Tekanan desain	482,20 psia
Outside Diameter standart	102 inch = 2,5908 m
Tebal silinder	1,88 inch = 0,047625 m
Tebal tutup atas	1,875 inch = 0,047625 m
Panjang bejana	196,50 inch = 4,99 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	2
Kapasitas	105.022,463 kg/hr

18. *Water Storage* (F-317)

Fungsi = Menyimpan *make up water*
 Volume larutan = 5% Volume masuk sistem HRSG
 = 5% x 663,354 = 33,168 m³/jam
 Laju massa = 31750 kg/jam = 69996,685 lb/jam
 P operasi = 1,01 bar = 14,70 psi
 T Operasi = 30 °C = 86 °F
 ρ air = 957,257 kg/m³ = 59,760 lb/ft³
 μ air = 0,000212 lb/s ft = 0,315877 cP
 Waktu tinggal = 48 jam = 2 hari
 Massa total larutan = 3359840,88 lb
 Volume larutan = 56222,62 ft³
 Jumlah tangki = 1

Menghitung Dimensi Tangki

Ditetapkan ruang kosong 30% dari volume larutan, sehingga volume tangki

$$\begin{aligned}
 V \text{ tangki} &= 130\% \times \text{Volume larutan} \\
 &= 73089,406 \text{ ft}^3 \\
 &= 13017,808 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

Asumsi H/ID = 0,5

Vt = volume silinder + volume tutup

$$Vt = \frac{\pi \times ID^2 \times H}{4} + (0,000049 \times ID^3)$$

$$73089,406 = 0,392549 \text{ ID}^3$$

$$ID = 57,102 \text{ ft} = 685,227 \text{ in} = 17,405 \text{ m}$$

$$H = 29 \text{ ft} = 342,614 \text{ in} = 8,702 \text{ m}$$

Standarisasi American Petroleum Industry (API) standard 12C, *Typical Sizes & Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 96-in Butt Welded Courses* Appendix E item 3, Brownell & Young

$$H = 30 \text{ ft} = 360 \text{ in} = 9,144 \text{ m}$$

$$ID = 60 \text{ ft} = 720 \text{ in} = 18,288 \text{ m}$$

$$V = 15110 \text{ bbl}$$

$$\text{Jumlah Course} = 5$$

Dengan dimensi tersebut dan volume larutan aktual maka didapatkan tinggi liquid dalam shell sebesar

$$H_{\text{liquid}} = 19,89 \text{ ft} = 238,737 \text{ in} = 6,064 \text{ m}$$

Menghitung Tebal Shell

dengan Menggunakan Persamaan 3.16 Brownell & Young

$$t = \frac{pd}{2fE} + c$$

t = tebal shell, in
 p = internal pressure, psi
 d = diameter dalam, in
 f = allowable working stress, psi
 E = joint efficiency

$$\text{Bahan} = \text{SA-283 Grade C}$$

$$f = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, Tabel 13.1})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Pengelasan double welded butt joint, Brownell \& Young Tabel 13.2})$$

$$c = 0,063 \text{ in}$$

$$ts = 0,5853 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi} = 5/8 \text{ in} = 1,588 \text{ cm}$$

$$\text{OD} = 686,477 \text{ in} = 57,206 \text{ ft} = 17,437 \text{ m}$$

Menghitung Tebal Tutup Atas

Jenis tutup atas : *conical* dengan sudut puncak 60°

$$t_h = \frac{P_i d_i}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P_i)} + c \quad (\text{Brownell \& Young, Pers.6.154, p.118})$$

$$th_{\text{atas}} = 0,66670 \text{ in}$$

$$= 3/4 \text{ in}$$

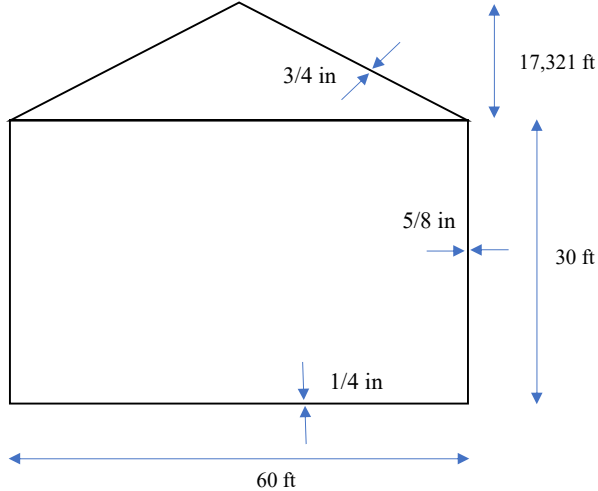
$$\text{Tinggi Tutup} = h_h = \frac{d_o}{2 \tan \frac{1}{2} \alpha}$$

$$= 207,852 \text{ in} = 5,279 \text{ m} = 17,321 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Total Tangki} = 567,852 \text{ in} = 47,321 \text{ ft} = 14,423 \text{ m}$$

Menghitung Tebal Bagian Dasar Storage

Dikarenakan menggunakan *plate* 72 in, sehingga tebal sebesar $1/4 \text{ in} = 0,021 \text{ ft}$

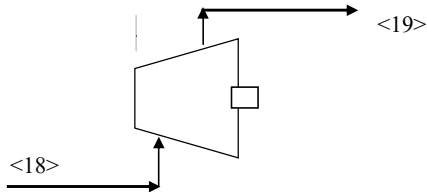


Tabel C18. Spesifikasi *Water Storage*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-317
Fungsi	Menyimpan make up water
Tipe	Bejana berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk <i>conical</i> bahan SA-283 Grade C
Tekanan desain	14,70 psia
Outside Diameter standart	686,477 inch = 17,437 m
Tebal silinder	0,63 inch = 0,016 m
Tebal tutup atas	3/4 inch = 0,019 m
Panjang bejana	360 inch = 9,144 m
Bahan Konstruksi	SA-283 Grade C
Jumlah	1
Kapasitas	3359840,88 lb

19. Gas Turbine (N-210)

Fungsi : Untuk menggerakkan *generator* dan menghasilkan *power* listrik
 Tipe : *Single Casing ; SGT5-8000H*
 Jumlah : 1 buah
 Feed : *Gas*
 Rate massa = 1386924,405 kg/jam
 Rate mol = 49775,850 kgmol/jam



Kondisi Operasi

Suhu masuk (T_1) = 2060 °C = 3740 °F
 Suhu keluar (T_2) = 1243,24 °C = 2269,83 °F
 Tekanan masuk (P_1) = 25 bar = 362,69 psia
 Tekanan keluar (P_2) = 1,022 bar = 14,83 psia

Kapasitas Power (BHP)

η = 75 % = 0,75
 W_s = 1722526272,01 kJ/h
 Power = 478,518 MW = 641702,938 hp

Tabel C19. Spesifikasi *Gas Turbine*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	N-210
Tipe	<i>Single Casing ; SGT5-8000H</i>
Fungsi	Untuk menggerakkan generator dan menghasilkan power listrik
Jumlah unit	1
Material	<i>Cast iron</i>
Kondisi operasi	$P_{suction}$ = 25 bar $T_{suction}$ = 2060 °C $P_{discharge}$ = 1,022 bar $T_{discharge}$ = 1243,2 °C
Kapasitas	1386924,405 kg/jam
Efisiensi	75%
Power	478,52 MW

APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D1. HARGA PERALATAN

Harga peralatan setiap waktu akan mengalami perubahan tergantung pada perubahan ekonoc Apabila harga alat pada tahun yang lalu diketahui, maka harga masa sekarang dapat dihitun dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index*

$$\text{Harga sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun lalu}}{\text{Index harga tahun } X} \times \text{har ga tahun } X$$

Tabel 1. *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tabel	Index Harga
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	567,1
2018	603,1

[Sumber : *Chemical Engineering Magazine*]

Dengan metode *Least Square* untuk regresi linear (Perry, 3-84), dapat dilakukan penaksiran index harga pada tahun 2021. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan $y = a + bx$

- Keterangan :
- y = Indeks Harga Tahun ke-P
 - x = Tahun P
 - a = Intercept garis regresi
 - b = Slope garis regresi
 - N = jumlah data

Perhitungan b (Perry 3-84)

$$b = \frac{N \sum y_i \cdot x_i - \sum x_i \sum y_i}{N \sum x_i^2 - (\sum x_i)^2}$$

Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*

Data	x_i	y_i	x_i^2	y_i^2	$y_i x_i$
1	2008	575,4	4.032.064	331.085	1.155.403
2	2009	521,9	4.036.081	272.380	1.048.497
3	2010	550,8	4.040.100	303.381	1.107.108
4	2011	585,7	4.044.121	343.044	1.177.843
5	2012	584,6	4.048.144	341.757	1.176.215
6	2013	567,3	4.052.169	321.829	1.141.975

7	2014	576,1	4.056.196	331.891	1.160.265
8	2015	556,8	4.060.225	310.026	1.121.952
9	2016	541,7	4.064.256	293.439	1.092.067
10	2017	567,1	4.068.289	321.602	1.143.841
11	2018	603,1	4.072.324	363.730	1.217.056
Total	22.143	6.231	4,46E+07	3,53E+06	1,25E+07

$$b = \frac{11 \times 1,25E+07 - 22.143 \times 6.231}{11 \times 4E+07 - 490.312.449}$$

$$b = \frac{2.482,7}{1.210,0}$$

$$b = 2,05$$

Perhitungan a (Perry 3-84)

$$a = y_{av} - b x_{av}$$

dimana,

$$y_{av} = \frac{\sum y_i}{N} = \frac{6.231}{11} = 566,41$$

$$x_{av} = \frac{\sum x_i}{N} = \frac{22.143}{11} = 2.013,00$$

sehingga :

$$a = 566,41 - 2.013,00 \times 2,05$$

$$a = -3.563,9$$

$$y = -3.563,9 + 2,05 \times$$

$$\text{CEPCI pada tahun 2022} = 584,88$$

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA
Contoh perhitungan :

1. Water Storage

Tipe = Bejana berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *conical* bahan SA 283 Grade C

Jumlah = 1 buah

Harga tahun 2014 = \$ 46.700 (Sumber : www.matche.com)

$$\begin{aligned} \text{Harga tahun 2022} &= \frac{\text{Index harga tahun 2022}}{\text{Index harga tahun 2014}} \times \text{harga tahun 2014} \\ &= \frac{584,88}{576,1} \times \$ 46.700 \times 1 \\ &= \$ 47.411 \end{aligned}$$

kurs \$ 1 = Rp 13.736,00 (Sumber : <http://kursdollar.com>)
 harga kurs diambil dalam rata-rata 5 tahun terakhir
 Untuk harga alat yang lain dapat dilihat pada Tabel 2 berikut :

Kode	Nama Alat	Jmlh	Harga (US\$,thn 2008)		Harga total
			per unit	total	(US\$,thn 2022)
H-110 A,B	<i>1st Stage Membrane</i>	2	40.045,109	80.090	81.409
H-120 A,B	<i>2nd Stage Membrane</i>	2	7.148,601	14.297	14.533
Kode	Nama Alat	Jmlh	Harga (US\$,thn 2014)		Harga total
			per unit	total	(US\$,thn 2022)
G-121 A,B	<i>Compressor with Intercooler</i>	2	3.714.650	7.429.300	7.542.467
E-122 A,B	<i>Air Cooler</i>	2	64.650	129.300	131.270
F-123 A,B	<i>Knock Out Drum</i>	2	300.350	600.700	609.850
G-125 A,B	<i>Recycle Compressor</i>	2	595.700	1.191.400	1.209.548
G-212	<i>Air Compressor with intercooler</i>	1	30.389.200	30.389.200	30.852.104
L-311	<i>Low Pressure Pump</i>	1	7.900	7.900	8.020
L-312	<i>High Pressure Pump</i>	1	24.800	24.800	25.178
E-313	<i>Condenser</i>	7	10.400	72.800	73.909
L-315	<i>Cooling Water Pump</i>	7	1.000	7.000	7.107
L-316	<i>Condensate Pump</i>	1	3.900	3.900	3.959
F-317	<i>Water Storage</i>	1	46.700	46.700	47.411
Kode	Nama Alat	Jmlh	Harga (US\$,thn 2016)		Harga total
			per unit	total	(US\$,thn 2022)
N-210	<i>Gas Turbine</i>	1	40.000.000	40.000.000	43.188.145
N-320	<i>High Pressure Steam Turbine</i>	1	3.000.000	3.000.000	3.239.111
N-330	<i>Low Pressure Steam Turbine</i>	1	2.000.000	2.000.000	2.159.407
Kode	Nama Alat	Jmlh	Harga (US\$,thn 2018)		Harga total
			per unit	total	(US\$,thn 2022)
P-310	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>	1	10.597.600	10.597.600	10.277.360
Total harga peralatan					99.470.789

Harga peralatan proses pada tahun 2022 \$ 99.470.789 = Rp 1.366.330.753.312,50
 Utilitas meliputi : air, digunakan sebagai air pendingin dan proses

1. Air, digunakan sebagai air pendingin dan proses
2. Listrik, digunakan sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses serta penerangan
3. Bahan bakar

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari harga peralatan. (Tabel 6.1 Coulson & Richardson)

Harga peralatan utilitas = Rp 614.848.838.990,63
Total harga peralatan = Harga peralatan + Harga peralatan utilitas
 = **Rp 1.981.179.592.303,13**

D.2. GAJI KARYAWAN

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan

Tabel 3. Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Jumlah
		(Rp)	Karyawan	(Rp)
1	Direktur Utama	80.000.000	1	80.000.000
2	Dewan Komisaris	40.000.000	2	80.000.000
3	Dewan Direksi	28.000.000	4	112.000.000
4	Sekretaris Direktur	12.000.000	5	60.000.000
5	Supervisor	16.000.000	12	192.000.000
6	Kepala Divisi	12.000.000	4	48.000.000
7	Karyawan			
	a. Lulusan S-1	7.000.000	12	84.000.000
	b. Lulusan D-3	4.800.000	20	96.000.000
	c. Lulusan SMA/K	4.000.000	36	144.000.000
8	Dokter	10.000.000	2	20.000.000
9	Perawat	4.800.000	4	19.200.000
10	Pekerja Tak Tetap	3.200.000	25	80.000.000
Total			127	1.015.200.000

Biaya untuk gaji karyawan selama sebulan = Rp 1.015.200.000

Biaya untuk keperluan gaji selama setahun = **Rp 14.212.800.000**

= \$ 1.034.712

D.3. HARGA BAHAN BAKU DAN PENJUALAN PRODUK

D.3.1 Perhitungan biaya bahan baku

Tabel 4. Biaya Bahan Baku

No.	Bahan baku	Kebutuhan (MMBTU/tahun)	Harga (\$ /)	Total harga (\$/tahun)
1	Natural gas	34.245.000	4,7 /MMBTU	160.951.500
Total				160.951.500

Menurut Permen ESDM No. 45 Tahun 2017 tentang Pemanfaatan Gas Bumi untuk Pembangkit Listrik :

- Harga gas alam pada mulut sumur untuk pembangkit listrik paling tinggi 8% ICP (Indonesia Crude Price), digunakan harga gas alam 7% ICP

Harga ICP pada tahun 2019 = 67,61 USD/barrel

Maka harga gas alam sebesar = 4,7 USD/MMBTU

Harga bahan baku = \$ 160.951.500 per tahun

= Rp 2.210.829.804.000 per tahun

D.3.2 Perhitungan hasil penjualan produk

Pembangkit ini akan memproduksi listrik sebesar 435,3612819 MW

Berikut perhitungan hasil penjualan dari listrik yang diproduksi :

Tabel 5. Harga Penjualan Produk per Tahun

No.	Nama Bahan	Produksi/jam		Harga (Rp)		Total harga/Tahun (Rp)
1	Listrik	435.361,282	kWh	1272	/kWh	4.784.655.316.544
TOTAL						4.784.655.316.544

Total pendapatan kotor/thn = Rp 4.784.655.316.543,95
 = \$ 348.329.595

D.4 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dan mempertimbangkan hal-hal berikut ini :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*, IRR)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period*, MPP)
3. Titik impas (*Break Event Point*, BEP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment*, TCI) yang meliputi
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*, WCI)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost*, TPC) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap :

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya Variabel

D.4.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*, TCI)

D.4.1.1 Modal Tetap

A. Biaya Langsung (*Direct Cost*, DC)

- | | | | | |
|---|------|-------|-----------|-----------------------------|
| 1. Harga peralatan | 100% | = | Rp | 1.366.330.753.312,50 |
| 2. Instalasi | 9% | A.1 = | Rp | 122.969.767.798,13 |
| 3. Instrumentasi dan kontrol | 18% | A.1 = | Rp | 245.939.535.596,25 |
| 4. Perpipaian (terpasang) | 66% | A.1 = | Rp | 901.778.297.186,25 |
| 5. Listrik (terpasang) | 11% | A.1 = | Rp | 150.296.382.864,38 |
| <i>Free on Board (FOB)</i> | | | | |
| 6. Biaya angkutan kapal laut | 15% | A.1 = | Rp | 204.949.612.996,88 |
| <i>Cost and Freight (C&F)</i> | | | | |
| 7. Biaya asuransi | 0,7% | A.1 = | Rp | 9.564.315.273,19 |
| <i>Cost of Insurance & Freight (CIF)</i> | | | | |
| | | | Rp | 3.001.828.665.027,57 |
| 8. Biaya angkutan ke lokasi pabrik | 10% | CIF = | Rp | 300.182.866.502,76 |
| 9. Servis fasilitas dan <i>yard improvement</i> | 70% | A.1 = | Rp | 956.431.527.318,75 |

10. Tanah	4% A.1 = Rp	54.653.230.132,50
Total Biaya Langsung (DC)		Rp 4.313.096.288.981,58

B. Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

1. Teknik dan Supervisi	33% A.1 = Rp	450.889.148.593,13
2. Biaya konstruksi	41% A.1 = Rp	560.195.608.858,13
3. Biaya tak terduga	44% A.1 = Rp	601.185.531.457,50
4. Biaya legal	4% A.1 = Rp	54.653.230.132,50
Total Indirect Cost (IC)		Rp 1.666.923.519.041,25

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{Direct cost} + \text{Indirect cost} \\
 &= \text{Rp } 4.313.096.288.981,58 + \text{Rp } 1.666.923.519.041,25 \\
 &= \text{Rp } 5.980.019.808.022,83
 \end{aligned}$$

D.4.1.2 Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 6 \times \text{TPC/bulan} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI}
 \end{aligned}$$

Jadi,

Modal tetap (FCI)	Rp	5.980.019.808.022,83
Modal kerja (WCI)	Rp	1.825.399.117.215,85 +
Total Investasi (TCI)	Rp	7.805.418.925.238,67

Modal Investasi terbagi atas :

1. Modal sendiri (equity)	20% TCI =	Rp 1.561.083.785.047,74
2. Modal pinjaman bank (<i>Loan</i>)	80% TCI =	Rp 6.244.335.140.190,94

D.4.2 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost, TPC*)

D.4.2.1 Total Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*)

A. Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost, DPC*)

1. Bahan baku (1 tahun)	= Rp	2.210.829.804.000,00
2. Tenaga kerja	= Rp	14.212.800.000,00
3. Biaya supervisi	15% A.2 = Rp	2.131.920.000,00
4. Utilitas	8% TPC = Rp	292.063.858.754,54
5. <i>Maintenance</i> dan perbaikan	5% FCI = Rp	299.000.990.401,14
6. <i>Operating supplies</i>	15% A.5 = Rp	44.850.148.560,17
7. Laboratorium	10% A.2 = Rp	1.421.280.000,00
8. Produk dan royalti	1% TPC = Rp	36.507.982.344,32
Total biaya produksi langsung (DPC)		Rp 2.901.018.784.060,17

B. Biaya tetap (*Fixed Charge, FC*)

1. Depresiasi (peralatan, bangunan) (FCI - SV)/20 tahun	= Rp	293.020.970.593
2. Pajak	1,5% FCI = Rp	89.700.297.120
3. Asuransi	1% FCI = Rp	59.800.198.080
Total biaya tetap (FC)	Rp	442.521.465.794

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)

Plant overhead cost 50% A.2 + A.3 + A.5 = **Rp 157.672.855.200,57**

D.4.2.2 Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1. Biaya administrasi	25% A.2 =	Rp	3.553.200.000
2. Biaya R&D	2% TPC =	Rp	73.015.964.689
Total Pengeluaran Umum (GE)		Rp	76.569.164.689

Dimana ,

DPC	=	Rp 2.572.446.942.961,31	+ 11% TPC
FC	=	Rp 442.521.465.794	
POC	=	<u>Rp 157.672.855.200,57</u>	+
MC	=	Rp 3.172.641.263.955,57	+ 11% TPC
GE	=	<u>Rp 3.553.200.000</u>	+ 2% TPC
TPC	=	Rp 3.176.194.463.955,57	+ 13% TPC
TPC	=	Rp 3.650.798.234.431,69	

Sehingga, **TPC = Rp 3.650.798.234.431,69**
GE = Rp 76.569.164.688,63
MC = Rp 3.574.229.069.743,06

D.4.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut

1. Modal
 - Modal sendiri = 20%
 - Modal pinjaman = 80%
2. Bunga bank = 7,0% per tahun
3. Laju inflasi = 4% per tahun
4. Masa konstruksi 2 tahun
 - Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri dan 50% modal pinjaman
 - Tahun kedua menggunakan sisa modal pinjaman dan modal sendiri
5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :
 - a. Pada masa awal konstruksi (awal tahun ke-2) dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
 - b. Pada akhir tahun ke-2 masa konstruksi (tahun ke-1) dibayarkan sisa modal pinjaman
6. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar 10% per tahun
7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 20 tahun dengan depresiasi sebesar 4,9% per tahun
8. Kapasitas produksi
 - Tahun I = 100%
 - Tahun II = 100%
 - Tahun III = 100%
9. Pajak pendapatan = 30% (UU No.36, tahun 2008)

D.4.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp } 3.357.777.263.838,57 \end{aligned}$$

Tabel 6. Biaya Operasi untuk Kapasitas 65%, 80%, dan 100%

No.	Kapasitas	Biaya Operasi
1	65%	Rp 2.182.555.221.495,07
2	80%	Rp 2.686.221.811.070,86
3	100%	Rp 3.357.777.263.838,57

D.4.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengang bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir konstruksi adalah tetap.

Untuk modal pinjaman dari bank, total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

Tabel 7. Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga 7%	Jumlah (Rp)
-2	50%	3.122.167.570.095,47	0	3.122.167.570.095,47
-1	50%	3.122.167.570.095,47	218.551.729.906,68	3.340.719.300.002,15
0			233.850.351.000,15	233.850.351.000,15
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				6.696.737.221.097,77

Tabel 8. Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Jumlah (Rp)	Inflasi 4%	Jumlah (Rp)
-2	50%	780.541.892.523,9	0	780.541.892.523,87
-1	50%	780.541.892.523,9	31.221.675.700,95	811.763.568.224,82
0			32.470.542.728,99	32.470.542.728,99
Modal sendiri akhir masa konstruksi				1.624.776.003.477,68

$$\begin{aligned} \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi} &= \text{modal sendiri} + \text{modal pinjaman} \\ &= \text{Rp } 8.321.513.224.575,46 \end{aligned}$$

Perhitungan harga penjualan

Dari Appendix D, maka untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan :

$$\text{Total Produk Power Plant} \quad \text{Rp } 4.784.655.316.543,95$$

D.4.4 Analisa Titik Impas (Break Event Point, BEP)

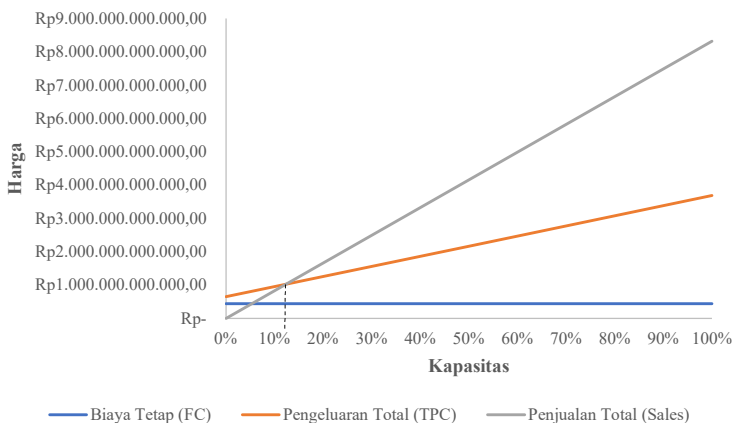
Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel 9. Biaya FC, VC, SVC, dan S

No.	Keterangan	Jumlah
1.	Biaya Tetap (FC)	Rp 442.521.465.793,69
2.	Biaya Variabel (VC)	

	a. Bahan Baku	Rp	2.210.829.804.000,00
	b. Utilitas	Rp	292.063.858.754,54
	c. Royalti	Rp	36.507.982.344,32
		Rp	2.539.401.645.098,85
3.	Biaya Semivariabel (SVC)		
	a. Gaji Karyawan	Rp	14.212.800.000,00
	b. Pengawasan, 3% TPC	Rp	109.523.947.032,95
	c. Pemeliharaan dan perbaikan	Rp	299.000.990.401,14
	d. <i>Operating supplies</i>	Rp	44.850.148.560,17
	e. Laboratorium	Rp	1.421.280.000,00
	f. Pengeluaran umum	Rp	76.569.164.689
	g. <i>Plant overhead cost</i>	Rp	157.672.855.200,57
		Rp	703.251.185.883,47
4.	Total Penjualan (S)	Rp	8.321.513.224.575,46

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap (FC)	Rp 442.521.465.793,69	Rp 442.521.465.793,69
Pengeluaran Total (TPC)	Rp 653.496.821.558,73	Rp 3.685.174.296.776,01
Penjualan Total (Sales)	Rp -	Rp 8.321.513.224.575,46



Gambar 1. Grafik *Break Event Point*

Laba bersih = *Net cash flow* saat pinjaman lunas
= Rp 4.636.338.927.799,45

BEP = $\frac{FC + 0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$
= 12,35%

BEP dari grafik = 13%

Sehingga didapat kapasitas minimal dari *power plant* ini agar tidak mengalami kerugian sebesar 57 MW

D.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tahun ke -	<i>Cumulative Cash Flow</i> (USD)
0	(568.245.408,07)
1	(557.664.738,81)
2	(533.949.353,47)
3	(501.475.910,44)
4	(459.239.676,97)
5	(406.939.242,32)
6	(344.261.139,33)
7	(270.879.362,14)
8	(186.454.864,66)
9	(90.635.038,97)
10	16.946.827,20
11	168.493.857,42
12	330.353.422,81
13	502.938.024,78
14	686.676.664,80
15	882.015.504,38
16	1.089.418.551,52
17	1.309.368.374,50
18	1.542.366.844,37
19	1.788.935.906,99
20	2.049.618.386,09

Berdasarkan tabel di atas, untuk investasi = \$ 568.245.408,07

Dengan cara interpolasi linier antara tahun ke = 9 dan 10

Maka diperoleh waktu pengembalian modal = 9,84 tahun

D.6 Perhitungan *Internal Rate of Return (IRR)*

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

Dimana : n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke-n

Dari perhitungan diperoleh nilai IRR sebesar 18,0%

D.7 Perhitungan *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah Total Production Cost yang digunakan dalam 6 bulan pertama pabrik berjalan. Maka WCI = TPC/2

TPC/2 = Rp 1.825.399.117.215,85

TPC = 23,39% TCI , sehingga presentasi WCI yang digunakan diatas sudah sesuai

D.8 Analisa Sensitivitas

Akan dilihat pengaruh variabel-variabel terhadap IRR dan NPV proyek. Variabel tersebut yaitu :

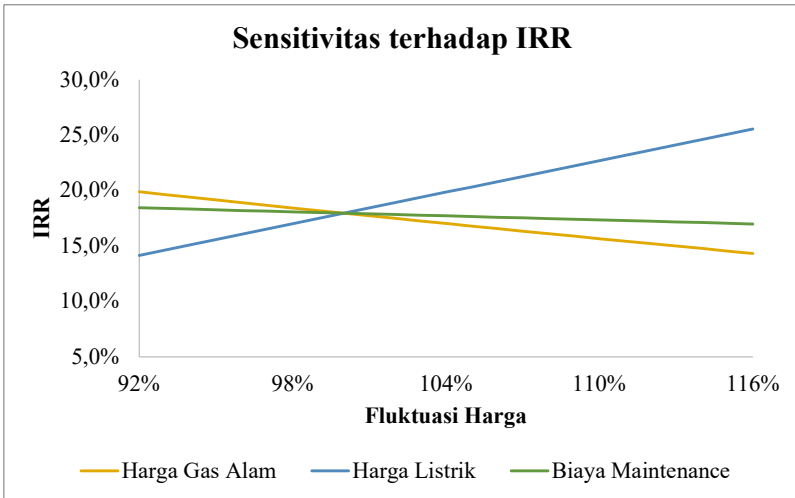
- Harga gas alam
- Harga listrik
- Biaya Maintenance

Melalui perhitungan dengan metode cashflow, dapat dihitung pengaruh variabel-variabel tersebut. Hasil perhitungan terdapat pada tabel 10

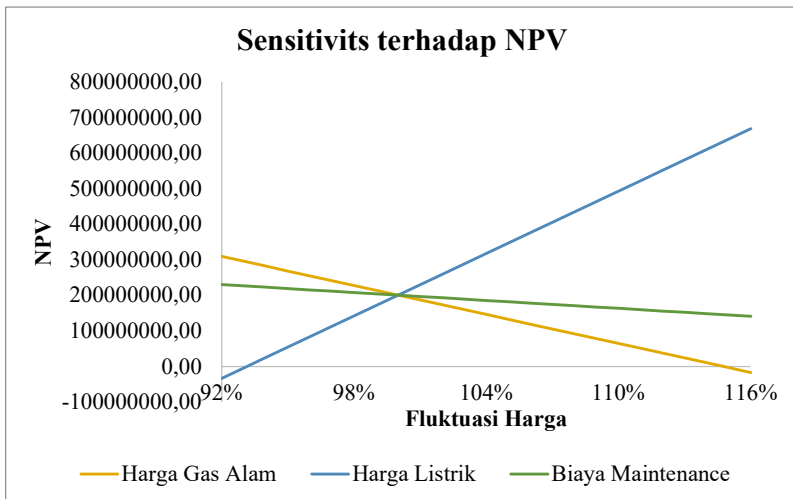
Tabel 10. Pengaruh Variabel Terhadap IRR dan NPV

Persentase	Harga Gas Alam		Harga Listrik	
	IRR	NPV (USD)	IRR	NPV (USD)
92%	19,9%	309370202,74	14,1%	-33325265,829
94%	19,4%	282197961,94	15,1%	25176360,516
96%	18,9%	255025721,14	16,1%	83677986,860
98%	18,4%	227853480,35	17,0%	142179613,204
100%	18,0%	200681239,55	18,0%	200681239,548
102%	17,5%	173508998,75	18,9%	259182865,892
104%	17,0%	146336757,95	19,8%	317684492,236
106%	16,6%	119164517,16	20,8%	376186118,580
108%	16,1%	91992276,36	21,7%	434687744,925
110%	15,7%	64820035,56	22,7%	493189371,269
112%	15,2%	37647794,76	23,6%	551690997,613
114%	14,8%	10475553,97	24,6%	610192623,957
116%	14,3%	-16696686,83	25,6%	668694250,301

Persentase	Biaya Maintenance	
	IRR	NPV (USD)
92%	18,4%	230444462,42
94%	18,3%	223003656,70
96%	18,2%	215562850,98
98%	18,1%	208122045,27
100%	18,0%	200681239,55
102%	17,8%	193240433,83
104%	17,7%	185799628,11
106%	17,6%	178358822,39
108%	17,5%	170918016,68
110%	17,4%	163477210,96
112%	17,2%	156036405,24
114%	17,1%	148595599,52
116%	17,0%	141154793,81



Gambar 2. Grafik Analisa Sensitivitas Fluktuasi Harga Terhadap IRR



Gambar 3. Grafik Analisa Sensitivitas Fluktuasi Harga Terhadap NPV