



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA– TK 184803

PRA DESAIN PABRIK ENERGI DARI PENGOLAHAN LIMBAH TANDAN KOSONG PABRIK KELAPA SAWIT

Oleh:

Magistra Dwinovia Indriani

NRP. 0221154000052

Fransiskus Budi Kurnia Agung

NRP. 0221154000113

Dosen Pembimbing

Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M. Eng.

NIP. 19520916 198003 1 002

Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng.

NIP. 19730512 199903 2 001

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**



PLANT DESIGN PROJECT – TK 184803

**PRE-DESIGN OF ENERGY PLANT USING OIL
PALM EMPTY FRUIT BUNCH**

Written By:

Magistra Dwinovia Indriani

NRP. 0221154000052

Fransiskus Budi Kurnia Agung

NRP. 0221154000113

Advisors:

Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M. Eng.

NIP. 19520916 198003 1 002

Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng.

NIP. 19730512 199903 2 001

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**

LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan Judul :

“PRA DESAIN PABRIK ENERGI DARI PENGOLAHAN LIMBAH TANDAN KOSONG PABRIK KELAPA SAWIT”

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

Oleh :

Magistra Dwinovia Indriani

NRP. 02211540000052

Fransiskus Budi Kurnia Agung

NRP. 02211540000113

Disetujui oleh Tim Penguji :

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.
(Pembimbing I)
2. Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng.
(Pembimbing II)
3. Prof. Ir. Renanto, MS, Ph.D
(Penguji I)
4. Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc., Eng
(Penguji II)
5. Orchidea Rachmaniah, S.T., M.T.
(Penguji III)



INTISARI

Di tengah arus globalisasi yang kuat ini, industri kelapa sawit dituntut untuk lebih kompetitif menghadapi persaingan yang semakin ketat. Walaupun saat ini harga gula cukup baik, namun ancaman pasar bebas masih tidak bisa diabaikan. Tekanan lainnya saat ini adalah krisis energi yang melanda dunia. Kenaikan harga BBM yang cukup besar menambah beban pabrik kelapa sawit yang menggunakan BBM sebagai tambahan bahan bakar. Dengan kondisi tersebut, penghematan energi dan perhatian pada konservasi energi menjadi penting untuk dilakukan.

Dalam industri kelapa sawit, selain dihasilkan *crude palm oil* sebagai produk utama, juga dihasilkan produk samping berupa tandan kosong kelapa sawit yang selama ini belum dimanfaatkan secara optimal. Tandan kosong kelapa sawit adalah residu dari proses pemanenan tandan buah segar kelapa sawit sehingga diperoleh hasil samping sejumlah besar produk limbah berserat.

Selama ini tanaman kelapa sawit di Indonesia digunakan sebagai bahan baku oleh pabrik *crude palm oil*. Sisa-sisa penggilingan berupa tandan kosong kelapa sawit biasanya kurang dimanfaatkan secara maksimal. Produk samping tandan kosong kelapa sawit ini merupakan biomassa yang mempunyai potensi pemanfaatan yang besar untuk dikonversi menjadi energi sehingga industri kelapa sawit mampu menjadi industri yang memasok energinya sendiri (*self-sufficiency energy*).

Oleh karena itu, dengan potensi yang dimiliki, maka pendirian Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit yang terintegrasi dengan Pabrik *Crude Palm Oil* (CPO) dan *Palm Kernel Oil* (PKO) adalah salah satu solusinya. Penerapan industri kelapa sawit terintegrasi mempunyai dampak positif yang besar bukan saja terhadap lingkungan, namun juga terhadap perekonomian nasional, penciptaan kesempatan kerja, dan mendukung ketahanan pangan

dan energi. Untuk itu, diperlukan komitmen semua pihak, termasuk juga keseriusan dukungan pemerintah.

Tandan kosong kelapa sawit merupakan sumber energi yang terbarukan dan tersedia cukup besar. Untuk pabrik kelapa sawit yang efisien dapat dilakukan dengan cara instalasi yang seimbang, menggunakan peralatan yang efisien, dengan kapasitas dan kualitas kelapa sawit yang memadai. Kebutuhan energi untuk produksi *crude palm oil* dapat dipenuhi dengan sebagian tandan kosong kelapa sawit yang dikonversi menjadi listrik dan dijual dan selebihnya dapat dijual sebagai bahan baku industri kompos.

Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit ini rencananya akan dibangun di Desa Bandar Kumbur, Kecamatan Bilah Barat, Kab. Labuhanbatu, Provinsi Sumatera Utara dengan pertimbangan dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku berupa tandan kosong diambil dari Pabrik *Crude Palm Oil* dan *Palm Kernel Oil* di Desa Bandar Kumbur, Kecamatan Bilah Barat, Kab. Labuhanbatu, Provinsi Sumatera Utara. Penyediaan utilitas mudah dan sumber listrik untuk *start up* disuplai dari PLN. Kabupaten Sragen memiliki UMK yaitu sebesar Rp. 2.668.223,00 pada tahun 2019 dengan angka pengangguran di Kabupaten Sragen masih cukup tinggi yaitu sebesar 307.480 jiwa pada tahun 2015 dan akan terus meningkat pada tahun selanjutnya.

Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit dibangun pada tahun 2020 dan akan mulai beroperasi pada tahun 2024. Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 330 hari per tahun operasi dengan perencanaan kapasitas 13.800 kg/jam dan untuk memproduksi 40 MW listrik untuk memenuhi kebutuhan energi listrik Pabrik CPO dan PKO dari Buah Kelapa Sawit.

Proses awal Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit ini dimulai dengan pengecilan ukuran sehingga dapat lebih mudah dikeringkan di unit pengeringan karena luas permukaannya lebih besar. Mula-mula tandan kosong kelapa sawit dari gudang penyimpanan (F-110)

dibawa ke *rotary cutter* (C-120) dengan menggunakan *belt conveyor* (J-111). Di *rotary cutter*, ukuran tandan kosong kelapa sawit diperkecil sehingga ukuran rata-ratanya menjadi 5 mm. Dari *rotary cutter*, tandan kosong kelapa sawit yang telah diperkecil ukurannya disaring di *disc screener* (H-121) agar proses pengeringan lebih optimal karena ukuran tandan kosong kelapa sawit yang dikeringkan seragam. Kemudian, tandan kosong kelapa sawit dibawa melalui *screw conveyor* (J-123) ke *fluidized bed dryer* (B-130) untuk dikeringkan. Kandungan air dalam tandan kosong kelapa sawit sebelum memasuki *fluidized bed dryer* adalah sekitar 60%. Setelah melalui tahap pengeringan dengan menggunakan *flue gas*, kandungan air dalam tandan kosong kelapa sawit berkurang menjadi 5%. Tandan kosong kelapa sawit yang terbawa pada *flue gas* akan masuk ke dalam *cyclone* (H-131) dan tandan kosong kelapa sawit yang telah terpisah dengan *flue gas* kemudian dimasukkan kembali ke *dryer*.

Tandan kosong kelapa sawit yang telah kering kemudian dialirkan ke *circulating fluidized bed gasifier*. Proses pembakaran berlangsung di *circulating fluidized bed gasifier* pada suhu 900°C hingga 1300°C. *Syngas* yang dihasilkan oleh *circulating fluidized bed gasifier* (B-210) kemudian didinginkan melalui *syngas cooler* (E-221) dengan menggunakan udara dari suhu 1253°C menjadi 300°C. *Syngas* yang telah didinginkan kemudian dialirkan menuju *wet electrostatic presipitator* (H-220). *Wet electrostatic presipitator* berfungsi untuk menangkap tar dan partikel lain yang ada dalam aliran gas dari hasil proses pembakaran dengan cara memberikan muatan negatif kepada tar melalui perangkat elektroda (*discharge electrode*). Tar bersama air keluar menuju *waste water treatment*. *Syngas* yang sudah tidak mengandung tar akan dialirkan menuju *combustion chamber* (R-312).

Combustion chamber (R-312) berfungsi untuk mengubah *syngas* menjadi *flue gas*. *Combustion chamber* merupakan sebuah komponen dari *gas turbine generator* di mana pembakaran terjadi. Kombustor ini juga dikenal sebagai ruang pembakaran. Di area ini, dilakukan injeksi *syngas* diikuti dengan

proses pembakaran *syngas* di dalam udara. Pembakaran ini mengakibatkan terjadinya ekspansi dari udara sehingga volume udara dan temperatur hasil pembakaran meningkat. *Flue gas* hasil pembakaran *combustion chamber* (R-312) kemudian dialirkan menuju *gas turbine generator* (N-310). *Gas turbine generator* (N-310) berfungsi untuk mengkonversi *flue gas* yang dihasilkan oleh *combustion chamber* menjadi energi listrik. Listrik yang dihasilkan oleh *gas turbine generator* sebesar 53 MW.

Air proses yang sudah didemineralisasi dialirkan menuju HRSG (E-330) dengan laju 46.000 kg/jam dan tekanan 113 bar kemudian dipanaskan dalam *economizer*. Di dalam *economizer*, air dipanaskan menggunakan *flue gas* dengan suhu 632,9 °C. *Flue gas* ini merupakan *flue gas* sisa dari *gas turbine generator* (N-310). Kemudian air mengalir menuju *evaporator*. *Evaporator* berfungsi untuk memanaskan air menjadi *saturated steam* dengan *flue gas*. *Saturated steam* selanjutnya dipanaskan kembali hingga mencapai titik lewat jenuhnya yaitu menjadi *superheated steam* melalui *superheater*. *Steam* melewati *superheater* yang terletak dalam *back pass* dan dikirim ke pipa *steam* utama. *Superheated steam* yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai pembangkit listrik menggunakan *steam turbine generator* (N-320). Listrik yang dihasilkan melalui penggunaan STG sebesar 10 MW. STG memanfaatkan panas dari *superheated steam* yang diubah ke energi kinetik melalui nozel dan kemudian ke energi mekanik melalui *rotating blades*. *Steam* kemudian mengalami ekspansi dan menyebabkan suhu dan tekanannya menjadi turun dan berubah menjadi uap jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 133,3°C dan tekanan 3 bar.

Dari perhitungan analisa ekonomi, *Internal Rate Return* (IRR) yang diperoleh sebesar 15,64% dimana dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa layak untuk didirikan dengan suku bunga sebesar 10,50% dan diperoleh *Pay Out Time* (POT) sebesar 5,16 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada *discounted cash flow*. Modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebesar Rp 865.357.989.078. Sedangkan *Break Even Point* (BEP)

yang diperoleh sebesar 29,66%. Dilakukan juga perhitungan NPV (*Net Present Value*), dimana diperoleh nilai Rp 226.589.718.677. Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif ($NPV > 0$). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak untuk dilaksanakan.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadiran Allah SWT, yang telah memberikan rahmat-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Pra Desain Pabrik berjudul Pabrik Pembangkit Energi Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan sebaik-baiknya sebagai salah satu tugas akhir di Teknik Kimia ITS.

Tugas Pra Desain Pabrik ini merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar kesarjana di Departemen Teknik Kimia ITS, namun demikian penulis berharap laporan ini tak hanya sebagai pemenuh kewajiban tapi lebih dari itu akan bermanfaat khususnya bagi penulis sendiri dan umumnya bagi yang membaca terlebih pada bidang keteknikkimiaan dan aplikasinya dalam bidang industri.

Penulisan laporan ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng, selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dan Dr. Siti Machmudah, S.T., M. Eng selaku Dosen Pembimbing 2 atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Dr. Suci Madha Nia, S.T., M.T., Dr. Tantular Nurtono, S.T., M. Eng, serta Dr. Kusdianto, ST., M.Sc.Eng selaku Dosen Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran.
3. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan dukungan baik moral maupun material, serta kasih sayang tulus, motivasi, bimbingan, dan doanya.
4. Teman - teman Departemen Teknik Kimia angkatan 2015 serta Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran khususnya yang berjuang bersama dalam menyelesaikan tugas pra desain pabrik kimia yang selalu memberi semangat dan dukungan.

5. Serta semua pihak lainnya yang tidak bisa disebutkan penulis satu persatu yang telah membantu selama penulisan laporan.

Penulis menyadari bahwa laporan pra desain pabrik ini masih terdapat kekurangan oleh karena itu kritik dan saran yang bersifat membangun sangat diharapkan oleh penulis. Kami selaku penulis memohon maaf kepada semua pihak, apabila dalam penyusunan laporan ini terdapat kesalahan.

Surabaya, 16 Januari 2019

Penulis

DAFTAR ISI

INTISARI.....	ii
KATA PENGANTAR.....	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xii
DAFTAR TABEL.....	xiv
BAB I PENDAHULUAN.....	I-1
I.1 Latar Belakang.....	I-1
I.2 Produksi Bahan Baku.....	I-3
I.3 Aspek Marketing.....	I-5
I.4 Prospek.....	I-7
I.5 Penggunaan Produk.....	I-9
I.6 Konsumsi.....	I-9
BAB II.....	II-1
II.1 Kapasitas.....	II-1
II.2 Lokasi.....	II-1
II.3 Potensi dan Spesifikasi Bahan Baku.....	II-2
II.3.1 Potensi Bahan Baku.....	II-2
II.3.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	II-2
BAB III.....	III-1
III.1 Tipe-tipe Proses.....	III-1
III.1.1 Pembakaran Langsung.....	III-1
III.1.2 Gasifikasi (IGCC).....	III-10
III.1.3 Pirolisis.....	III-11
III.2 Seleksi Proses.....	III-12
Tabel III.1 Ringkasan Teknologi Konversi Biomassa.....	III-12
III.3 Uraian Proses.....	III-15
III.3.1 Storage.....	III-17
III.3.2 Feedstock preparation.....	III-17
III.3.3 Pengeringan.....	III-18
III.3.4 Pembentukan Syngas.....	III-20
III.3.5 Power Generation.....	III-22
III.3.6 Unit Demineralized Water.....	III-23

III.4 Neraca Massa	IV-1
III.4.1 Rotary Cutter C-120	IV-2
III.4.2 <i>Fluidized Bed Dryer</i> B-130	IV-3
III.4.3 Cyclone H-131	IV-5
III.4.4 Fluidized Bed Gasifier B-210	IV-6
III.4.5 Syngas Cooler E-221	IV-8
III.4.6 Wet Electrostatic Precipitator H-220	IV-10
III.4.7 Combustion Chamber R-312	IV-12
III.4.8 Gas Turbine N-310	IV-13
III.4.9 Heat Recovery Steam Generator (E-330)	IV-14
III.4.10 Steam Turbine N-320	IV-16
III.4.11 Splitter	IV-17
III.4.12 Tangki Reaktor Carbon Filter / Unit Demin Water (R-230)	IV-19
III.4.13 Tangki Reaktor Cation Exchanger / Unit Demin Water (R-240)	IV-20
III.4.14 Tangki Reaktor Anion Exchanger / Unit Demin Water (R-240)	IV-22
III.5 Neraca Energi	IV-23
III.5.1 Fluidized Bed Dryer B-130	IV-23
III.5.2 Compressor G-212	IV-24
III.5.3 Fluidized Bed Gasifier B-210	IV-25
III.5.4 Syngas Cooler (E-221)	IV-26
III.5.5 Wet Electrostatic Precipitator H-220	IV-27
III.5.6 Compressor G-311	IV-27
III.5.7 Combustion Chamber R-312	IV-28
III.5.8 Gas Turbine N-310	IV-29
III.5.9 Superheater HRSG E-330	IV-30
III.5.10 Evaporator HRSG E-330	IV-31
III.5.11 Economizer HRSG E-330	IV-32
III.5.12 Steam Turbine N-320	IV-33
BAB IV	V-1
BAB V	VI-1
V.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
V.1.1 Bentuk Badan Perusahaan	VI-1

V.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan.....	VI-2
V.1.3 Struktur Organisasi.....	VI-5
V.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	VI-9
V.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan	VI-11
V.1.6 Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja ...	VI-12
V.1.7 Sistem Jam Kerja.....	VI-13
V.2 Utilitas	VI-16
V.2.1 Unit Pengolahan Air.....	VI-16
V.2.2 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	VI-17
V.2.3 Unit Pemadam Kebakaran.....	VI-17
V.3 Analisa Ekonomi	VI-17
V.3.1 Biaya Peralatan.....	VI-18
V.3.2 Perhitungan Analisa Ekonomi.....	VI-19
V.3.3 Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return / IRR).....	VI-20
V.3.4 Net Present Value (NPV).....	VI-21
V.3.5 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time / POT).....	VI-21
V.3.6 Analisa Titik Impas (Break Even Point / BEP).	VI-21
BAB VI	VII-1

LAMPIRAN

DAFTAR GAMBAR

Gambar III.1 Contoh Metode Pembakaran Langsung.....	III-3
Gambar III.2 <i>Fire Tube Boiler</i>	III-4
Gambar III.3 <i>Water Tube Boiler</i>	III-5
Gambar III.4 AFBC.....	III-7
Gambar III.5 CFBC.....	III-8
Gambar III.6 PFBC	III-10
Gambar III.7 Alur Proses Pembangkit Energi dari Tandan Kosong Kelapa Sawit	III-17
Gambar III.8 <i>Fluidized Bed Dryer</i>	III-20
Gambar III.9 Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi dari Tandan Kosong Kelapa Sawit.....	III-25
Gambar III.1 Blok Diagram <i>Rotary Cutter & Disc Screener</i> ..	IV-2
Gambar III.2 Blok Diagram <i>Fluidized Bed Dryer</i> B-130.....	IV-3
Gambar III.3 Blok Diagram <i>Cyclone</i> H-131	IV-5
Gambar III.4 Blok Diagram <i>Fluidized Bed Gasifier</i> B-210	IV-6
Gambar III.5 Blok Diagram <i>Syngas Cooler</i> E-221	IV-8
Gambar III.6 Blok Diagram <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> H-220.....	IV-10
Gambar III.7 Blok Diagram <i>Combustion Chamber</i> R-312 ...	IV-12
Gambar III.8 Blok Diagram <i>Gas Turbine</i> N-310	IV-13
Gambar III.9 Blok Diagram <i>Heat Recovery Steam Generator</i> E-330.....	IV-14
Gambar III.10 Blok Diagram <i>Steam Turbine</i> N-320.....	IV-16
Gambar III.11 Blok Diagram <i>Splitter</i>	IV-17
Gambar III.12 Blok Diagram Tangki Reaktor <i>Carbon Filter</i> R-230.....	IV-19
Gambar III.13 Blok Diagram Tangki Reaktor <i>Cation Exchanger</i> R-240.....	IV-20
Gambar III.14 Blok Diagram Tangki Reaktor <i>Anion Exchanger</i> R-240.....	IV-22
Gambar IV.1 Blok Diagram <i>Fluidized Bed Dryer</i> B-130	IV-23
Gambar IV.2 Blok Diagram <i>Compressor</i> G-212	IV-24
Gambar IV.3 Blok Diagram <i>Fluidized Bed Gasifier</i> B-210..	IV-25

Gambar IV.4 Blok Diagram <i>Syngas Cooler</i> E-221	IV-26
Gambar IV.5 Blok Diagram <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> H-220	IV-27
Gambar IV.6 Blok Diagram <i>Compressor</i> G-311	IV-27
Gambar IV.7 Blok Diagram <i>Combustion Chamber</i> R-312 ...	IV-28
Gambar IV.8 Blok Diagram <i>Gas Turbine</i> N-310	IV-29
Gambar IV.9 Blok Diagram <i>Superheater HRSG</i> E-330	IV-30
Gambar IV.10 Blok Diagram <i>Evaporator HRSG</i> E-330	IV-31
Gambar IV.11 Blok Diagram <i>Economizer HRSG</i> E-330	IV-32
Gambar IV.12 Blok Diagram <i>Steam Turbine</i> N-320	IV-33
Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan	VI-4
Gambar VI.2 Grafik BEP Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit	VI-22

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Komposisi Kimia Tandan Kosong Kelapa Sawit.....	I-4
Tabel I.2 Neraca Massa Pembakaran <i>Empty Fruit Bunch</i> (MC 60%).....	I-5
Tabel I.3 Tarif Tenaga Listrik Bulan Juli – September 2017.....	I-6
Tabel I.4 Kebutuhan <i>Steam</i> Pabrik <i>CPO</i>	I-10
Tabel III.1 Ringkasan Teknologi Konversi Biomassa	III-12
Tabel III.2 Pembobotan Proses Teknologi Konversi Biomassa	III-14
Tabel III.3 Perbandingan Jenis Bed	III-15
Tabel IV.1 Komposisi Feed TKKS	IV-1
Tabel IV.2 Neraca Massa <i>Rotary Cutter & Disc Screener</i>	IV-2
Tabel IV.3 Neraca Massa Aliran Masuk <i>Fluidized Bed Dryer</i> B-130.....	IV-3
Tabel IV.4 Neraca Massa Aliran Keluar <i>Fluidized Bed Dryer</i> B-130.....	IV-4
Tabel IV.5 Neraca Massa <i>Cyclone</i> H-131	IV-5
Tabel IV.6 Neraca Massa Aliran Masuk <i>Fluidized Bed Gasifier</i> B-210.....	IV-7
Tabel IV.7 Neraca Massa Aliran Keluar <i>Fluidized Bed Gasifier</i> B-210.....	IV-7
Tabel IV.8 Neraca Massa Aliran Masuk <i>Syngas Cooler</i> E-221	IV-9
Tabel IV.9 Neraca Massa Aliran Keluar <i>Syngas Cooler</i> E-221	IV-9
Tabel IV.10 Neraca Massa Aliran Masuk <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> H-220	IV-11
Tabel IV.11 Neraca Massa Aliran Keluar <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> H-220	IV-11
Tabel IV.12 Neraca Massa <i>Combustion Chamber</i> R-312	IV-12
Tabel IV.13 Neraca Massa <i>Gas Turbine</i> N-310.....	IV-13
Tabel IV.14 Neraca Massa Aliran Masuk <i>Heat Recovery Steam Generator</i> E-330	IV-15

Tabel IV.15 Neraca Massa Aliran Keluar <i>Heat Recovery Steam Generator</i> E-330	IV-15
Tabel IV.16 Neraca Massa <i>Steam Turbine</i> N-320.....	IV-16
Tabel IV.17 Neraca Massa <i>Splitter</i>	IV-18
Tabel IV.18 Neraca Massa Tangki Reaktor <i>Carbon Filter</i> R-230	IV-19
Tabel IV.19 Neraca Massa Tangki Reaktor <i>Cation Exchanger</i> R-240.....	IV-21
Tabel IV.20 Neraca Massa Tangki Reaktor <i>Anion Exchanger</i> R-240.....	IV-22
Tabel IV.1 Neraca Energi <i>Fluidized Bed Dryer</i> B-130.....	IV-24
Tabel IV.2 Neraca Energi <i>Compressor</i> G-212.....	IV-24
Tabel IV.3 Neraca Energi <i>Fluidized Bed Gasifier</i> B-210	IV-25
Tabel IV.4 Neraca Energi <i>Syngas Cooler</i> E-221.....	IV-26
Tabel IV.5 Neraca Energi <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> H-220	IV-27
Tabel IV.6 Neraca Energi <i>Compressor</i> G-311	IV-28
Tabel IV.7 Neraca Energi <i>Combustion Chamber</i> R-312.....	IV-29
Tabel IV.8 Neraca Energi <i>Gas Turbine</i> N-310	IV-29
Tabel IV.9 Neraca Energi <i>Superheater HRSG</i> E-330	IV-30
Tabel IV.10 Neraca Energi <i>Evaporator HRSG</i> E-330	IV-31
Tabel IV.11 Neraca Energi <i>Economizer HRSG</i> E-330.....	IV-32
Tabel IV.12 Neraca Energi <i>Steam Turbine</i> N-320	IV-33
Tabel V.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan TKKS F-110	V-1
Tabel V.2 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> J-111	V-1
Tabel V.3 Spesifikasi <i>Rotary Cutter</i> C-120	V-2
Tabel V.4 Spesifikasi <i>Disc Screener</i> H-121	V-3
Tabel V.6 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> J-123	V-3
Tabel V.7 Spesifikasi <i>Fluidized Bed Dryer</i> B-130.....	V-4
Tabel V.8 Spesifikasi <i>Cyclone</i> H-131	V-5
Tabel V.9 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> J-133	V-5
Tabel V.10 Spesifikasi <i>Fluidized Bed Gasifier</i> (B-210)	V-6
Tabel V.11 Spesifikasi <i>Syngas Cooler</i> E-221	V-7
Tabel V.12 <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> H-220.....	V-8
Tabel V.13 Spesifikasi <i>Gas Turbine</i> N-310	V-9

Tabel V.14 Spesifikasi <i>Fan</i> G-132.....	V-9
Tabel V.15 Spesifikasi <i>Compressor</i> G-212.....	V-10
Tabel V.16 Spesifikasi <i>Compressor</i> G-312.....	V-10
Tabel V.17 Spesifikasi <i>Combustion Chamber</i> R-312	V-11
Tabel V.18 Spesifikasi <i>Blower</i> G-211.....	V-11
Tabel V.19 Spesifikasi <i>Steam Turbine</i> N-320	V-12
Tabel V.20 Spesifikasi Pompa L-231.....	V-12
Tabel V.21 Spesifikasi Pompa L-251.....	V-13
Tabel V.22 Spesifikasi <i>HRSG (Heat Recovery Steam Generator)</i> E-330	V-13
Tabel V.23 Spesifikasi Tangki Reaktor <i>Carbon Filter</i> (Unit Demin) R-230.....	V-15
Tabel V.24 Spesifikasi Tangki Reaktor <i>Cation Exchanger</i> (Unit Demin) R-240.....	V-17
Tabel V.25 Spesifikasi Tangki Reaktor <i>Anion Exchanger</i> (Unit Demin) R-250.....	V-18
Tabel VI.1 Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik Energi Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit.....	VI-10
Tabel VI.2 <i>Production Unit Schedule</i>	VI-14

BAB I PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Dewasa ini, energi sudah menjadi salah satu kebutuhan pokok bagi setiap manusia. Hampir semua peralatan dan pekerjaan yang dilakukan manusia memanfaatkan energi terutama energi listrik. Oleh sebab itu, sektor energi merupakan salah satu yang terpenting dalam kehidupan. Pembangkit energi sekarang masih didominasi pembangkit yang menggunakan hasil pembakaran dari energi fosil. Seiring bertambahnya kebutuhan manusia, semakin menipis pula cadangan bahan bakar fosil di dunia. Hal ini menyebabkan kenaikan harga BBM. Kenaikan harga BBM yang cukup besar menambah beban pabrik kelapa sawit yang menggunakan BBM sebagai tambahan bahan bakar.

Berdasarkan data yang diperoleh dari Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia tahun 2018, Indonesia memiliki cadangan terbukti minyak bumi sekitar 3,3 miliar barel. Dengan asumsi produksi konstan 800.000 barel per hari tanpa adanya temuan cadangan baru, maka dalam 11 hingga 12 tahun ke depan Indonesia tidak mampu memproduksi minyak bumi lagi. Sehingga, bahan bakar alternatif yang baru dan terbarukan serta ramah lingkungan, ekonomis, efektif, dan efisien untuk mengurangi keborosan energi sangatlah diperlukan.

Konservasi energi merupakan penggunaan energi secara efisien dan rasional tanpa mengurangi penggunaan energi yang memang benar-benar diperlukan (Peraturan Presiden 5/2006 tentang Kebijakan Energi Nasional), perlu diterapkan pada seluruh tahap pemanfaatan, mulai dari pemanfaatan sumber daya energi sampai pada pemanfaatan akhir, dengan menggunakan teknologi yang efisien dan membudayakan pola hidup hemat energi. Potensi konservasi energi di semua sektor memiliki peluang penghematan yang sangat besar.

Dalam industri kelapa sawit, selain menghasilkan *crude palm oil* (CPO) sebagai produk utama, pabrik kelapa sawit juga

menghasilkan produk samping seperti serat buah kelapa sawit, tandan kosong kelapa sawit, dan limbah buangan cair *palm oil mill effluent* (POME) yang belum dimanfaatkan secara optimal. Produk samping ini mempunyai potensi pemanfaatan yang sangat besar untuk diolah menjadi produk yang bernilai lebih tinggi, sehingga dapat memberikan dampak positif dalam mengurangi pencemaran lingkungan, memperkuat perekonomian nasional, menciptakan lapangan pekerjaan baru, serta mendukung ketahanan energi nasional. Untuk mewujudkan hal tersebut, pengolahan produk samping ini tidak cukup dilakukan oleh satu pihak saja, tetapi memerlukan komitmen dan dukungan dari semua pihak, termasuk pemerintah.

Tandan kosong kelapa sawit (TKKS) adalah tempat dimana buah kelapa sawit menempel di masa tumbuhnya. Banyaknya tandan kosong yang dihasilkan dalam proses pemanenan menyebabkan berbagai masalah baru yang meresahkan seperti memerlukan area penyimpanan yang luas dan menimbulkan bau busuk apabila disimpan dalam waktu yang lama. Oleh karena itu, harus ditemukan suatu inovasi untuk menangani masalah diatas.

Dalam setiap kilogram tandan buah kelapa sawit segar, sekitar 23% dari massanya adalah tandan kosong. Selain itu, tandan kosong mengandung selulosa yang bisa dijadikan bahan bakar untuk memproduksi listrik dan *steam*. (Thiam & Bhatia, 2008) Dengan melihat kandungan dari tandan kosong tersebut, tandan kosong dapat dimanfaatkan sebagai sumber energi yang terbarukan.

Industri perkebunan kelapa sawit merupakan industri yang sedang berkembang sangat pesat saat ini, didukung dengan permintaan pasar yang terus meningkat dari tahun ke tahun, menstimulus produsen-produsen kelapa sawit untuk terus meningkatkan produksinya dan membuka lahan-lahan perkebunan baru untuk memenuhi kebutuhan pasar. Salah satu lahan perkebunan yang besar ada di Desa Bandar Kumbang Kecamatan Bilah Barat, Kab. Labuhanbatu, Provinsi Sumatera Utara.

Selain itu, potensi penggunaan energi terbarukan yang berasal dari tandan kosong dapat digunakan untuk memasok energi pabrik kelapa sawit itu sendiri, bahkan dengan sistem pengolahan yang tepat, pabrik kelapa sawit dapat memiliki surplus energi dan mampu memproduksi energi listrik sehingga menghasilkan nilai tambah ekonomis yang menjanjikan. Sebagian besar industri kelapa sawit masih belum memanfaatkan potensi tandan kosong ini untuk membantu menyokong konsumsi energi pabrik itu sendiri. Dengan memanfaatkan limbah tandan kosong sebagai sumber energi terbarukan, pabrik kelapa sawit berpeluang menjual listrik dan *steam* ke Perusahaan Listrik Negara (PLN) atau pihak swasta.

Pemilihan lokasi pabrik pembangkit energi tandan kosong kelapa sawit di desa Bandar Kumbul dikarenakan beberapa hal, yakni:

1. Dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku berupa tandan kosong diambil dari pabrik kelapa sawit di Desa Bandar Kumbur Kecamatan Bilah Barat, Kab. Labuhanbatu, Provinsi Sumatera Utara.
2. Tenaga Kerja.
Tenaga kerja dapat direkrut dari penduduk sekitar. Kabupaten Labuhanbati memiliki UMK (Upah Minimum Kota/Kabupaten) sebesar Rp 2.668.223,00 pada tahun 2019 dengan angka pengangguran di Kabupaten Labuhanbatu masih cukup tinggi yaitu sebesar 307.480 jiwa pada tahun 2015 dan akan terus meningkat ke tahun selanjutnya.
3. Iklim
Daerah Kabupaten Labuhanbatu berada di ketinggian rata-rata 700 meter di atas permukaan laut. Kabupaten Labuhanbatu beriklim tropis dengan suhu harian yang berkisar antara 24°C - 32°C. Curah hujan rata-rata di bawah 166,16 mm per bulan dengan hari hujan di bawah 11,64 hari per bulan.

I.2 Produksi Bahan Baku

Tandan kosong kelapa sawit atau TKKS adalah residu dari proses pemanenan tandan buah segar kelapa sawit. Produksi

tandan kosong ini sangat melimpah seiring dengan tingginya produksi kelapa sawit. Pada satu pabrik kelapa sawit dapat menghasilkan limbah tandan kosong sekitar 23% dari berat tandan buah segar. Pada tahun 2015, total produksi limbah tandan kosong kelapa sawit di Indonesia lebih dari 9 juta ton dan jauh meningkat pesat dari tahun ke tahun sampai pada tahun 2015, produksi limbah tandan kosong di Indonesia lebih dari 30 juta ton. Hal ini menunjukkan potensi dari tandan kosong yang sangat besar dan dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan energi terbarukan.

Tabel I.1 Komposisi Kimia Tandan Kosong Kelapa Sawit

Unsur	Kadar Kandungan (wt%)
Ash	1,3%
Lignin	36,6%
Holoseulosa	82,4%
Selulosa	62,9%
Hemiselulosa	28%
Silosa	33,1%
Glukosa	66,4%

(Law et. al, 2007)

Selain itu, nilai kalor pada tandan kosong kelapa sawit dengan kadar air sebesar 60% adalah 17,02 MJ/kg. (Aziz et al., 2015) Dalam setiap kilogram tandan buah kelapa sawit segar, sekitar 23% dari massanya adalah tandan kosong. Selain itu, tandan kosong mengandung selulosa yang bisa dijadikan bahan bakar untuk memproduksi listrik dan *steam*. (Thiam & Bhatia, 2008) Dengan melihat kandungan dari tandan kosong tersebut, tandan kosong dapat dimanfaatkan sebagai sumber energi yang terbarukan.

Tabel I.2 Neraca Massa Pembakaran *Empty Fruit Bunch* (MC 60%)

Unsur	Raw EFB and Air Feed (kg/h)	Ash (kg/h)	Flue Gas (kg/h)
C ₃₆₅₇ H ₄₈₁₀ N ₃₉ S ₅ O ₂₂₅₈ K ₉ Cl	13.359		-
Ash	641	641	-
K	-	55	-
Cl	-	6	-
N ₂	74.182	-	74.182
O ₂	22.536	-	3.744
CO ₂	-	-	25.053
NO ₂	-	-	279
SO ₂	-	-	-
H ₂ O	21.000	-	27.731
CaCO ₃	77.74	-	-
CaSO ₄	-	105.73	-
Total mass flow (kg/h)	131.797	807	130.989

(Ho Ting Luk, et.al., 2013)

Menurut Ho Ting Luk, et.al., 2013 bahwa nilai kalor dari tandan kosong kelapa sawit kering dan tanpa abu sebesar 17,7 MJ/kg sedangkan nilai kalor tandan kosong basah dengan *moisture content* 60% sebesar 6,77 MJ/kg. Melihat kesimpulan ini menunjukkan bahwa untuk mencapai nilai kalor yang lebih tinggi diperlukan proses pengeringan untuk menurunkan *moisture content* dari tandan kosong sebelum diolah lebih lanjut.

(Ho Ting Luk, et.al., 2013)

I.3 Aspek Marketing

Produk dari pabrik ini adalah listrik dan *steam* untuk memenuhi kebutuhan proses produksi Pabrik CPO dan PKO dari Buah Kelapa Sawit, namun apabila berlebih, energi listrik ini dapat dijual ke PLN. Data PT Perusahaan Listrik Negara (PLN) pada September 2017 menunjukkan harga listrik tahun 2017 cukup tinggi. Tarif tenaga listrik PT. PLN dapat dilihat pada Tabel I.3 sebagai berikut :

Tabel I.3 Tarif Tenaga Listrik Bulan Juli – September 2017

NO.	GOL. TARIF	BATAS DAYA	REGULER		PRA BAYAR (Rp/kWh)
			BIAYA BEBAN (Rp/kVA/bulan)	BIAYA PEMAKAIAN (Rp/kWh) DAN BIAYA kVArh (Rp/kVArh)	
1.	R-1/TR	900 VA-RTM	*)	1.352,00	1.352,00
2.	R-1/TR	1.300 VA	*)	1.467,28	1.467,28
3.	R-1/TR	2.200 VA	*)	1.467,28	1.467,28
4.	R-2/TR	3.500 VA s.d. 5.500 VA	*)	1.467,28	1.467,28
5.	R-3/TR	6.600 VA ke atas	*)	1.467,28	1.467,28
6.	B-2/TR	6.600 VA s.d. 200 kVA	*)	1.467,28	1.467,28
7.	B-3/TM	di atas 200 kVA	**)	Blok WBP= $K \times 1.035,78$ Blok LWBP = $1.035,78$ $kVArh = 1.114,74$ ****)	-
8.	I-3/TM	di atas 200 kVA	**)	Blok WBP = $K \times 1.035,78$ Blok LWBP = $1.035,78$ $kVArh = 1.114,78$ ****)	-
9.	I-4/TT	30.000 kVA ke atas	***)	Blok WBP dan Blok LWBP = $996,74$ $kVArh = 996,74$ ****)	-
10	P-1/TR	6.600 VA s.d. 200 kVA	*)	1.467,28	1.467,28
11.	P-2/TM	di atas 200 kVA	**)	Blok WBP = $K \times 1.035,78$ Blok LWBP = $1.035,78$ $kVArh = 1.114,74$ ****)	
12.	P-3/TR		*)	1.467,28	1.467,28

NO.	GOL. TARIF	BATAS DAYA	REGULER		PRA BAYAR (Rp/kWh)
			BIAYA BEBAN (Rp/kVA/bulan)	BIAYA PEMAKAIAN (Rp/kWh) DAN BIAYA kVArh (Rp/kVArh)	
13.	L/TR, TM, TT		-	1.644,52	-

(<http://www.pln.co.id>)

Catatan:

*) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

RM1 = 40 (jam nyala) x daya tersambung (kVA) x biaya bemaakaian

***) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

RM2 = 40 (jam nyala) x daya tersambung (kVA) x biaya pemakaian LWBP

Jam nyala : kWh per bulan dibagi dengan kVA tersambung

****) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

RM3 = 40 (jam nyala) x daya tersambung (kVA) x biaya pemakaian WBP dan LWBP

Jam nyala : kWh per bulan dibagi dengan kVA tersambung

*****) Biaya kelebihan pemakaian daya reaktif (kVArh) dikenakan dalam hal faktor daya rata-rata setiap bulan kurang dari 0,85

K : Faktor perbandingan antara harga WBP dan LWBP sesuai dengan karakteristik beban sistem kelistrikan setempat ($1,4 \leq K \leq 2$), ditetapkan oleh Direksi Perusahaan Perseroan (Persero) PT Perusahaan Listrik Negara.

WBP : Waktu Beban Puncak

LWBP : Luar Waktu Beban Puncak

I.4 Prospek

Tandan kosong kelapa sawit adalah bahan sisa dari proses pemanenan kelapa sawit segar dan menimbulkan berbagai masalah yang meresahkan karena mudah berjamur dan berbau busuk. Berbagai penelitian telah dilakukan untuk mengetahui potensi dari tandan kosong kelapa sawit agar mempunyai nilai

ekonomis yang lebih tinggi. Beberapa contoh pemanfaatan tandan kosong kelapa sawit adalah sebagai pembuatan kompos, pakan ternak, etanol, kanvas rem, dan dapat dijual dalam bentuk listrik. Sampai saat ini, sebagian besar tandan kosong kelapa sawit masih belum dimanfaatkan secara maksimal dan kerap kali menimbulkan masalah dalam penyimpanan dan pembuangannya. Dilihat dari kandungan yang dimiliki oleh tandan kosong kelapa sawit menunjukkan bahwa tandan kosong kelapa sawit menyimpan potensi energi biomassa yang sangat besar dan belum dioptimalkan. Pemanfaatan tandan kosong kelapa sawit sebagai sumber bahan bakar akan menghasilkan energi yang lebih ramah lingkungan dibandingkan bahan bakar fosil.

Berdasarkan tabel I.2. di atas, dapat dilihat bahwa nilai kalor tandan kosong kelapa sawit sekitar 6,77 MJ/kg pada *moisture content* 60%, dan nilai kalor tandan kosong kering sebesar 17,7 MJ/kg menjadikan tandan kosong adalah suatu limbah yang potensial dalam menghasilkan energi listrik. Potensi produksi listrik dari tandan kosong kelapa sawit dapat ditingkatkan dengan proses pengeringan sebelum tandan kosong kelapa sawit diolah lebih lanjut dengan tujuan untuk memperoleh nilai kalor yang jauh lebih tinggi dibandingkan tandan kosong basah yang langsung diproses.

Bila dikaitkan dengan peningkatan produksi tandan kosong kelapa sawit di setiap tahunnya, dapat disimpulkan bahwa jumlah potensi tandan kosong kelapa sawit di Indonesia sangat besar. Hal ini terlihat dari data produksi tandan kosong di Indonesia pada tahun 2002 lebih dari 9 juta ton dan jauh meningkat pesat tahun ke tahun. Pada tahun 2015, produksi limbah tandan kosong di Indonesia mencapai lebih dari 30 juta ton. Selama ini, masyarakat hanya menjadikan menjadikan tandan kosong kelapa sawit sebagai pupuk kompos dan pakan ternak saja, namun di balik itu ternyata limbah tandan kosong kelapa sawit dapat disulap menjadi bahan baru dengan nilai ekonomis yang lebih tinggi.

I.5 Penggunaan Produk

Melalui sistem *cogeneration*, tandan kosong kelapa sawit dapat digunakan untuk memproduksi listrik. Satu ton tandan kosong kelapa sawit mempunyai potensi untuk menghasilkan energi listrik sebesar 1.2 kW. (N. F. Ghazali et.al., 2016). Dengan lahan perkebunan kelapa sawit nasional dengan luas lebih dari 8 juta hektar dan lebih dari 30 juta ton produksinya pada tahun 2018, potensi bisnis listrik dari tandan kosong dapat mencapai 36 kWh. Listrik yang dihasilkan dari tandan kosong kelapa sawit dapat digunakan untuk pabrik kelapa sawit, selebihnya akan dijual ke PLN.

Di beberapa negara seperti Malaysia dan Thailand yang juga memiliki perkebunan kelapa sawit yang cukup luas, limbah tandan kosong kelapa sawit telah ditangani dengan baik dan diolah untuk menjadi listrik sampai etanol. Produksi tandan kosong di Malaysia mencapai lebih dari 22 juta ton per tahun.

I.6 Konsumsi

Pabrik saat ini memerlukan sistem *cogeneration* untuk meningkatkan efisiensi pabrik. Produksi *steam* dan listrik yang dihasilkan akan *disupply* ke Pabrik CPO dan PKO, selebihnya akan dijual ke PLN.

Jumlah pengguna/pelanggan energi listrik selama tahun 2012 – 2016 mengalami peningkatan dari 49,795 juta menjadi 64,282 juta atau bertambah rata-rata 3,6 juta tiap tahunnya. Penambahan pelanggan terbesar masih terjadi pada sektor rumah tangga, yaitu rata-rata 3,25 juta pertahun, diikuti oleh sektor usaha dengan rata-rata 255 ribu pelanggan per tahun, sektor umum dengan rata-rata pelanggan 106 ribu per tahun, dan sektor industri dengan rata-rata 4242 pelanggan per tahun.

Tabel I.4 Kebutuhan *Steam* Pabrik *CPO*

No	Nama Alat	Fraksi Massa
1	Sterilizer	0.2313
2	Digester	0.1543
3	CST	0.0085
4	Sludge Tank	0.0091
5	Oil Purifier	0.0055
6	Slurry Tank	0.0128
7	CST Storage	0.0105
8	Sludge Tank Storage	0.0182
9	Silo Dryer	0.0479
10	CPO Storage	0.3840
11	PKO Storage	0.1851
	Total	1

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Kapasitas dari pabrik pembangkit harus dapat memenuhi kebutuhan steam dari pabrik CPO. Berikut basis perhitungan pada pabrik pembangkit energi dari tandan kosong:

- Waktu produksi dalam 1 tahun = 330 hari produksi
- Waktu produksi dalam 1 hari = 24 jam
- Basis = 1 jam operasi
- Kapasitas bahan baku TKKS = 13.800 kg/jam
- Kapasitas produk listrik = 40 MW
- Kapasitas produk *steam* = 46.000 kg *steam*/ jam

II.2 Lokasi

Pabrik pembangkit energi dari tandan kosong kelapa sawit yang direncanakan akan didirikan di Desa Bandar Kumbang Kecamatan Bilah Barat, Kab. Labuhanbatu, Provinsi Sumatera Utara memiliki luas wilayah 8 ha.



Gambar II.1 Lokasi Pabrik

Berdasarkan data dari *weather.com*, daerah ini memiliki karakteristik sebagai berikut:

- Suhu : 24°C - 32°C
- Kelembaman : 84%
- Curah hujan: 166,16 mm/bulan
- Kecepatan Angin : 10 km/jam
- Garis Lintang : 10^o26' – 20^o11' Lintang Utara dan 91^o10' – 95^o53' Bujur timur

II.3 Potensi dan Spesifikasi Bahan Baku

II.3.1 Potensi Bahan Baku

Potensi tandan kosong kelapa sawit di Indonesia cukup besar. Hal ini dikaitkan dengan peningkatan produksi kelapa sawit. Total produksi limbah tandan kosong kelapa sawit di Indonesia tercatat lebih dari 9 juta ton dan jauh meningkat pesat dari tahun ke tahun sampai pada tahun 2015, produksi limbah tandan kosong di Indonesia lebih dari 30 juta ton. Kecenderungan masyarakat selama ini hanya menjadikan tandan kosong kelapa sawit sebagai pakan ternak, ternyata di balik limbah tandan kosong kelapa sawit dapat disulap menjadi bahan baru dengan nilai ekonomis yang lebih tinggi. Dengan nilai kalor tandan kosong kelapa sawit sekitar 17,02 MJ/kg pada kadar air 60% maka tandan kosong kelapa sawit dapat dijadikan sumber energi potensial penghasil listrik.

II.3.2 Spesifikasi Bahan Baku

Tandan kosong kelapa sawit atau TKKS adalah residu dari proses pemanenan tandan buah segar kelapa sawit. Tandan kosong kelapa sawit yang dihasilkan sekitar 23% dari massa tandan buah segar yang diolah. Tandan kosong kelapa sawit kaya akan serat selulosa yaitu sekitar 62,9% selulosa. Tandan kosong kelapa sawit yang dihasilkan setelah mengalami pengeringan dimasukkan ke dalam *gasifier* sebagai bahan bakar.

Tandan kosong kelapa sawit merupakan produk samping yang dihasilkan dalam proses pengolahan kelapa sawit menjadi *crude palm oil*, yang merupakan residu dari proses pemanenan

tandan buah segar kelapa sawit. Adapun komposisi kimia tandan kosong disajikan pada Tabel II.1

Tabel II.1 Komposisi Kimia Tandan Kosong Kelapa Sawit

Component	Value
<i>Elemental analysis</i>	
C (wt% db)	46.62
H (wt% db)	6.45
N (wt% db)	1.21
S (wt% db)	0.035
O (wt% db)	45.66
<i>Proximate analysis</i>	
Moisture (wt% wb)	60.0
Volatiles (wt% wb)	34.84
Fixed carbon (wt% wb)	3.71
Ash (wt% wb)	1.46
Molecular formula	$\text{CH}_{1.66}\text{O}_{0.73}$
Calorific value (MJ kg^{-1})	17.02

(Aziz, 2014)

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Tipe-tipe Proses

Sebelum memasuki tahap seleksi proses, akan dijabarkan dahulu beberapa teknologi alternatif yang akan dipilih, dimana teknologi alternatif ini menggunakan biomassa sebagai *feed* untuk menghasilkan *steam* dan listrik untuk memenuhi kebutuhan energi pada pabrik pengolahan *crude palm oil* (CPO) dan *kernel palm oil* (KPO) di desa Desa Bandar Kumbang Kecamatan Bilah Barat, Kab. Labuhanbatu, Provinsi Sumatera Utara.

Prinsip proses pembangkit listrik dari biomassa ini pada dasarnya memproduksi *steam*. *Steam* ini digunakan sebagai media penggerak turbin dengan bahan bakar biomassa. Selanjutnya turbin ini akan menghasilkan energi mekanik, dimana energi mekanik ini nantinya akan dikonversi oleh dinamo menjadi energi listrik.

Banyak keuntungan dari penggunaan biomassa sebagai pengganti bahan bakar fosil untuk pembangkit listrik, diantaranya yaitu mengurangi emisi gas rumah kaca, menghemat *cost investment* energi, meningkatkan keamanan *supply*, dan mengurangi limbah. Namun, apakah manfaat ini dapat direalisasikan, dan sampai sejauh mana, sangat bergantung pada sumber dan sifat bahan baku biomassa yang digunakan.

Bio-energi dapat dikonversi menjadi listrik melalui proses *thermal-chemical* (pembakaran, gasifikasi, dan pirolisis) atau proses bio-kimia seperti pencernaan anaerobik oleh mikroorganisme. Ada tiga teknologi untuk menghasilkan listrik dari biomassa, yaitu pembakaran langsung, *Integrated Gasification Combined Cycle* (IGCC), dan pirolisis.

III.1.1 Pembakaran Langsung

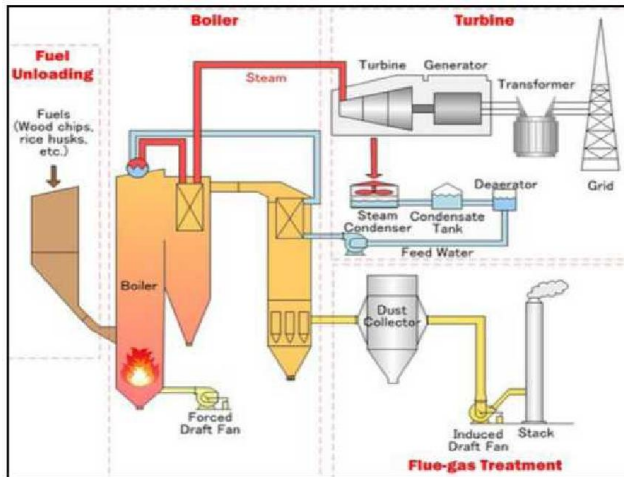
Pembakaran langsung biomassa untuk pembangkit listrik merupakan teknologi yang tersedia secara komersial dan dapat diterapkan pada berbagai skala dari 10 MW hingga 100 MW atau

lebih dan merupakan bentuk yang paling umum dari pembangkit listrik biomassa. Di seluruh dunia, lebih dari 90% pembangkit listrik dari biomassa menggunakan proses pembakaran langsung. Ketersediaan bahan baku dan biaya operasi memiliki pengaruh yang kuat pada ukuran proyek dan nilai ekonomi, karena dengan meningkatnya skala biaya transportasi untuk bahan baku biomassa maka pabrik membutuhkan biaya yang lebih besar. Oleh karena itu, berapa besar energi yang ingin dihasilkan juga perlu diperhatikan, bergantung kepada permintaan pasar, konsumsi pabrik, dan juga kapasitas produksi pabrik. Pembakaran langsung dibagi atas dua kategori, yaitu *stoker boiler* dan *fluidizing bed boiler*.

Biomassa dibakar (teroksidasi) dalam *boiler* bertekanan tinggi untuk menghasilkan *steam*. Efisiensi daya siklus yang dapat dicapai proses ini sekitar 23% sampai 25%. *Steam* ini selanjutnya akan memasuki turbin uap, dimana turbin uap ini akan menghasilkan energi mekanik yang mana selanjutnya energi mekanik ini akan dikonversi menjadi energi listrik oleh dinamo. Setelah *steam* memasuki turbin, maka suhu *steam* akan turun. Turunnya suhu ini dapat dikatakan bahwa kondisi *steam* berubah dari yang tadinya *superheated steam* menjadi *saturated steam*. Selain itu, sebagian *steam* akan mengalami kondensasi, dimana fase *steam* yang sebelumnya gas akan berubah menjadi cair (kondensat). Kondensat ini akan digunakan sebagai *Boiler Feed Water* (BFW) ataupun sebagai air proses untuk unit yang lain.

Ada dua komponen utama pembangkit biomassa berbasis pembakaran :

- *Boiler* berbahan bakar biomassa yang menghasilkan uap.
- *Steam* turbin, yang kemudian digunakan untuk menghasilkan listrik.



Gambar III.1 Contoh Metode Pembakaran Langsung

(www.yokogawa.com)

Berdasarkan fluida yang mengalir dalam pipa, maka ketel atau *stoker boiler* diklasifikasikan sebagai :

a. Ketel pipa api (*fire tube boiler*)

Fire tube boiler adalah jenis *boiler* dimana gas panas melewati pipa-pipa dan air umpan *boiler* ada didalam shell untuk dirubah menjadi *steam*. Terdiri dari tangki air yang dilubangi dan dilalui pipa-pipa, dimana gas panas yang mengalir pada tangki tersebut digunakan untuk memanaskan air di tangki. *Fire tube boiler* biasanya digunakan untuk kapasitas *steam* yang relatif kecil dengan tekanan *steam* rendah sampai sedang. Sebagai pedoman, *fire tube boilers* kompetitif untuk kecepatan *steam* sampai 12.000 kg/jam dengan tekanan sampai 18 kg/cm². *Fire tube boiler* dapat menggunakan bahan bakar minyak bakar, gas atau bahan bakar padat dalam operasinya. Untuk alasan ekonomis, sebagian besar *fire tube boilers* dikonstruksi sebagai “paket” *boiler* (dirakit oleh pabrik) untuk semua bahan bakar.

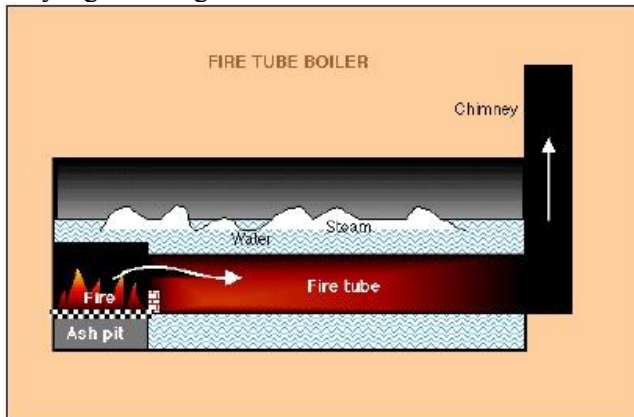
Kelebihan :

- Proses pemasangan cukup mudah dan tidak memerlukan pengaturan yang khusus

- Tidak membutuhkan area yang besar
- Biaya murah

Kekurangan :

- Memiliki tempat pembakaran yang sulit dijangkau saat hendak dibersihkan
- Kapasitas *steam* yang rendah dan kurang efisien karena banyak kalor yang terbuang sia-sia.



Gambar III.2 *Fire Tube Boiler*

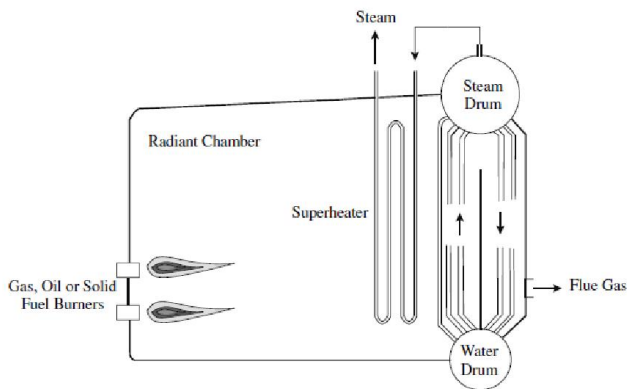
(en.citizendium.org)

b. Ketel pipa air (*water tube boiler*)

Water tube boiler adalah jenis *boiler* dimana air umpan *boiler* mengalir melalui pipa-pipa masuk ke dalam drum. Air yang tersirkulasi dipanaskan oleh gas pembakar membentuk *steam* pada daerah uap dalam drum. *Boiler* ini dipilih jika kebutuhan *steam* dan tekanan *steam* sangat tinggi seperti pada kasus *boiler* untuk pembangkit tenaga. *water tube boiler* yang sangat modern dirancang dengan kapasitas *steam* antara 4.500 – 12.000 kg/jam, dengan tekanan sangat tinggi. Banyak *water tube boilers* yang dikonstruksi secara paket jika digunakan bahan bakar minyak bakar dan gas. Untuk *water tube* yang menggunakan bahan bakar padat, tidak umum dirancang secara paket.

Air mengalir melalui susunan pipa yang terletak di dalam gas panas yang dihasilkan dari pembakaran. Ketika air dalam pipa-

pipa yang dididih mendapat pemanasan, air dalam pipa menjadi mendidih sehingga air mengandung uap dan berat jenis air berkurang, air dan uap mengalir ke atas. Air yang berat jenisnya lebih besar akan turun dan menggantikan posisi air yang menuju ke atas. Pada drum atas air dan uap berpisah menjadi uap jenuh, kemudian uap jenuh disalurkan ke superheater untuk diubah menjadi uap panas lanjut. Uap panas lanjut yang keluar dari *superheater* inilah yang akan dimanfaatkan sebagai penggerak mesin uap.



Gambar III.3 *Water Tube Boiler*

(Smith, 2005)

Kelebihan :

- Memiliki kapasitas *steam* yang besar
- Nilai efisiensi relatif lebih tinggi
- Tungku pembakaran mudah untuk dijangkau saat akan dibersihkan

Kekurangan :

- Biaya investasi awal cukup mahal
- Membutuhkan area yang luas
- Membutuhkan komponen tambahan dalam hal penanganan air

Fluidized bed combustion adalah sistem dimana udara ditiup dari bawah menggunakan blower sehingga benda padat di atasnya berkelakuan mirip fluida. Umumnya dipakai untuk

proses yang membutuhkan area yang luas untuk persentuhan antara partikel padat dan fluida. Sistem ini menghasilkan abu terbang dan abu yang turun dibawah alat. Abu tersebut disebut dengan *fly ash* dan *bottom ash*. Komposisi *fly ash* dan *bottom ash* yang terbentuk dalam perbandingan berat adalah (80-90%) berbanding (10-20%). Efisiensi *fluidized bed* adalah 80,40% lebih besar dari *stoker boiler* yaitu sekitar 77,15%. Efisiensi ini dihitung dengan metode *heat loss* yaitu persen fuel yang dikonversi menjadi steam. Steam yang dihasilkan sebesar 20.000 lb/jam untuk kapasitas biomassa feed sebesar 100 tons/hari. Secara umum konsep teknologi yang digunakan dari sistem pembakaran *fluidized bed* adalah:

1. Adanya gerak turbulen partikel yang sangat baik untuk proses perpindahan panas dan massa bahan bakar padat, dan baik untuk menyeragamkan suhu di dalam bed dan boiler.
2. Injeksi langsung *sorbent* ke dalam bed sangat memudahkan untuk mengontrol gas asam.
3. Penggunaan suhu sebagai variabel independent yang berguna untuk mengendalikan polusi, mengatur distribusi bahan bakar dan udara, serta penukaran panas dalam boiler.
4. Penggunaan bed dengan material inert sebagai pemberat panas (*thermal flywheel*) yang dapat mengurangi terjadinya *slugs* ataupun pengotor bahan bakar lainnya.

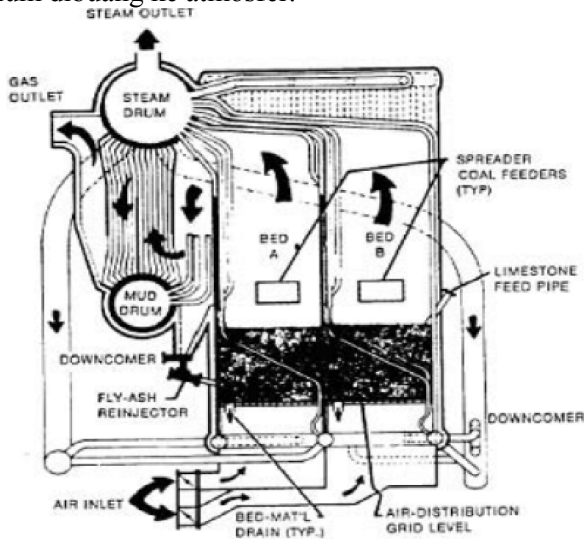
Berikut ini adalah jenis *fluidized bed combustion boilers*

:

1. *Atmospheric Fluidized Bed Combustion (AFBC)*

Alat ini berupa *shell boiler* konvensional biasa yang ditambahkan dengan sebuah *fluidized bed combustor*. Alat ini biasanya telah digabungkan dengan boiler tipe *water tube*. Cara kerjanya dengan memasukkan udara ketika setelah selesai diberi pemanasan oleh gas buang bahan bakar. Pembakaran terjadi ketika batu bara yang dihancurkan dimasukkan ke ruang bakar. Pipa dalam *bed* yang membawa air pada umumnya bertindak sebagai evaporator. Produk gas hasil pembakaran melewati bagian superheater dari boiler lalu mengalir ke

economizer, ke pengumpul debu dan pemanas awal udara sebelum dibuang ke atmosfer.



Gambar III.4 AFBC

Kelebihan :

- Tipe ini dapat mengurangi emisi SO₂ dan NO₂ tanpa membutuhkan investasi yang besar untuk pembersihan *flue gas* dan dapat meningkatkan efisiensi pembakaran.

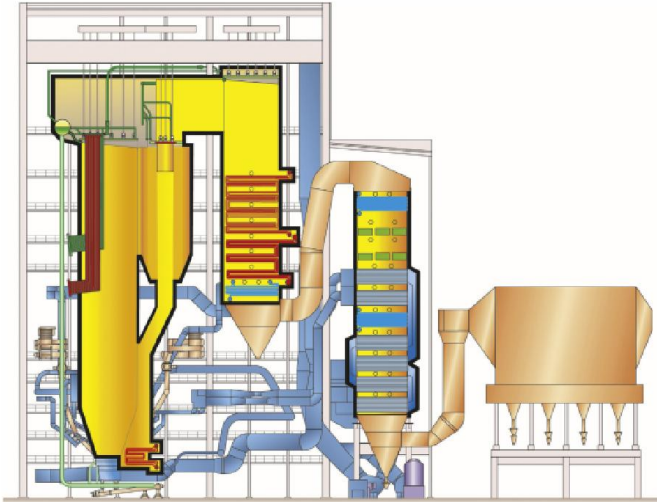
Kekurangan :

- Menghasilkan unit daya yang rendah dan tekanan serta suhu *steam* yang lebih rendah
- Pencampuran partikel bahan bakar yang rendah sehingga membuat distribusi bahan bakar dalam bed tidak seragam.

2. *Circulaing Fluidized Bed Combustion (CFBC)*

Circulaing Fluidized Bed Boiler adalah alat yang menghasilkan steam dengan membakar bahan bakar di dalam *furnace* yang dioperasikan dibawah kondisi hidrodinamika dimana padatan halus ditransportasikan melewati *furnace* pada kecepatan yang lebih besar dari pada kecepatan terminal (Prabu, 1991).

Tipe ini pada umumnya menggunakan bahan bakar bagasse, kandungan alkali yang rendah, residu kayu dengan kandungan moisture tinggi. Ukuran partikel yang dibutuhkan adalah ≤ 50 mm dan dapat menghasilkan energy dengan kapasitas ≥ 300 MW.



Gambar III.5 CFBC

Prinsip kerja alat tersebut adalah bahan bakar diinjeksikan ke dalam boiler, kemudian terdapat aliran udara pada bagian bawah sebagai *primary air*. Kemudian terjadi proses pembakaran yang akan menghasilkan *flue gas*. *Flue gas* dialirkan ke *cyclone*, yang akan dipisahkan antara *flue gas* dan bahan bakar yang belum terbakar. Bahan bakar tersebut akan dikembalikan dalam ruang pembakaran (*circulating*). Sedangkan *flue gas* akan masuk dalam *second loop*. Air dipompa masuk dalam *economizer* pada *second loop* alat ini. Air ini akan dipanaskan dengan memanfaatkan *flue gas*. Air ini akan masuk kedalam *steam drum* pada *first loop* dan air tersebut menuju *downcomer* dan mengalir pada *tube wall boiler*, air akan mengalami pemanasan lebih lanjut hingga menjadi liquid jenuh, *saturated steam* yang akan naik menuju *steam drum*. Kemudian, mengalami pemanasan kembali

sehingga menjadi *superheated steam* didalam tube. *Fuel gas* yang dihasilkan akan masuk ke *electrostatic precipitator* sebelum dibuang ke udara.

Kelebihan :

- Kondisi pembakaran dalam furnace yang homogen dan efisiensi pembakaran tinggi
- *Specific heat transfer* yang tinggi karena turbulensi tinggi
- *Excess oxygen* rendah sehingga akan menaikkan efisiensi dan menurunkan laju *flue gas*
- Emisi NO₂ yang rendah

Kekurangan :

- Biaya investasi yang tinggi untuk plant dengan kapasitas >300 MW
- Beban debu yang tinggi pada *flue gas*
- Sensivitas tinggi pada *ash slagging*

3. *Pressurized Fluidized Bed Combustion* (PFBC)

Pada tipe *Pressurized Fluidized Bed Combustion* (PFBC), sebuah kompresor memasok udara *Forced Draft* (FD), dan pembakarnya merupakan tangki bertekanan. Laju panas yang dilepas dalam bed sebanding dengan tekanan bed sehingga bed yang dalam digunakan untuk mengekstraksi sejumlah besar panas. Hal ini akan meningkatkan efisiensi pembakaran dan peyerapan sulfur dioksida dalam bed. Steam dihasilkan didalam dua ikatan pipa, satu di bed dan satunya lagi berada di atasnya. Gas panas dari cerobong menggerakkan turbin gas pembangkit tenaga. Sistem PFBC dapat digunakan untuk pembangkitan kogenerasi (steam dan listrik) atau pembangkit tenaga dengan siklus gabungan (*combined cycle*). Operasi *combined cycle* (turbin gas & turbin uap) meningkatkan efisiensi konversi keseluruhan sebesar 5% - 8%.

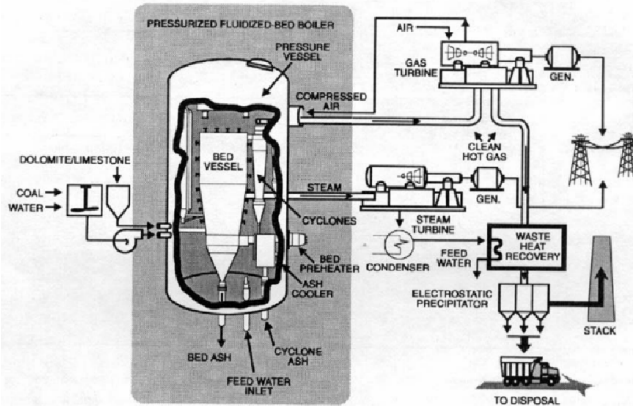
Kelebihan :

- *Pressurized Fluidized Bed* mengurangi ukuran keluaran *specific thermal*

- Dapat menghasilkan daya yang sama dengan AFB dalam plan yang lebih kecil sehingga dapat mengurangi jumlah bahan bakar pada feed
- Efisiensi pembakaran cukup tinggi yaitu mencapai 99%.

Kekurangan :

- Pemberian tekanan pada proses *fluidized bed* memberikan beberapa permasalahan yang serius dalam masukan bahan bakar kedalam bed dengan tekanan *furnace* yang tinggi



Gambar III.6 PFBC

III.1.2 Gasifikasi (IGCC)

Gasifikasi biomassa untuk produksi listrik melibatkan pemanasan biomassa padat di lingkungan yang kekurangan oksigen untuk menghasilkan gas dengan kalori rendah atau sedang. Berdasarkan kandungan karbon dan hidrogen pada biomassa dan sifat gasifier, nilai pemanasan *syngas* berkisar pada 100-500 Btu / ft³ (10% sampai 50% dari gas alam). *Heating value* dari *syngas* umumnya berasal dari CO dan hidrogen yang dihasilkan dari proses gasifikasi. Konstituen yang tersisa umumnya adalah CO₂ dan gas-gas tidak mudah terbakar lainnya. Gasifikasi biomassa memiliki keuntungan karena langsung membakar biomassa dimana gas dapat dibersihkan dan disaring untuk menghilangkan senyawa kimia bermasalah sebelum dibakar. Gasifikasi juga dapat

dilakukan dengan menggunakan bahan kimia atau tindakan biologis (contoh: *anaerobic digestion*).

Output bahan bakar dari proses gasifikasi umumnya disebut *syngas*, gas kayu, gas produser, biogas, dan *ash*. *Syngas* dapat dihasilkan melalui pemanasan langsung dalam lingkungan kekurangan oksigen, oksidasi parsial, atau pemanasan tidak langsung tanpa oksigen.

Salah satu karakteristik kunci dari *gasifiers* selain gas produser yang dihasilkan adalah berbagai ukuran yang cocok. Seperti proses pembakaran langsung yang dijelaskan di bagian sebelumnya, berikut ini adalah dua jenis *gasifiers* utama telah muncul, *fixed bed* dan *fluidized bed*. *Fixed bed gasifier* biasanya lebih sederhana, lebih murah, dan menghasilkan *syngas* dengan nilai kalor yang lebih rendah. *Fluidized bed gasifier* lebih rumit, lebih mahal, dan menghasilkan *syngas* dengan nilai kalor yang lebih tinggi.

Meskipun kapasitas listrik sangat besar, proses gasifikasi menghasilkan gas produser dengan berbagai kontaminan, tergantung pada bahan baku dan proses gasifikasi. Kontaminan ini bukan masalah besar ketika gas dibakar dalam *boiler* atau mesin pembakar internal. Namun, pendekatan ekonomi perlu diperiksa dengan teliti untuk setiap proyek, seperti penghilangan pengotor dan kontaminan yang akan meningkatkan biaya (peralatan gas pembersih) dan biaya operasional.

(Descamps, 2008)

III.1.3 Pirolisis

Pirolisis atau gasifikasi parsial adalah dekomposisi termal biomassa yang terjadi tanpa oksigen. Ini adalah reaksi kimia dasar yang merupakan prekursor dari proses pembakaran dan gasifikasi yang terjadi secara alami dalam dua detik pertama. Produk biomassa pirolisis termasuk *biochar*, *bio-oil* dan gas-gas termasuk metana, hidrogen, karbon monoksida, dan karbon dioksida.

Pirolisis dapat dilakukan pada skala yang relatif kecil dan di lokasi terpencil yang akan meningkatkan kepadatan energi dari sumber daya biomassa dan mengurangi transportasi dan biaya penanganan. Pirolisis menawarkan cara yang fleksibel dan menarik dengan pengkonversian biomassa padat menjadi liquid yang mudah disimpan dan diangkut, yang dapat digunakan untuk produksi panas, listrik dan bahan kimia.

Kerugian utama proses pirolisis adalah aliran produk lebih kompleks daripada proses-proses lain. Sementara banyak penelitian mengenai pirolisis telah dilakukan pada bahan-bahan biomassa, sebagian besar penelitian telah berfokus pada produksi bahan bakar cair, bahan kimia, atau hidrogen, dan campuran gas (H_2 , CO , CH_4).

(David, 2007)

III.2 Seleksi Proses

Berdasarkan yang telah disebutkan di atas, ada tiga teknologi konversi biomassa yang dipertimbangkan dalam tugas ini, diantaranya yaitu pembakaran langsung, *Integrated Gasification Combined Cycle* (IGCC), dan pirolisis. Dari tiga teknologi yang telah dijelaskan di atas, perbandingan masing-masing teknologi secara ringkas disajikan dalam tabel II.1.

Tabel III.1 Ringkasan Teknologi Konversi Biomassa

No	Parameter	Teknologi		
		<i>Direct Combustion Tube Boiler</i>	IGCC	<i>Direct Combustion Fluidized Bed</i>
1	Definisi	Biomassa dibakar (dioksidasi) pada <i>boiler</i> bertekanan tinggi untuk menghasilkan <i>steam</i> .	Pemanasan biomassa padat dalam lingkungan yang kekurangan oksigen dengan suhu tinggi dan agen reaktif untuk menghasilkan	Biomassa dibakar pada <i>boiler</i> bertekanan tinggi dengan udara yang dituip dari bawah menggunakan blower sehingga benda padat diatasnya

No	Parameter	Teknologi		
		<i>Direct Combustion Tube Boiler</i>	IGCC	<i>Direct Combustion Fluidized Bed</i>
			gas dengan nilai kalor rendah atau menengah yang disebut <i>syngas</i> .	berkelakuan mirip fluida
2.	Produk	<i>steam</i> , listrik, <i>flue gas</i>	<i>syngas</i> / <i>wood gas</i> / <i>producer gas</i>	<i>steam</i> , listrik, <i>flue gas</i>
3.	Proses	Biomassa-Combuster-Siklus Rankine-Daya	Biomassa-Pirolisis-Gasifikasi-Turbin Gas-Daya	Biomassa-Combuster-Siklus Rankine-Daya
4.	Peralatan	<i>Boiler</i> dan turbin uap	<i>Gasifier (fixed bed, fluidized bed, entrained flow)</i>	<i>Circulating Fluidized bed boiler</i> dan turbin uap
5.	<i>Maturity of technology</i>	<i>Mature technology</i>	<i>Demonstration stage</i>	<i>Mature technology</i>
6.	Efisiensi (%)	20-25	50	37,2
7.	Kelebihan	Peralatan yang digunakan sederhana.	Lebih efisien dibanding metode pembakaran langsung dan pirolisis.	Kondisi pembakaran dalam <i>furnace</i> yang homogen dan efisiensi pembakaran tinggi
8.	Kekurangan	Peralatan dan utilitas yang dibutuhkan lebih kompleks (reaktor dan oksigen).	Peralatan dan utilitas yang dibutuhkan lebih kompleks.	Biaya investasi yang tinggi untuk plant dengan kapasitas > 300 MW

Berdasarkan kriteria yang dimiliki oleh masing-masing proses, dilakukan pembobotan dengan memperhatikan aspek teknis yang meliputi kematangan teknologi dan efisiensi; aspek ekonomis yang meliputi CAPEX dan OPEX; dan aspek lingkungan

yang meliputi keramahan lingkungan. Pembobotan masing-masing proses dapat dilihat pada Tabel II.2.

Tabel III.2 Pembobotan Proses Teknologi Konversi Biomassa

No.	Parameter	Indikator	AHP	Nilai			Nilai x AHP		
				TB	IGCC	CFBC	TB	IGCC	CFBC
1.	Kematangan Teknologi	3.06	0.034	80	90	60	2.72	3.06	2.04
2.	Efisiensi	28.44	0.316	60	90	80	18.96	28.44	25.28
3.	CAPEX	24.29	0.347	90	70	80	31.23	24.29	27.76
4.	OPEX	22.68	0.252	60	90	60	15.12	22.68	15.12
5.	Keramahan Lingkungan	4.59	0.051	60	90	70	3.06	4.59	3.57
Total							71.09	83.06	73.77

Keterangan :

TB : *Direct Combustion Tube Boiler*

IGCC : *Integrated Gasification Combined Cycle*

CFBC : *Circulating Fluidized Bed Combustion*

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas, yaitu melalui *analytical hierarcy process*, maka yang paling cocok untuk diterapkan adalah metode *Integrated Gasification Combined Cycle*. Beberapa penelitian menunjukkan bahwa efisiensi metode IGCC lebih tinggi dibandingkan dengan *Direct Combustion Tube Boiler* dan *Circulating Fluidized Bed Combustion*. *Steam* bertekanan tinggi sebagai hasil pemanasan di HRSG digunakan sebagai penggerak turbin untuk menghasilkan listrik, setelah menggerakkan turbin, *exhaust steam* selanjutnya digunakan dalam proses pabrik gula, sedangkan sebagian *steam* dari turbin yang telah terkondensasi akan kembali ke proses.

Teknologi yang digunakan dalam proses ini adalah kogenerasi. Kogenerasi adalah produksi bersamaan dari *steam* (fluida panas lainnya) dan listrik dengan satu peralatan konversi energi. Perbedaan fundamental antara alat konversi energi konvensional dengan kogenerasi adalah pada sistem konvensional hasil yang diproduksi hanya listrik atau uap saja, sedangkan pada sistem kogenerasi keduanya diproduksi sekaligus secara bersamaan dengan penghematan energi. Kogenerasi adalah sumber

alternatif energi yang dapat bertahan terus karena potensi penghematan energi yang dihasilkan.

Tabel III.3 Perbandingan Jenis Bed

Parameter	Fixed/Moving Bed	Fluidized Bed	Entrained Bed
Ukuran umpan	< 51 mm	< 6 mm	< 0.15 mm
Toleransi kehalusan partikel	Terbatas	Baik	Sangat baik
Toleransi kekasaran partikel	Sangat baik	Baik	Buruk
Toleransi jenis umpan	Batubara kualitas rendah	Batubara kualitas rendah dan biomassa	Segala jenis batubara, tetapi tidak cocok untuk biomassa
Kebutuhan oksidan	Rendah	Menengah	Tinggi
Kebutuhan kukus	Tinggi	Menengah	Rendah
Temperatur reaksi	1090 °C	800 – 1000 °C	> 1990 °C
Temperatur gas keluaran	450 – 600 °C	800 – 1000 °C	> 1260 °C
Produksi abu	Kering	Kering	Terak
Efisiensi gas dingin	80%	89.2%	80%
Kapasitas penggunaan	Kecil	Menengah	Besar
Permasalahan	Produksi tar	Konversi karbon	Pendinginan gas, t produk

III.3 Uraian Proses

Berdasarkan pertimbangan dari bagian seleksi proses, kami memutuskan untuk menggunakan metode IGCC. Metode ini menggunakan biomassa berupa tandan kosong kelapa sawit sebagai *feed* dari proses pembakaran. Gas yang dihasilkan kemudian digunakan untuk menghasilkan listrik melalui gas turbin sebesar 40 MW. *Steam* yang dihasilkan sebagai pemutar turbin menghasilkan 46.000 kg/jam.

Secara garis besar, generasi listrik melalui pembakaran langsung dibagi menjadi 5 tahapan proses, yaitu *storage*, *feedstock preparation*, pengeringan, pembentukan *syngas*, dan pembangkit energi.

Tabel III.4 Heuristik Uraian Proses

Unit	Input	Output	Proses
<i>Rotary Cutter</i>	Tandan kosong kelapa sawit	Tandan kosong berukuran kecil (5 mm)	Memperkecil ukuran
Pengering	Tandan kosong basah berukuran 5 mm (30°C; 13800 kg/jam) dan <i>flue gas</i> (136,3°C)	Tandan kosong kelapa sawit berukuran 5 mm yang telah kering dan <i>flue gas</i>	Pengeringan tandan kosong kelapa sawit
<i>Gasifier</i>	Tandan kosong kelapa sawit dan udara	<i>Syngas</i> (1253°C; 328.945,7 kg/jam; 30 bar)	Pengeringan, pirolisis, reduksi, dan pembakaran tandan kosong
<i>Gas Turbine</i>	<i>Flue gas</i> (907°C; 391.986,5 kg/jam; 10 bar)	<i>Flue gas</i> (632,9°C; 391.986,5 kg/jam; 1 bar)	Penggerakkan turbin dengan <i>flue gas</i>
<i>Steam Turbine</i>	<i>Superheated steam</i> (525°C; 46.000 kg/jam; 113 bar)	<i>Saturated steam</i> (133,3°C; 46.000 kg/jam; 3 bar)	Penggerakkan turbin dengan <i>steam</i> (ekspansi <i>steam</i>)

Alur proses pabrik pembangkit energi dari tandan kosong kelapa sawit dapat digambarkan sebagai berikut.



Gambar III.7 Alur Proses Pembangkit Energi dari Tandan Kosong Kelapa Sawit

III.3.1 Storage

Tandan kosong kelapa sawit sebagai *feed* disimpan terlebih dahulu di gudang penyimpanan (F-110) dengan dimensi 50,65 x 50,65 x 20,74 m. Hal ini dikarenakan tandan kosong kelapa sawit tidak boleh dibiarkan di tempat terbuka, kecuali daerah yang sangat kering. Tandan kosong yang basah dapat menyebabkan kelapukan dan nilai kalor dari tandan kosong sebagai bahan bakar berkurang.

III.3.2 Feedstock preparation

Feedstock preparation adalah proses persiapan bahan baku. Tandan kosong kelapa sawit dari *storage* diangkut menuju *rotary cutter* melalui *belt conveyor*. *Belt conveyor* (J-111) berfungsi untuk membawa tandan kosong kelapa sawit menuju *rotary cutter* (C-120). *Belt conveyor* yang digunakan memiliki kapasitas maksimum 96 ton/jam dan dimensi 5 x 0,36 m.

Fungsi dari *rotary cutter* adalah untuk memperkecil ukuran tandan kosong kelapa sawit. Tandan kosong kelapa sawit perlu diperkecil ukurannya agar proses pengeringan tandan kosong kelapa sawit lebih optimal karena luas permukaannya lebih besar. Selain itu, pencacahan ini juga dimaksud agar tandan kosong kelapa sawit lebih mudah terbakar di proses selanjutnya.

Tandan kosong kelapa sawit dicacah menggunakan *rotary cutter* sehingga ukurannya menjadi sekitar 5 mm. Selanjutnya tandan kosong kelapa sawit dialirkan dengan

menggunakan *screw conveyor* (J-123) menuju ke *fluidized bed dryer* (B-130).

Sebelum masuk ke *fluidized bed dryer*, hasil cacahan dari *rotary cutter* perlu dipisah agar mendapatkan ukuran yang seragam. Hal ini dilakukan proses pengeringan di *dryer* berjalan optimal.

III.3.3 Pengeringan

Pada tahap pengeringan, tandan kosong kelapa sawit yang telah dicacah diangkut dengan *screw conveyor* menuju *fluidized bed dryer* (B-130). Dalam *fluidized bed dryer*, tandan kosong kelapa sawit dikeringkan menggunakan *flue gas* memanfaatkan aliran udara panas dengan kecepatan tertentu yang dilewatkan menembus hamparan bahan sehingga hamparan bahan tersebut memiliki sifat seperti fluida. Metode pengeringan fluidisasi digunakan untuk mempercepat proses pengeringan dan mempertahankan mutu bahan kering. *Flue gas* yang digunakan sebagai media pemanas ini sebelumnya telah mengalami pemanasan oleh *heat recovery steam generator*.

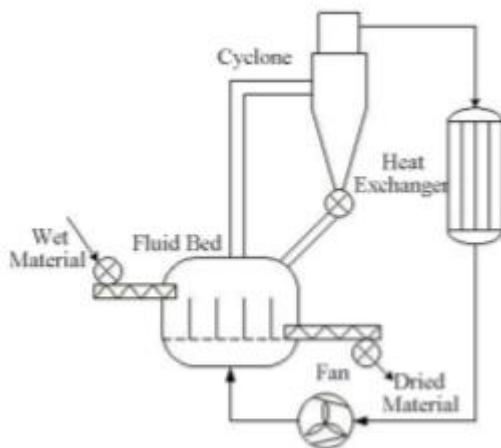
Kandungan air dalam tandan kosong kelapa sawit sebelum memasuki *fluidized bed dryer* sekitar 60%. Setelah melalui tahap pengeringan, kandungan air dalam tandan kosong kelapa sawit berkurang menjadi 5%.

Proses pengeringan dengan fluidisasi dapat dipercepat dengan cara meningkatkan kecepatan aliran *flue gas* sampai bahan terfluidisasi. Dalam kondisi ini terjadi penghambusan bahan sehingga memperbesar luas kontak pengeringan, peningkatan koefisien perpindahan kalor konveksi, dan peningkatan laju difusi uap air. Kecepatan minimum fluidisasi adalah tingkat kecepatan aliran udara terendah dimana bahan yang dikeringkan masih dapat terfluidisasi dengan baik, sedangkan kecepatan udara maksimum adalah tingkat kecepatan tertinggi dimana pada tingkat kecepatan ini bahan terhembus ke luar ruang pengering. Fluidisasi tercapai apabila kecepatan aliran udara lebih besar dari kecepatan minimum fluidisasi. Selama proses pengeringan apabila kecepatan aliran

udara ditingkatkan, tekanan statik udara pengering meningkat dan bahan yang dikeringkan akan terangkat sampai ketinggian tertentu dan menyebabkan bahan terfluidisasi. Pada kondisi ini bahan teraduk secara merata dan bantalan udara yang menyangga bahan pada ketinggian tertentu disebut dalam keadaan fluidisasi minimum. Jika batas fluidisasi minimum terlampaui maka akan terbentuk bantalan gelembung udara yang mengakibatkan terjadinya letupan-letupan udara pada permukaan lapisan, hal ini terjadi terus menerus.

Proses perpindahan kalor terjadi karena suhu bahan lebih rendah daripada suhu udara pengering yang dialirkan di sekelilingnya. Udara panas yang dialirkan ini akan meningkatkan suhu bahan dan menyebabkan tekanan uap air bahan menjadi lebih tinggi daripada tekanan uap air di udara, sehingga terjadi perpindahan massa uap air dari bahan ke udara. Apabila tekanan parsial uap air dalam bahan ternyata lebih besar daripada tekanan parsial udara sekitarnya, maka uap air akan mengalir dari dalam bahan. Sebaliknya, apabila tekanan parsial uap air di luar bahan lebih tinggi, maka uap air akan mengalir masuk ke dalam bahan. Dan apabila tekanan parsial uap air di dalam bahan sama besarnya dengan tekanan parsial uap di luar bahan maka dalam keadaan demikian tidak akan terjadi pergerakan uap air serta dalam keadaan demikian ini terjadi "*moisture equilibrium content*" atau kadar air yang seimbang. Pada saat berlangsungnya proses pengeringan, laju perpindahan kalor dapat dihubungkan dengan laju perpindahan massa uap air ke udara. Proses pengeringan tidak dapat berlangsung dalam suatu waktu sekaligus, namun diperlukan adanya waktu istirahat (*tempering time*), yaitu waktu yang dibutuhkan oleh seluruh air di dalam bahan untuk mencapai keseimbangannya. *Fluidized bed* adalah keadaan dimana tumpukan bahan padat dapat bergerak karena adanya aliran udara yang dilewatkan pada tumpukan tersebut sehingga bahan tersebut memiliki sifat seperti fluida. Sedangkan "*bed*" sendiri berarti tumpukan bahan.

Setelah mengalami pengeringan, tandan kosong kelapa sawit akan keluar sebagai suatu produk tandan kosong kering pada ujung lain yang lebih rendah bersama gas panas. Tandan kosong kelapa sawit akan masuk ke dalam *screw conveyor* (J-133) di ujung *fluidized bed dryer* dan selanjutnya tandan kosong kelapa sawit ini akan didistribusikan secara merata ke dalam *fluidized bed gasifier* (B-210). Udara pengering yang telah digunakan untuk mengeringkan tandan kosong kelapa sawit akan masuk ke dalam *cyclone* (H-131). *Cyclone* berperan untuk memisahkan *flue gas* dari tandan kosong kelapa sawit yang terbawa dari proses pengeringan. Selain itu, tandan kosong kelapa sawit yang telah terpisah dengan *flue gas* kemudian dimasukkan kembali ke *dryer*.



Gambar III.8 *Fluidized Bed Dryer*

III.3.4 Pembentukan Syngas

Tandan kosong kelapa sawit yang sudah dikeringkan kemudian dimasukkan ke dalam unit *circulating fluidized bed gasifier* (B-210) melalui *screw conveyor* (J-133). *Circulating fluidized bed gasifier* (B-210) adalah alat pembakaran biomassa sehingga dapat menghasilkan *syngas*. Pembakaran biomassa pada dasarnya adalah reaksi dari biomassa dengan oksigen yang berada

dalam udara. Pembakaran dengan *circulating fluidized bed gasifier* berlangsung pada suhu sekitar 900°C hingga 1300°C. Suhu pembakaran yang lebih rendah tercapai disebabkan tingginya koefisien perpindahan panas sebagai akibat pencampuran cepat dalam *fluidized bed* dan ekstraksi panas yang efektif dari *bed* melalui perpindahan panas pada pipa dan dinding *bed*.

Pembakaran dengan *circulating fluidized bed gasifier* (B-210) dilakukan dengan mengalirkan udara yang terdistribusi secara merata dilewatkan ke atas melalui *bed* partikel dengan kecepatan udara berangsur-angsur naik, terbentuklah suatu keadaan dimana partikel tersuspensi dalam aliran udara-*bed* yang disebut terfluidisasikan. Kemudian terjadi pembentukan gelembung, turbulensi yang kuat, pencampuran cepat dan pembentukan permukaan *bed* yang rapat. *Bed* partikel padat menampilkan sifat cairan mendidih dan terlihat seperti *bubbling fluidized bed*. Jika partikel dalam keadaan terfluidisasikan dipanaskan hingga suhu nyala dan tandan kosong kelapa sawit diinjeksikan secara terus menerus ke *bed*, tandan kosong kelapa sawit akan terbakar dengan cepat dan mencapai suhu yang seragam. Kecepatan gas dicapai diantara kecepatan fluidisasi minimum dan kecepatan masuk partikel. Hal ini menjamin operasi *bed* yang stabil dan menghindari terbawanya partikel dalam jalur gas.

Syngas yang dihasilkan oleh *circulating fluidized bed gasifier* (B-210) kemudian didinginkan melalui *syngas cooler* (E-221) dengan menggunakan udara dari suhu 1253°C menjadi 300°C. *Syngas* yang telah didinginkan kemudian dialirkan menuju *wet electrostatic precipitator* (H-220). *Wet electrostatic precipitator* berfungsi untuk menangkap tar dan partikel lain yang ada dalam aliran gas dari hasil proses pembakaran dengan cara memberikan muatan negatif kepada tar melalui perangkat elektroda (*discharge electrode*). Selanjutnya tar tersebut akan bergerak ke dalam sebuah kolom yang terbuat dari plat yang memiliki muatan lebih positif (*collecting electrode*), sehingga secara alami tar akan tertarik dan menempel pada plat-plat tersebut. Setelah abu terakumulasi pada plat tersebut, sebuah sistem *rapper*

khusus akan membuat tar jatuh kebawah dan keluar dari ESP bersama air keluar menuju *waste water treatment*. *Syngas* yang sudah tidak mengandung tar akan dialirkan menuju *combustion chamber* (R-312).

Combustion chamber (R-312) berfungsi untuk mengubah *syngas* menjadi *flue gas*. *Combustion chamber* merupakan sebuah komponen dari *gas turbine generator* di mana pembakaran terjadi. Kombustor ini juga dikenal sebagai ruang pembakaran. Di area ini, dilakukan injeksi *syngas* diikuti dengan proses pembakaran *syngas* di dalam udara. Pembakaran ini mengakibatkan terjadinya ekspansi dari udara sehingga volume udara dan temperatur hasil pembakaran meningkat. Proses pembakaran di dalam *chamber* tidak akan meningkatkan tekanan udara, karena peningkatan volume udara akibat pemanasan cepat mengakibatkan udara berekspansi ke sisi turbin. Sedangkan kenaikan suhu udara hasil pembakaran, mengindikasikan kandungan energi dalam udara (entalpi) yang naik pula. Energi ini akan dikonversikan menjadi tenaga putaran poros oleh turbin gas.

Flue gas hasil pembakaran *combustion chamber* (R-312) kemudian dialirkan menuju *gas turbine generator* (N-310). *Gas turbine generator* (N-310) berfungsi untuk mengkonversi *flue gas* yang dihasilkan oleh *combustion chamber* menjadi energi listrik. Listrik yang dihasilkan oleh *gas turbine generator* sebesar 53 MW.

III.3.5 Power Generation

Air proses yang sudah didemineralisasi dialirkan menuju HRSG (E-330) dengan laju 46.000 kg/jam dan tekanan 113 bar kemudian dipanaskan dalam *economizer*. Di dalam *economizer*, air dipanaskan menggunakan *flue gas* dengan suhu 632,9 °C. *Flue gas* ini merupakan *flue gas* sisa dari *gas turbine generator* (N-310). Kemudian air mengalir menuju *evaporator*. *Evaporator* berfungsi untuk memanaskan air menjadi *saturated steam* dengan *flue gas*. *Saturated steam* selanjutnya dipanaskan kembali hingga mencapai titik lewat jenuhnya yaitu menjadi *superheated steam* melalui *superheater*. *Steam* melewati *superheater* yang terletak dalam *back*

pass dan dikirim ke pipa *steam* utama. *Superheated steam* yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai pembangkit listrik menggunakan *steam turbine generator* (N-320). Listrik yang dihasilkan melalui penggunaan STG sebesar 10 MW. STG memanfaatkan panas dari *superheated steam* yang diubah ke energi kinetik melalui nozel dan kemudian ke energi mekanik melalui *rotating blades*. *Steam* kemudian mengalami ekspansi dan menyebabkan suhu dan tekanannya menjadi turun dan berubah menjadi uap jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 133,3°C dan tekanan 3 bar.

Steam dari *throttle valve* uap diekspansikan melalui *nozzle* ke turbin. Pada *nozzle* sendiri, uap mengalami kenaikan speed dan penurunan tekanan. Uap dari *nozzle* akan menumbuk sudu-sudu turbin sehingga poros turbin ikut berputar dan poros turbin dikopel dengan poros generator sehingga generator ikut berputar pula. Untuk mendapatkan efisiensi maksimum maka *speed* putaran rotor turbin harus tinggi dan putaran rotor generator harus rendah.

III.3.6 Unit Demineralized Water

Unit demineralized water adalah unit yang berfungsi untuk mengolah air bersih (*filtered water*) dengan menggunakan sistem pertukaran ion (*cation-anion exchanger*) agar air tersebut bebas dari garam-garam yang terlarut di dalamnya sehingga didapat air yang bermutu tinggi.

Unit ini berfungsi menghilangkan mineral – mineral yang terkandung di dalam air umpan. Air diolah dengan sistem pertukaran ion (*cation-anion exchanger*) menggunakan *cation exchanger* (R-240) dan *anion exchanger* (R-250). Hal ini dilakukan agar air yang digunakan akan sesuai dengan mutu dan dapat menghindari terjadinya *scaling* pada unit *steam generation*.

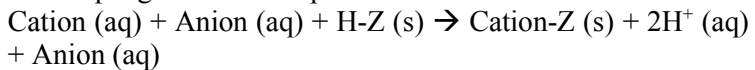
Process water yang digunakan dialirkan terlebih dahulu ke *carbon filter* (R-230) yang berisi *activated carbon* untuk mengikat zat organik dan penghilang bau serta warna. Kemudian air mengalir ke *cation exchanger* (R-240) yang diisi resin kation

yang akan mengikat kation dan melepaskan ion H^+ . Selanjutnya air mengalir ke anion *exchanger* (R-250) dimana anion dalam air bertukar dengan ion OH^- dari resin anion. Air yang sudah tidak memiliki mineral (*demineralized*) kemudian dialirkan menuju *wet electrostatic presipitator* (H-220) dan HRSG (E-330).

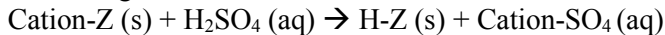
Untuk menjaga efektivitas resin kation – anion maka harus adanya regenerasi. Regenerasi resin kation dengan menggunakan larutan H_2SO_4 sedangkan resin anion dengan menggunakan larutan $NaOH$. Arah aliran saat regenerasi merupakan kebalikan dari saat demineralisasi air. Reaksi pengikatan ion positif dan negatif pada resin adalah sebagai berikut:

Reaksi pengikatan ion positif dan ion negatif pada resin adalah seperti proses berikut.

1. Reaksi pengikatan cation pada resin H-Z



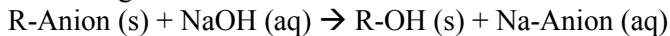
2. Reaksi regenerasi cation



3. Reaksi pengikatan anion pada resin R-OH



4. Reaksi regenerasi anion



Blok diagram proses pembangkit energi dari tandan kosong ditunjukkan pada gambar di bawah ini:

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku menggunakan perhitungan manual dengan *Microsoft Excel*.

Perhitungan neraca massa menggunakan neraca massa komponen dan neraca massa *overall*. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran *steady state*. Maka rumus yang digunakan:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Aliran massa} \\ \text{(masuk dalam sistem)} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Aliran massa} \\ \text{(keluar dalam sistem)} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Akumulasi massa} \\ \text{dalam sistem} \end{array} \right)$$

Neraca massa Pabrik Energi dari Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit dihitung dengan data sebagai berikut :

Basis : 1 jam operasi
Waktu operasi : 330 hari/tahun (1 hari = 24 jam)
Jumlah TKKS : 13,8 ton

Komposisi Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS)

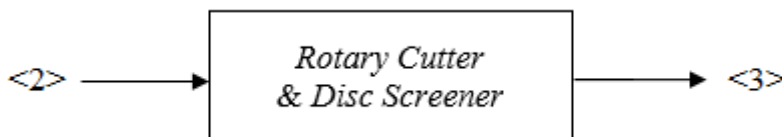
Data komposisi feed disajikan dalam tabel di bawah ini:

Tabel IV.1 Komposisi Feed TKKS

Komponen	Fraksi Wet Basis (%w/w)	Massa (kg/jam)	Fraksi Input Total
TKKS	34.84%	4,807.92	0.3484
C	46.62%	2,241.45	0.1624
H	6.45%	310.11	0.0225
N	1.21%	58.18	0.0042

S	0.04%	1.68	0.0001
O	45.66%	2,195.30	0.1591
H ₂ O	60.00%	8,280.00	0.6000
Fixed Carbon	3.71%	511.98	0.0371
Ash	1.46%	201.48	0.0146
Total	1.00	13,800	1.00

IV.1.1 Rotary Cutter C-120



Gambar IV.1 Blok Diagram *Rotary Cutter & Disc Screener*

Keterangan:

Aliran <2> = *wet* TKKS sebelum dicacah

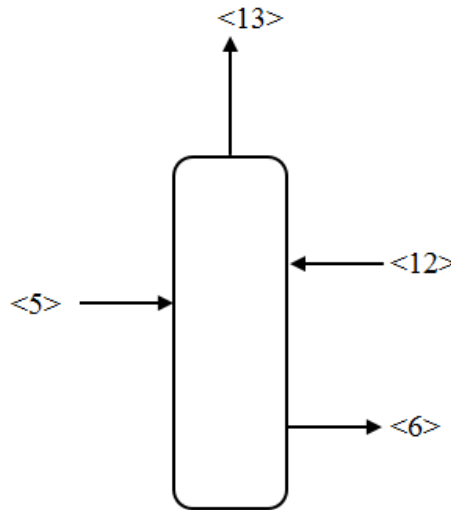
Aliran <3> = *wet* TKKS setelah dicacah

Tabel IV.2 Neraca Massa *Rotary Cutter & Disc Screener*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.1995	2,753.43	0.1995	2,753.43
N ₂	0.0225	310.11	0.0225	310.11
H ₂	0.0042	58.18	0.0042	58.18
O ₂	0.1591	2,195.30	0.1591	2,195.30
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0001	1.68	0.0001	1.68

Ash	0.0146	201.48	0.0146	201.48
H ₂ O	0.6000	8,280.00	0.6000	8,280.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	13,800	1.0000	13,800

IV.1.2 Fluidized Bed Dryer B-130



Gambar IV.2 Blok Diagram *Fluidized Bed Dryer* B-130

Keterangan:

Aliran <5> = *wet* TKKS sebelum proses pengeringan

Aliran <12> = *flue gas* masuk

Aliran <6> = *dry* TKKS setelah proses pengeringan

Aliran <13> = *flue gas* keluar

Tabel IV.3 Neraca Massa Aliran Masuk *Fluidized Bed Dryer* B-130

Komponen	Masuk	
	<5>	<12>

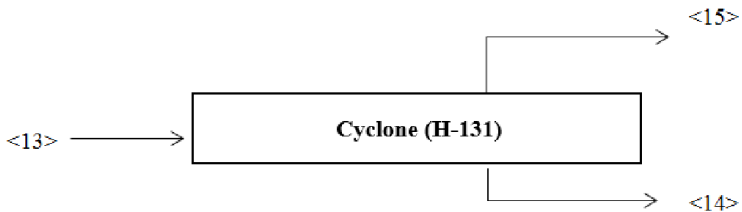
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.1995	2,753.43	0.0000	0.00
N ₂	0.0225	310.11	0.7568	242,817.83
H ₂	0.0042	58.18	0.0000	0.72
O ₂	0.1591	2,195.30	0.2154	69,104.20
CO	0.0000	0.00	0.0000	6.06
CO ₂	0.0000	0.00	0.0257	8,250.54
S	0.0001	1.68	0.0000	1.35
Ash	0.0146	201.48	0.0000	0.00
H ₂ O	0.6000	8,280.00	0.0021	660.56
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.03
Total	1.0000	13,800.18	1.0000	320,841.29
Total Aliran	334,641.46			

Tabel IV.4 Neraca Massa Aliran Keluar *Fluidized Bed Dryer B-130*

Komponen	Keluar			
	<13>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0002	55.07	0.4737	2,698.36
N ₂	0.7382	242,824.03	0.0534	303.91
H ₂	0.0000	1.89	0.0100	57.01
O ₂	0.2102	69,148.11	0.3777	2,151.39
CO	0.0000	6.06	0.0000	0.00
CO ₂	0.0251	8,250.54	0.0000	0.00
S	0.0000	1.38	0.0003	1.65

Ash	0.0000	4.03	0.0347	197.45
H ₂ O	0.0263	8,654.56	0.0500	286.00
CH ₄	0.0000	0.03	0.0000	0.00
Total	1.0000	328,945.69	1.0000	5,695.77
Total Aliran	334,641.46			

IV.1.3 Cyclone H-131



Gambar IV.3 Blok Diagram *Cyclone H-131*

Keterangan:

Aliran <13> = *flue gas* keluaran *fluidized bed dryer*

Aliran <15> = *flue gas* keluaran *cyclone*

Aliran <14> = TKKS keluaran *cyclone*

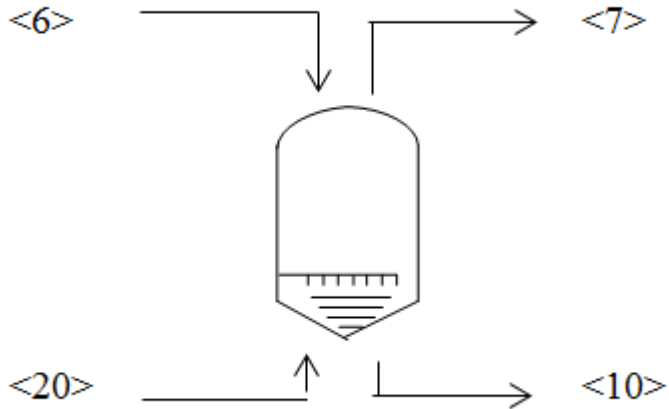
Asumsi TKKS yang terikut udara pengering keluar *dryer* = 2%

Tabel IV.5 Neraca Massa *Cyclone H-131*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<7>		<8>		<10>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0002	55.07	0.0000	1.10	0.473 7	53.97
N ₂	0.7382	242,824.03	0.7384	242,817 .95	0.053 4	6.08

H2	0.0000	1.89	0.0000	0.75	0.010 0	1.14
O2	0.2102	69,148.11	0.2102	69,105. 08	0.377 7	43.03
CO	0.0000	6.06	0.0000	6.06	0.000 0	0.00
CO2	0.0251	8,250.54	0.0251	8,250.5 4	0.000 0	0.00
S	0.0000	1.38	0.0000	1.35	0.000 3	0.03
Ash	0.0000	4.03	0.0000	0.08	0.034 7	3.95
H2O	0.0263	8,654.56	0.0263	8,648.8 7	0.050 0	5.70
CH4	0.0000	0.03	0.0000	0.03	0.000 0	0.00
Total	1.0000	328,945.71	1.0000	328,831 .80	1.000 0	113.92
Total Aliran	328,945.71		328,945.71			

IV.1.4 Fluidized Bed Gasifier B-210



Gambar IV.4 Blok Diagram *Fluidized Bed Gasifier* B-210

Keterangan:

Aliran <6> = TKKS kering

Aliran <20> = udara masuk

Aliran <7> = *syn gas* keluar

Aliran <10> = ash keluar

Tabel IV.6 Neraca Massa Aliran Masuk *Fluidized Bed Gasifier* B-210

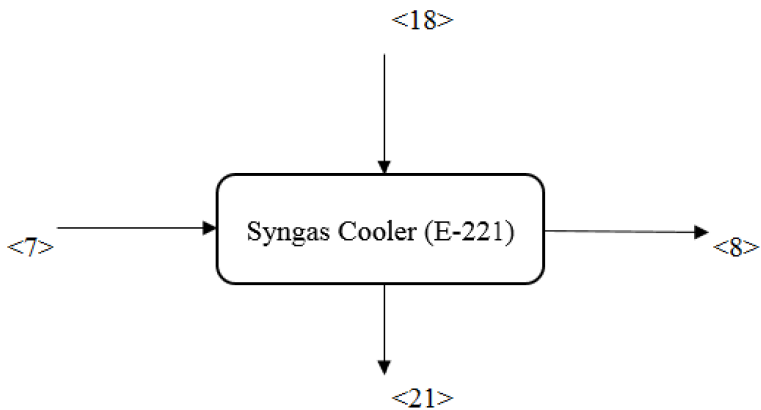
Komponen	Masuk			
	<6>		<20>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.4738	2,752.33	0.0000	0.00
N ₂	0.0534	309.99	0.7670	37,279.35
H ₂	0.0100	58.15	0.0000	0.00
O ₂	0.3777	2,194.42	0.2330	11,325.37
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0003	1.65	0.0000	0.00
Ash	0.0347	201.40	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0502	291.70	0.0000	0.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	5,809.63	1.0000	48,604.72
Total Aliran	54,414.35			

Tabel IV.7 Neraca Massa Aliran Keluar *Fluidized Bed Gasifier* B-210

Komponen	Keluar	
	<7>	<10>

	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.03	0.0000	0.00
N ₂	0.6934	37,589.33	0.0000	0.00
H ₂	0.0002	8.84	0.0000	0.00
O ₂	0.1075	5,829.40	0.0000	0.00
CO	0.0014	73.98	0.0000	0.00
CO ₂	0.1840	9,974.61	0.0000	0.00
S	0.0000	1.65	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	1.0000	201.40
H ₂ O	0.0136	734.78	0.0000	0.00
CH ₄	0.0000	0.33	0.0000	0.00
Total	1.0000	54,212.95	1.0000	201.40
Total Aliran	54,414.35			

IV.1.5 Syngas Cooler E-221



Gambar IV.5 Blok Diagram *Syngas Cooler* E-221

Keterangan:

- Aliran <18> = *process air* masuk
 Aliran <21> = *process air* keluar
 Aliran <7> = *syngas* masuk
 Aliran <8> = *syngas* keluar

Tabel IV.8 Neraca Massa Aliran Masuk *Syngas Cooler* E-221

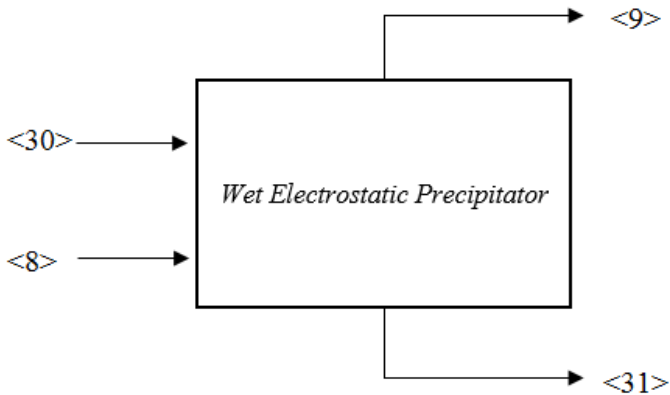
Komponen	Masuk			
	<7>		<18>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.03	0.0000	0.00
N ₂	0.6934	37,589.33	0.7670	259,072.35
H ₂	0.0002	8.84	0.0000	0.00
O ₂	0.1075	5,829.40	0.2330	78,701.25
CO	0.0014	73.98	0.0000	0.00
CO ₂	0.1840	9,974.61	0.0000	0.00
S	0.0000	1.65	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0136	734.78	0.0000	0.00
CH ₄	0.0000	0.33	0.0000	0.00
Total	1.0000	5,4212.95	1.0000	337,773.60
Total Aliran	391,986.55			

Tabel IV.9 Neraca Massa Aliran Keluar *Syngas Cooler* E-221

Komponen	Keluar			
	<8>		<21>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.03	0.0000	0.00
N ₂	0.6934	37,589.33	0.7670	259,072.35

H ₂	0.0002	8.84	0.0000	0.00
O ₂	0.1075	5,829.40	0.2330	78,701.25
CO	0.0014	73.98	0.0000	0.00
CO ₂	0.1840	9,974.61	0.0000	0.00
S	0.0000	1.65	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0136	734.78	0.0000	0.00
CH ₄	0.0000	0.33	0.0000	0.00
Total	1.0000	54,212.95	1.0000	337,773.60
Total Aliran	391,986.55			

IV.1.6 Wet Electrostatic Precipitator H-220



Gambar IV.6 Blok Diagram *Wet Electrostatic Precipitator* H-220

Keterangan:

Aliran <30> = *demin water* masuk

Aliran <21> = *syn gas* yang mengandung *ash*

Aliran <7> = *syn gas* keluar dari WESP

Aliran <8> = *demin water keluar* yang mengandung *ash*

Tabel IV.10 Neraca Massa Aliran Masuk *Wet Electrostatic Precipitator* H-220

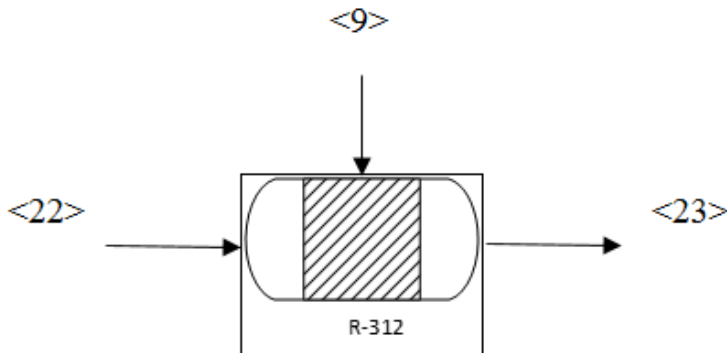
Komponen	Masuk			
	<30>		<8>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.03
N ₂	0.0000	0.00	0.6934	37,589.33
H ₂	0.0000	0.00	0.0002	8.84
O ₂	0.0000	0.00	0.1075	5,829.40
CO	0.0000	0.00	0.0014	73.98
CO ₂	0.0000	0.00	0.1840	9,974.61
S	0.0000	0.00	0.0000	1.65
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	100.00	0.0136	734.78
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.33
Total	1.0000	100.00	1.0000	54,212.95
Total Aliran	54,312.95			

Tabel IV.11 Neraca Massa Aliran Keluar *Wet Electrostatic Precipitator* H-220

Komponen	Keluar			
	<9>		<31>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0003	0.03
N ₂	0.6934	37,589.33	0.0000	0.00
H ₂	0.0002	8.84	0.0000	0.00

O ₂	0.1075	5,829.40	0.0000	0.00
CO	0.0014	73.98	0.0000	0.00
CO ₂	0.1840	9,974.61	0.0000	0.00
S	0.0000	1.65	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0136	734.78	0.9997	100.00
CH ₄	0.0000	0.33	0.0000	0.00
Total	1.0000	54,212.93	1.0000	100.03
Total Aliran	54,312.95			

IV.1.7 Combustion Chamber R-312



Gambar IV.7 Blok Diagram *Combustion Chamber* R-312

Keterangan:

Aliran <9> = *syn gas* masuk

Aliran <22> = udara masuk (*oxidizer*)

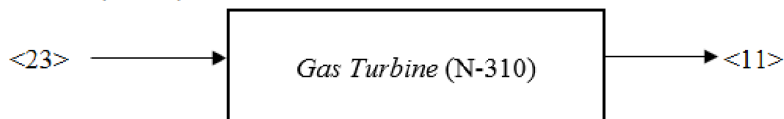
Aliran <23> = *flue gas* keluar

Tabel IV.12 Neraca Massa *Combustion Chamber* R-312

Komponen	Masuk	Keluar
----------	-------	--------

	<9>		<22>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.6934	37,589.33	0.7670	259,072.35	0.7568	296,661.68
H ₂	0.0002	8.84	0.0000	0.00	0.0000	0.88
O ₂	0.1075	5,829.40	0.2330	78,701.25	0.2154	84,427.77
CO	0.0014	73.98	0.0000	0.00	0.0000	7.40
CO ₂	0.1840	9,974.61	0.0000	0.00	0.0257	10,080.06
S	0.0000	1.65	0.0000	0.00	0.0000	1.65
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0136	734.78	0.0000	0.00	0.0021	807.04
CH ₄	0.0000	0.33	0.0000	0.00	0.0000	0.03
Total	1.0000	54,212.93	1.0000	337,773.60	1.0000	391,986.52
Total Aliran	391,986.52				391,986.52	

IV.1.8 Gas Turbine N-310



Gambar IV.8 Blok Diagram Gas Turbine N-310

Keterangan:

Aliran <23> = flue gas masuk

Aliran <11> = flue gas keluar

Tabel IV.13 Neraca Massa Gas Turbine N-310

Komponen	Masuk	Keluar
----------	-------	--------

	<23>		<11>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.7568	296,661.68	0.7568	296,661.68
H ₂	0.0000	0.88	0.0000	0.88
O ₂	0.2154	84,427.77	0.2154	84,427.77
CO	0.0000	7.40	0.0000	7.40
CO ₂	0.0257	10,080.06	0.0257	10,080.06
S	0.0000	1.65	0.0000	1.65
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0021	807.04	0.0021	807.04
CH ₄	0.0000	0.03	0.0000	0.03
Total	1.0000	391,986.52	1.0000	391,986.52
Total aliran	391,986.52		391,986.52	

IV.1.9 Heat Recovery Steam Generator (E-330)



Gambar IV.9 Blok Diagram *Heat Recovery Steam Generator* E-330

Keterangan:

Aliran <11> = *hot flue gas* masuk

Aliran <12> = *flue gas* keluar

Aliran <32> = *demin water* masuk

Aliran <9> = *steam* keluar

Tabel IV.14 Neraca Massa Aliran Masuk *Heat Recovery Steam Generator* E-330

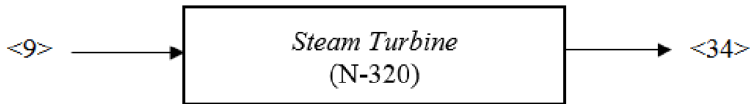
Komponen	Masuk			
	<32>		<11>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.7568	296,661.68
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.88
O ₂	0.0000	0.00	0.2154	84,427.77
CO	0.0000	0.00	0.0000	7.40
CO ₂	0.0000	0.00	0.0257	10,080.06
S	0.0000	0.00	0.0000	1.65
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,000.00	0.0021	807.04
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.03
Total	1.0000	46,000.00	1.0000	391,986.52
Total Aliran	437,986.52			

Tabel IV.15 Neraca Massa Aliran Keluar *Heat Recovery Steam Generator* E-330

Komponen	Keluar			
	<9>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.7568	296,661.68
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.88
O ₂	0.0000	0.00	0.2154	84,427.77

Komponen	Keluar			
	<9>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
CO	0.0000	0.00	0.0000	7.40
CO ₂	0.0000	0.00	0.0257	10,080.06
S	0.0000	0.00	0.0000	1.65
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,000.00	0.0021	807.04
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.03
Total	1.0000	46,000.00	1.0000	391,986.52
Total Aliran	437,986.52			

IV.1.10 Steam Turbine N-320



Gambar IV.10 Blok Diagram *Steam Turbine* N-320

Keterangan:

Aliran <9> = *steam* masuk

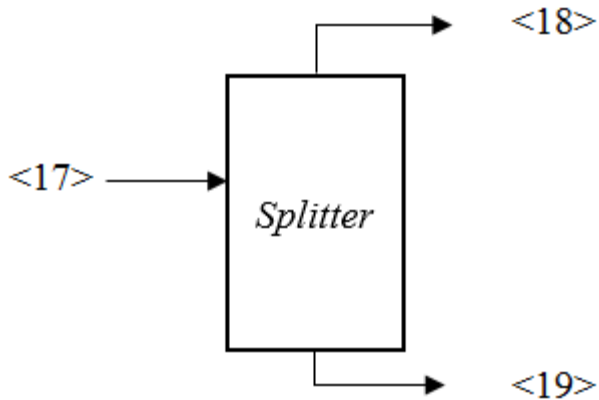
Aliran <34> = *steam* keluar

Tabel IV.16 Neraca Massa *Steam Turbine* N-320

Komponen	Masuk		Keluar	
	<9>		<34>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00

O ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,000.00	1.0000	46,000.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	46,000.00	1.0000	46,000.00
Total aliran	46,000.00		46,000.00	

IV.1.11 Splitter



Gambar IV.11 Blok Diagram *Splitter*

Keterangan:

Aliran <17> = udara masuk

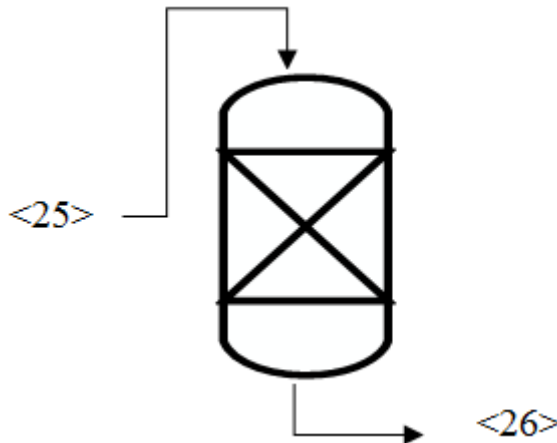
Aliran <18> = udara keluar ke *syngas cooler*

Aliran <19> = udara keluar ke *compressor gasifier*

Tabel IV.17 Neraca Massa *Splitter*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<17>		<18>		<19>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.7670	296,351.70	0.7670	259,072.35	0.7670	37,279.35
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
O ₂	0.2330	90,026.62	0.2330	78,701.25	0.2330	11,325.37
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	386,378.32	1.0000	337,773.60	1.0000	48,604.72
Total Aliran	386,378.32		386,378.32			

IV.1.12 Tangki Reaktor Carbon Filter / Unit Demin Water (R-230)



Gambar IV.12 Blok Diagram Tangki Reaktor *Carbon Filter* R-230

Keterangan:

Aliran <25> = air masuk tangki *carbon filter*

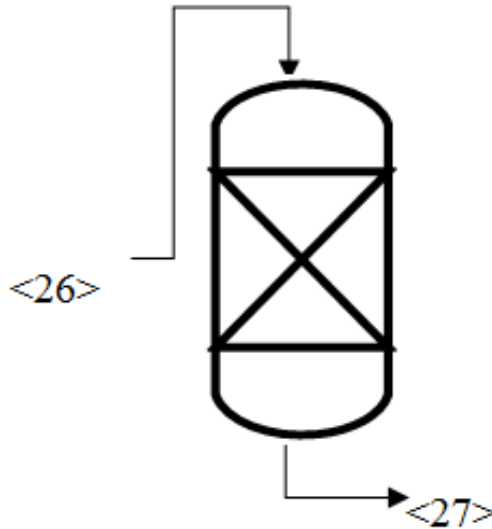
Aliran <26> = air keluar tangki *carbon filter* dan masuk tangki *cation exchanger*

Tabel IV.18 Neraca Massa Tangki Reaktor *Carbon Filter* R-230

Komponen	Masuk		Keluar	
	<25>		<26>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
O ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00

CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
Total Aliran	46,100.00		46,100.00	

IV.1.13 Tangki Reaktor Cation Exchanger / Unit Demin Water (R-240)



Gambar IV.13 Blok Diagram Tangki Reaktor *Cation Exchanger* R-240

Keterangan:

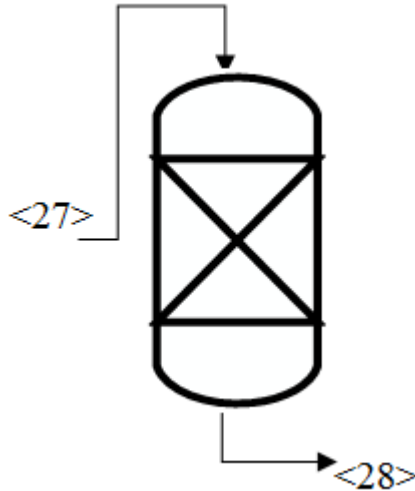
Aliran <26> = air masuk tangki *cation exchanger*

Aliran <27> = air keluar tangki *cation exchanger* dan masuk tangki *anion exchanger*

Tabel IV.19 Neraca Massa Tangki Reaktor *Cation Exchanger* R-240

Komponen	Masuk		Keluar	
	<26>		<27>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
O ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
Total Aliran	46,100.00		46,100.00	

IV.1.14 Tangki Reaktor Anion Exchanger / Unit Demin Water (R-240)



Gambar IV.14 Blok Diagram Tangki Reaktor *Anion Exchanger* R-240

Keterangan:

Aliran <27> = air masuk tangki *anion exchanger*

Aliran <28> = air keluar tangki *anion exchanger*

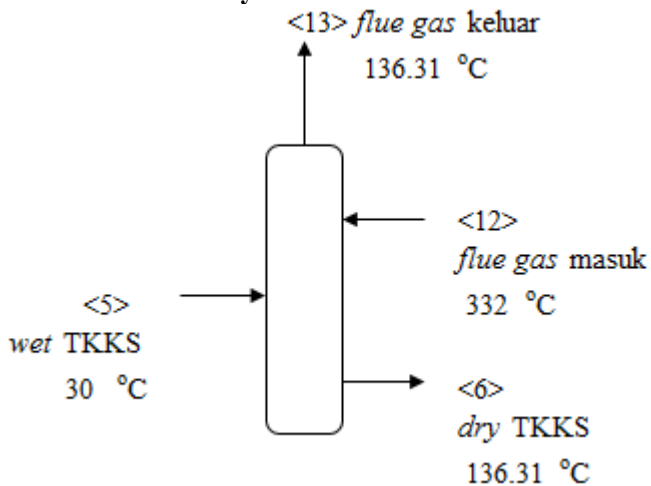
Tabel IV.20 Neraca Massa Tangki Reaktor *Anion Exchanger* R-240

Komponen	Masuk		Keluar	
	<27>		<28>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00

O ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
Total Aliran	46,100.00		46,100.00	

IV.2 Neraca Energi

IV.2.1 Fluidized Bed Dryer B-130



Gambar IV.15 Blok Diagram *Fluidized Bed Dryer* B-130

Kondisi Operasi

$P_{ref} = 1 \text{ atm}$

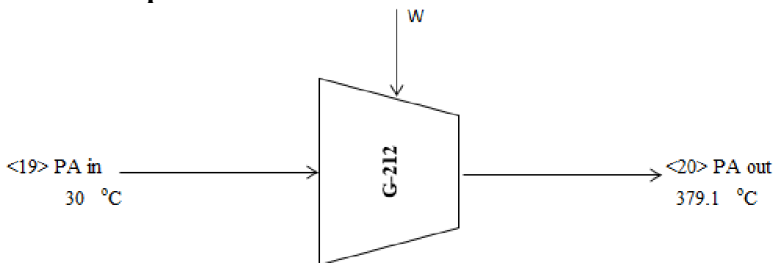
$T_{fluegas \text{ masuk}} = 332 \text{ °C}$

$T_{\text{fluegas keluar}} = 136.31 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{\text{wet TKKS}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{\text{dry TKKS}} = 136.31 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Tabel IV.21 Neraca Energi *Fluidized Bed Dryer B-130*

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<5>	3051180.00	<6>	2428567.43
<12>	110099766.62	<13>	110722379.19
Total	113150946.62	Total	113150946.62

IV.2.2 Compressor G-212



Gambar IV.16 Blok Diagram *Compressor G-212*

Kondisi Operasi

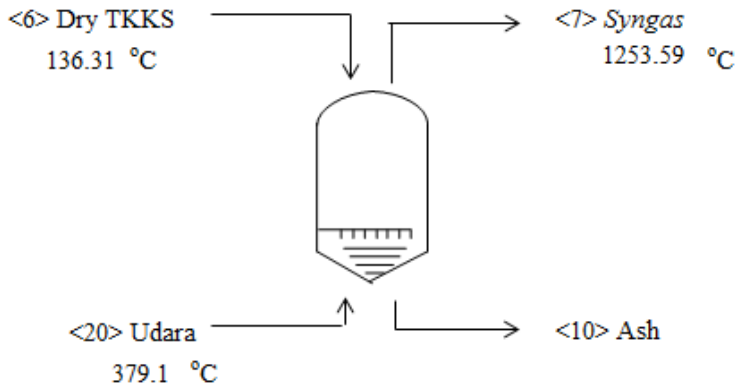
$P_{\text{ref}} = 1 \text{ atm}$
 $P_{\text{in}} = 1.2 \text{ bar}$
 $P_{\text{out}} = 30 \text{ bar}$
 $T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{\text{in}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{\text{out}} = 379.1 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Tabel IV.22 Neraca Energi *Compressor G-212*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)

<19>	233,812.73	<20>	17,968,821.25
W	17,735,008.52		
Total	17,968,821.25	Total	17,968,821.25

IV.2.3 Fluidized Bed Gasifier B-210



Gambar IV.17 Blok Diagram *Fluidized Bed Gasifier* B-210

Kondisi Operasi

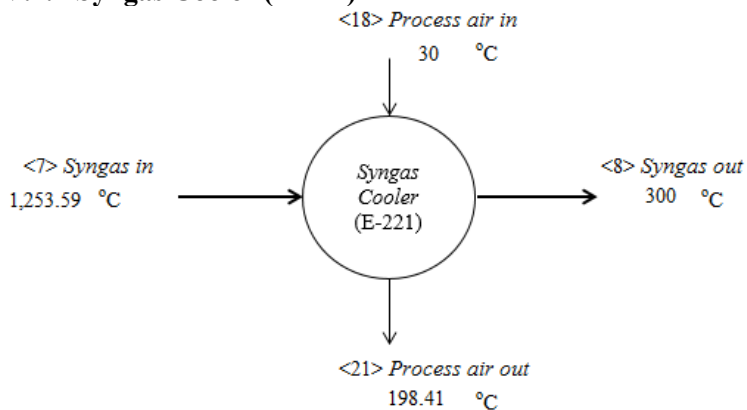
P_{ref}	= 1 atm
$P_{operation}$	= 30 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{dry\ TKKS}$	= 136.31 °C
T_{udara}	= 379.1 °C
T_{syngas}	= 1253.59 °C

Tabel IV.23 Neraca Energi *Fluidized Bed Gasifier* B-210

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<6>	882,138	<7>	61,273,469
<20>	17,968,821	<10>	447,729
		Reaksi	-95,890,525

		Q _{loss}	15,318,367
Total	18,850,960	Total	-18,850,960

IV.2.4 Syngas Cooler (E-221)



Gambar IV.18 Blok Diagram Syngas Cooler E-221

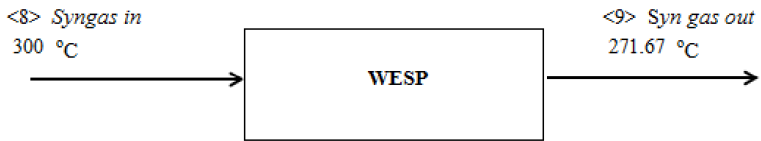
Kondisi Operasi

P_{ref}	= 1 atm
T_{ref}	= 25 °C
$T_{udara\ in}$	= 30 °C
$T_{udara\ out}$	= 198.41 °C
$T_{syngas\ in}$	= 1253.59 °C
$T_{syngas\ out}$	= 300 °C

Tabel IV.24 Neraca Energi Syngas Cooler E-221

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<7>	77,125,652.17	<8>	17,062,096.64
<18>	1,757,996.77	<21>	61,821,552.30
Total	78,883,648.94	Total	78,883,648.94

IV.2.5 Wet Electrostatic Precipitator H-220



Gambar IV.19 Blok Diagram *Wet Electrostatic Precipitator* H-220

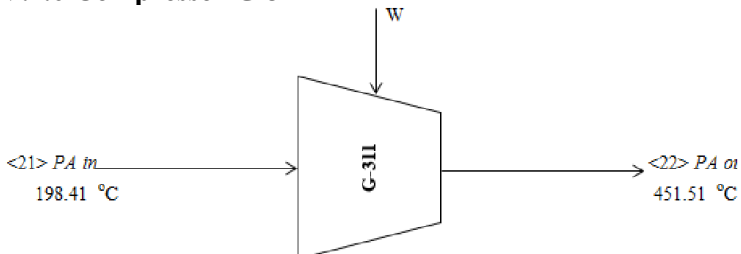
Kondisi Operasi

P_{ref}	= 1 atm
$P_{operation}$	= 30 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{syngas\ in}$	= 300 °C
$T_{syngas\ out}$	= 271.67 °C

Tabel IV.25 Neraca Energi *Wet Electrostatic Precipitator* H-220

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<8>	17122832.68	<9>	15287945.96
		Q_{Loss}	1834886.72
Total	17122832.68	Total	17122832.68

IV.2.6 Compressor G-311



Gambar IV.20 Blok Diagram *Compressor* G-311

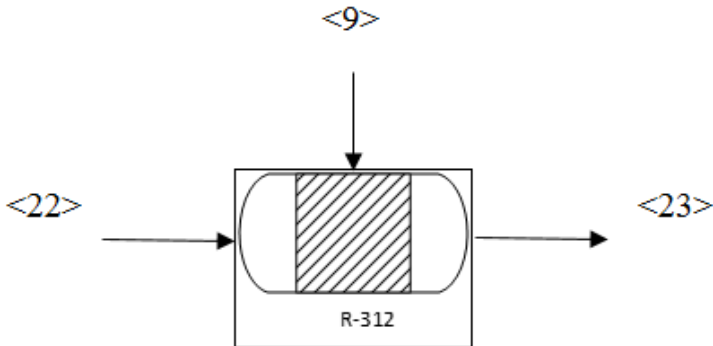
Kondisi Operasi

$P_{ref} = 1 \text{ atm}$
 $P_{in} = 1.2 \text{ bar}$
 $P_{out} = 10 \text{ bar}$
 $T_{ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$
 $T_{in} = 198.41 \text{ }^\circ\text{C}$
 $T_{out} = 451.51 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabel IV.26 Neraca Energi *Compressor G-311*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<a>	233,812.73		21,769,294.81
W	21,535,482.08		
Total	21,769,294.81	Total	21,769,294.81

IV.2.7 Combustion Chamber R-312



Gambar IV.21 Blok Diagram *Combustion Chamber R-312*

Kondisi Operasi

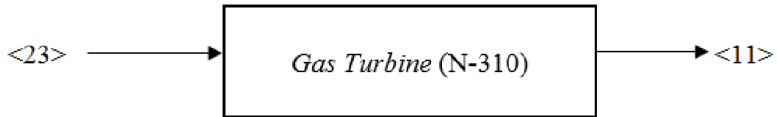
$P_{ref} = 1 \text{ atm}$
 $P_{operation} = 10 \text{ bar}$
 $T_{ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$
 $T_{syngas in} = 271.67 \text{ }^\circ\text{C}$

$T_{udara\ in} = 451.51\ ^\circ C$
 $T_{fluegas\ out} = 907\ ^\circ C$

Tabel IV.27 Neraca Energi *Combustion Chamber* R-312

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<22>	324,772,867.35	<23>	558,545,973.46
<9>	233,773,106.11		
Total	558,545,973.46	Total	558,545,973.46

IV.2.8 Gas Turbine N-310



Gambar IV.22 Blok Diagram *Gas Turbine* N-310

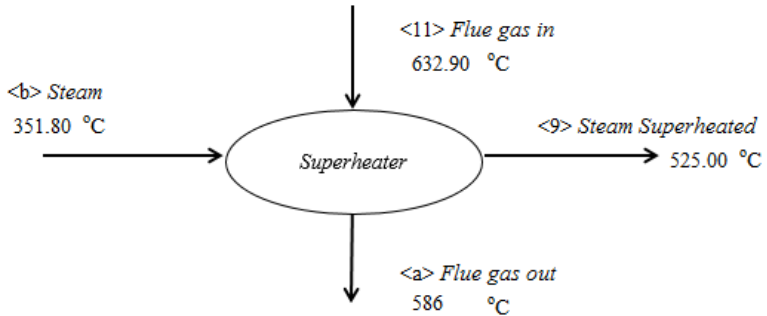
Kondisi Operasi

$P_{ref} = 1\ atm$
 $P_{inlet} = 10\ bar$
 $P_{outlet} = 1.2\ bar$
 $T_{ref} = 25\ ^\circ C$
 $T_{inletGT} = 907\ ^\circ C$
 $T_{outletGT} = 632.9\ ^\circ C$

Tabel IV.28 Neraca Energi *Gas Turbine* N-310

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
	558,545,973.46	<e>	288,149,292.15
		Listrik	194,863,720.41
		Q_{loss}	75,532,960.90
Total	558,545,973.46	Total	558,545,973.46

IV.2.9 Superheater HRSG E-330



Gambar IV.23 Blok Diagram *Superheater HRSG E-330*

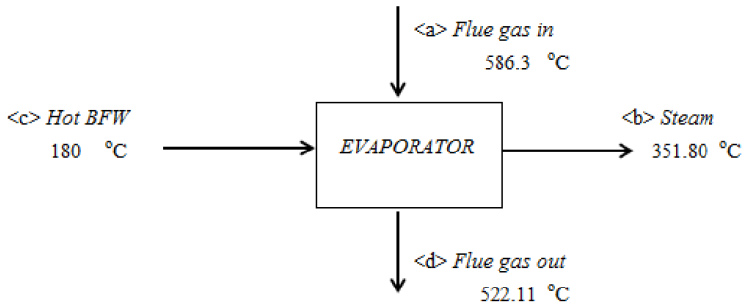
Kondisi Operasi

P_{ref}	= 1 atm
P_{steam}	= 113 bar
$P_{flue\ gas}$	= 1.2 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{steam\ in}$	= 351.8 °C
$T_{steam\ out}$	= 525 °C
$T_{flue\ gas\ in}$	= 632.9 °C
$T_{flue\ gas\ out}$	= 586.3 °C

Tabel IV.29 Neraca Energi *Superheater HRSG E-330*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<11>	289,971,418.52	<a>	266,351,056.55
	29,273,594.09	<9>	45,934,822.23
		<i>Q Loss</i>	6,959,133.83
Total	319,245,012.61	Total	319,245,012.61

IV.2.10 Evaporator HRSG E-330



Gambar IV.24 Blok Diagram *Evaporator HRSG E-330*

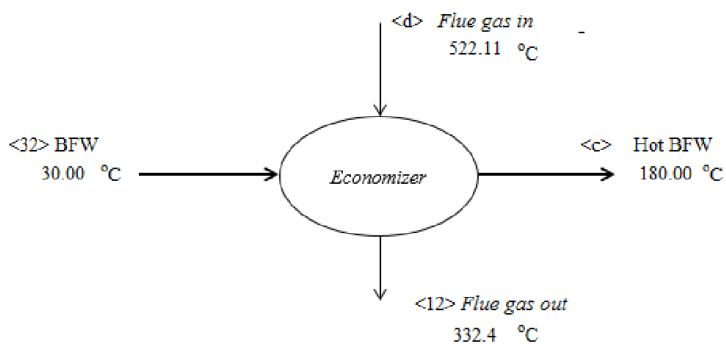
Kondisi Operasi

P_{ref}	= 1 atm
P_{BFW}	= 113 bar
$P_{flue\ gas}$	= 1.2 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{BFW\ in}$	= 180 °C
$T_{steam\ out}$	= 351.8 °C
$T_{flue\ gas\ in}$	= 586.3 °C
$T_{flue\ gas\ out}$	= 522.11 °C

Tabel IV.30 Neraca Energi *Evaporator HRSG E-330*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<a>	266,351,056.55	<d>	234,226,806.06
<c>	20,663,876.01		52,788,126.50
Total	287,014,932.56	Total	287,014,932.56

IV.2.11 Economizer HRSG E-330



Gambar IV.25 Blok Diagram *Economizer HRSG E-330*

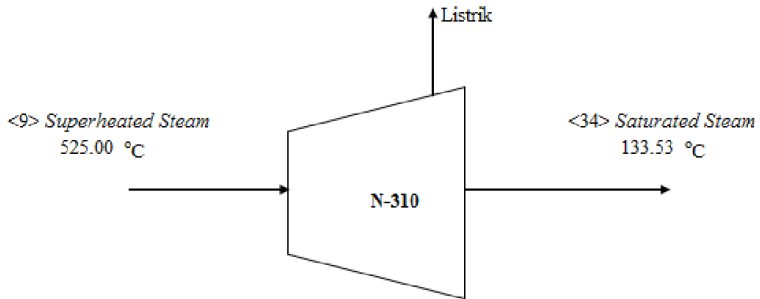
Kondisi Operasi

P_{ref}	= 1 atm
P_{BFW}	= 113 bar
$P_{flue\ gas}$	= 1.2 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{BFW\ in}$	= 30 °C
$T_{BFW\ out}$	= 180 °C
$T_{flue\ gas\ in}$	= 522.11 °C
$T_{flue\ gas\ out}$	= 332.4 °C

Tabel IV.31 Neraca Energi *Economizer HRSG E-330*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<32>	387,064.45	<17>	141,886,189.94
<d>	162,163,001.49	<c>	20,663,876.01
Total	162,550,065.95	Total	162,550,065.95

IV.2.12 Steam Turbine N-320



Gambar IV.26 Blok Diagram *Steam Turbine* N-320

P_{ref}	= 1 atm
P_{inlet}	= 113 bar
P_{outlet}	= 3 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{inletST}$	= 525 °C
$T_{outletST}$	= 133.53 °C

Tabel IV.32 Neraca Energi *Steam Turbine* N-320

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<9>	45,934,822.23	Listrik	36,127,820.01
		<34>	6,132,216.44
		Q_{loss}	3,674,785.78

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

Spesifikasi peralatan yang digunakan di Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit adalah sebagai berikut :

Tabel V.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan TKKS F-110

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-110
Fungsi	Menyimpan TKKS yang digunakan sebagai bahan baku proses
Tipe	Bangunan persegi dengan tutup prisma segi empat
Panjang	50.65 m
Lebar	50.65 m
Tinggi	20.74 m
Konstruksi	Dasar beton, dinding batako
Jumlah	1 unit

Tabel V.2 Spesifikasi *Belt Conveyor* J-111

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-111
Fungsi	Mengangkut TKKS dari gudang penyimpanan menuju <i>Rotary Cutter</i> C-120
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i>

Kapasitas	14 ton/jam
Luas pengangkutan	0,01 m ²
Lebar <i>belt</i>	0,36 m
Kecepatan <i>belt</i>	1,52 m/s
Panjang <i>belt</i>	15 m
Kemiringan	22,5°
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-Steel</i>
Jumlah	1 unit
Harga	\$13.610

Tabel V.3 Spesifikasi *Rotary Cutter C-120*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	C-120
Fungsi	Memperkecil ukuran TKKS menjadi ukuran $\pm 5,0$ mm
Tipe	<i>Rotary knife cutter dengan razor sharp alloy blades</i>
Kapasitas	3,83 kg/s
Kapasitas maksimum	50 kg/s
Maksimum diameter feed masuk	0,5 m
Power yang dibutuhkan	383 kW
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

Jumlah	1
Harga	\$36.050

Tabel V.4 Spesifikasi *Disc Screener H-121*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-121
Fungsi	Memilah ukuran TKKS yang sesuai dengan kriteria setelah melalui <i>Rotary Cutter C-120</i>
Tipe	<i>Disc Screener Conveyor</i>
Kapasitas	13.8 ton/jam
Diameter <i>screw</i>	16 in
Kecepatan	93.21 RPM
Hp motor	2.15 hp
Jumlah	1 unit
Harga	\$31.404

Tabel V.5 Spesifikasi *Screw Conveyor J-123*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-123
Fungsi	Memindahkan TKKS yang telah melalui <i>Rotary Cutter C-120</i> dan <i>Disc Screener H-121</i> ke <i>Fluidized Bed Dryer B-130</i>
Tipe	<i>30% A type cross-sectional loading</i>

Kapasitas	13.8 ton/jam
Diameter <i>screw</i>	16 in
Kecepatan	93.21 RPM
Hp motor	2.15 hp
Jumlah	1 unit
Harga	\$8.338

Tabel V.6 Spesifikasi *Fluidized Bed Dryer* B-130

Spesifikasi	Keterangan
Kode	B-130
Fungsi	Untuk mengeringkan bahan baku berupa TKKS sebelum masuk ke unit gasifier sehingga <i>moisture content</i> nya dapat berkurang dari 60% menjadi 5%.
Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>Fluidized Bed Dryer</i>
Kapasitas	334,641,29 kg/jam
Diameter Bed	4,62 m
Diameter Dryer	8,43 m
Tinggi Dryer	22,61 m
Minimum velocity	6 m/s
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-steel</i>

Spesifikasi	Keterangan
Jumlah	1 unit
Harga	\$1.839.316

Tabel V.7 Spesifikasi *Cyclone H-131*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	B-130
Fungsi	Menangkap TKKS yang terbawa keluar udara saat proses pengeringan dengan Fluidized Bed Dryer B-130
Tipe	<i>Effluent Dust Cyclone</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-240 grade C</i>
Kapasitas	328,945.69 kg/jam
Tinggi masukan (Hc)	2 ft
Diameter <i>cyclone</i> (Dc)	4 ft
Diameter keluaran (De)	2 ft
Tinggi bagian silinder (Lc)	8 ft
Jumlah	1 unit
Harga	\$3.500

Tabel V.8 Spesifikasi *Screw Conveyor J-133*

Spesifikasi	Keterangan
--------------------	-------------------

No. Kode	J-133
Fungsi	Mengangkut <i>Dry TKKS</i> dari <i>fluidized bed dryer</i> menuju <i>Boiler</i>
Tipe	<i>30% A type cross-sectional loading</i>
Kapasitas	6 ton/jam
Diameter <i>screw</i>	12 in
Kecepatan	95 RPM
Hp motor	1 hp
Jumlah	1 unit
Harga	\$8.338

Tabel V.9 Spesifikasi *Fluidized Bed Gasifier* (B-210)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	B-210
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari TKKS
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel, SA 285, Grade A</i>
Tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
OD tangki	1.22 m
ID tangki	1.16 m
Tinggi silinder	3.47 m

Tinggi <i>dished</i>	0.20 m
Tinggi tangki	3.86 m
Volume tangki	14.80 m ³
Volume silinder	14.54 m ³
Volume <i>dished</i>	0.13 m ³
Tebal silinder	1.25 in
Tebal <i>dished</i>	1.25 in
Harga	\$1.536.807

Tabel V.10 Spesifikasi *Syngas Cooler* E-221

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	E-221			
Fungsi	Menurunkan suhu <i>syngas</i> dan memanaskan <i>process air</i> sebelum proses gasifikasi			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA 302			
Suhu masuk	<i>Syngas</i>	=	1253.6	°C
	Udara	=	30	°C
Suhu keluar	<i>Syngas</i>	=	300	°C
	Udara	=	198.41	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Shell	ID	=	27	in
	Baffle	=	40	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.035	psi

Spesifikasi	Keterangan			
Tube	OD	=	1	in
	ID	=	0.78	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1.25	in <i>triangular</i>
	Panjang	=	20	ft
	Passes	=	2	
	ΔP	=	3	psi
Spesifikasi	Keterangan			
Rd	0.0055			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah	1			Unit
Harga	\$78.967			

Tabel V.11 *Wet Electrostatic Precipitator H-220*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-220
Tipe	Wet ESP Dust Collector
Fungsi	Menangkap debu dan partikel lain yang ada dalam aliran gas yang akan dibuang ke lingkungan
Output Voltage	72,000 Volt
Power	72 KW
Dust Air Temperature	≤ 300 °C
Desain Efficiency	≥ 99 %
Tinggi	16.83 m
Panjang	22 m
Lebar	9.2 m
Jumlah	1 unit
Harga	\$102.453

Tabel V.12 Spesifikasi *Gas Turbine* N-310

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	N-310
Tipe	<i>Back Pressure Gas Turbin Generator</i>
Fungsi	Mengkonversi <i>flue gas</i> yang dihasilkan oleh <i>Combustion Chamber</i> R-315 menjadi energi listrik.
<i>Output power</i>	<i>Up to 60 MW</i>
<i>Inlet gas pressure</i>	<i>Up to 10 bar</i>
<i>Inlet gas temperature</i>	907 °C
Tekanan <i>outlet</i>	<i>Up to 1.2 bar</i>
Kecepatan	<i>Up to 12,000 rpm</i>
Rate <i>fluegas</i>	391,987 kg/jam
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	2 unit
Harga	\$3.073.614

Tabel V.13 Spesifikasi *Fan* G-132

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-132
Fungsi	Untuk menghembuskan <i>flue gas</i> dari <i>EP</i> proses menuju <i>atmosfer</i>
Tipe	<i>Centrifugal fan</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	328,831.80 kg/jam
Efisiensi	65%
Temperature Inlet Design	136.31 °C
Tekanan Suction	2,043 bar

Tekanan Discharge	2,123 bar
Power	900 kW
Jumlah	1 unit
Harga	\$4.291

Tabel V.14 Spesifikasi *Compressor G-212*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-212
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	40,441 – 56,605 m ³ /jam (YAOSEN Tipe 10-D)
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>Process Air</i> menuju <i>Gasifier B-210</i>
Tekanan <i>suction</i>	1,2 bar
Tekanan <i>discharge</i>	30 bar
<i>Total Power supply</i>	3.5 MW
Jumlah <i>stage</i>	5 <i>stages</i>
Harga	\$331.076

Tabel V.15 Spesifikasi *Compressor G-312*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-212
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	400,000 m ³ /jam
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>Process Air</i> menuju <i>Combustion Chamber R-312</i>
Tekanan <i>suction</i>	1,2 bar
Tekanan <i>discharge</i>	10 bar
<i>Total Power supply</i>	24.7 MW

Jumlah <i>stage</i>	2 <i>stages</i>
---------------------	-----------------

Tabel V.16 Spesifikasi *Combustion Chamber* R-312

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-312
Tipe	<i>Combustion Chamber</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Fungsi	Membakar <i>syngas</i> untuk menghasilkan <i>flue gas</i> bersuhu dan tekanan tinggi
Rate <i>propellant</i>	240 lbs/sec
Diameter <i>combustion chamber</i>	67.676 in
Volume <i>chamber</i>	401,670 in ³
<i>Chamber cross-sectional area</i>	3597.1 in ²
<i>Chamber length</i>	101.5 in
<i>Wall thickness</i>	0.6218 in
Tekanan operasi	10 bar
<i>Nozzle throat cross-sectional area</i>	143.88 in ²
<i>Throat diameter</i>	13.54 in
<i>Nozzle exit area</i>	325.08 in ²
<i>Nozzle Exit diameter</i>	20.34 in

Tabel V.17 Spesifikasi *Blower* G-211

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-211
Tipe	<i>Centrifugal blower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	400,000 m ³ /jam
Fungsi	Mengalirkan <i>Process Air</i>
Tekanan <i>suction</i>	1,2 bar
Tekanan <i>discharge</i>	10 bar
<i>Total Power supply</i>	24.7 MW

Jumlah <i>stage</i>	2 <i>stages</i>
Harga	\$3.678

Tabel V.18 Spesifikasi *Steam Turbine* N-320

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	N-320
Tipe	<i>Back Pressure Steam Turbin Generator</i>
Fungsi	Mengkonversi <i>steam</i> yang dihasilkan <i>Heat Recovery Steam Generator</i> E-330 menjadi energi listrik.
Output Power	<i>Up to 10 MW</i>
Inlet Steam Pressure	<i>Up to 113 bar</i>
Inlet Steam Temperature	535 °C
Tekanan Outlet	<i>Up to 3 bar</i>
Kecepatan	<i>Up to 12000 rpm</i>
Rate <i>steam</i>	46,000 kg/jam
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	1 unit
Harga	\$1.536.807

Tabel V.19 Spesifikasi Pompa L-231

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-231
Fungsi	Untuk memompa kebutuhan air dari unit pengolahan air ke unit demin
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	46,100 kg/jam
Diameter pipa	8 in IPS sch 40
Panjang pipa	20 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah

Head pompa	-54.7 lbf.ft/lbm
Wp	64.2 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	85%
Efisiensi motor	94%
Power motor	3.5 hp
Jumlah	1 unit
Harga	\$6.131

Tabel V.20 Spesifikasi Pompa L-251

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-251
Fungsi	Untuk memompa BFW ke <i>Heat Recovery Steam Generator E-330</i>
Tipe	<i>Reciprocating Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	46,000 kg/jam
Diameter pipa	8 in IPS sch 40
Panjang pipa	20 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-3,886.3 lbf.ft/lbm
Wp	4,558.1 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	85%
Efisiensi motor	94%
Power motor	248,36 hp
Jumlah	1 unit
Harga	\$18.393

Tabel V.21 Spesifikasi *HRS*G (*Heat Recovery Steam Generator*)
E-330

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	E-330

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>
Fungsi	Memproduksi <i>steam</i> dengan memanfaatkan panas dari <i>fluegas</i>
Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas produksi <i>steam</i>	46 ton/jam
<i>Economizer</i>	
Fungsi	Memanfaatkan panas <i>fluegas</i> untuk memanaskan BFW
Shell	ID = 39 in Baffle = 24 in Passes = 1 $\Delta P = 2$ psi
Tube	OD = 1 in ID = 0.67 in BWG = 8 Pitch = 1,25 in Panjang = 12 ft Passes = 1 $\Delta P = 0,77$ psi
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Jumlah	1 unit
<i>Evaporator</i>	
Fungsi	Memanaskan BFW untuk menjadi <i>saturated steam</i> dengan menggunakan <i>flue gas</i>
Shell	ID = 61 in Baffle = 32 in Passes = 1 $\Delta P = 1.651$ psi
Tube	OD = 1 in ID = 0.67 in Pitch = 1.25 in

Spesifikasi	Keterangan
	Panjang = 16 ft Passes = 2 $\Delta P = 0,0689$ bar
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Jumlah	1
<i>Superheater</i>	
Fungsi	Memanaskan <i>saturated steam</i> menjadi <i>superheated steam</i> menggunakan <i>flue gas</i>
Shell	ID = 72 in Baffle = 32 in Passes = 1 $\Delta P = 1.321$ psi
Tube	OD = 1.5 in ID = 1.17 in BWG = 8 Pitch = 1,875 in Panjang = 16 ft Passes = 1 $\Delta P = 0.67$ psi
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Jumlah	1
Harga	\$3.073.614

Tabel V.22 Spesifikasi Tangki Reaktor *Carbon Filter* (Unit Demin) R-230

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-230
Fungsi	Menjernihkan air dengan cara menghilangkan bau dan warna pada air
Tipe	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin <i>activated carbon</i>

Bahan	<i>Comercial Steel</i>
Kapasitas	46,100 kg / jam
Bentuk	Silinder
Jenis Tutup Atas	<i>Standard dished head</i>
Spesifikasi	Keterangan
Jenis Tutup Bawah	<i>Conical 120°</i>
Diameter Silinder	0,610 m
Tebal Silinder	0,006 m
Tinggi Silinder	0,411 m
Tebal Tutup Atas	0,006 m
Tinggi Tutup Atas	0,163 m
Tebal Tutup Bawah	0,008 m
Tinggi Tutup Bawah	0,191 m
Tekanan Desain	84.15 psi
Jumlah	1 unit
Harga	\$20.845

Tabel V.23 Spesifikasi Tangki Reaktor *Cation Exchanger* (Unit Demin) R-240

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-240
Fungsi	Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan kesadahan pada air
Tipe	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan karbon aktif dengan tutup atas dan bawah <i>standard dished head</i>
Bahan	SA-167 grade 3 tipe 304
Kapasitas	46,100 kg/jam
Diameter Silinder	18 in
Jenis Tutup Atas	<i>Standard dished head</i>
Spesifikasi	Keterangan
Jenis Tutup Bawah	<i>Conical 120°</i>
Tebal Silinder	0.1875 in
Tinggi Silinder	44.33 in
Tebal tutup Atas	0.19 in
Tinggi Tutup Atas	5.11 in
Tebal Tutup Bawah	0.1875 in
Tinggi Tutup bawah	5.2 in
Tekanan desain	35.99 psi
Jumlah	1 unit

Harga	\$18.393
-------	----------

Tabel V.24 Spesifikasi Tangki Reaktor *Anion Exchanger* (Unit Demin) R-250

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-250
Fungsi	Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan kesadahan pada air
Tipe	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin dengan tutup atas dan bawah <i>standard dished head</i>
Bahan	SA-167 <i>grade 3</i> tipe 304
Kapasitas	46,100 kg / jam
Diameter Silinder	18 in
Tebal Silinder	0.1875 in
Tinggi Silinder	23.26 in
Tebal Tutup Atas	0.19 in
Tinggi Tutup Atas	5.07 in
Tebal Tutup Bawah	0.1875 in
Tinggi Tutup Bawah	5.20 in
Tekanan Desain	35.58 psi
Jumlah	1 unit
Harga	\$15.940

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, perlu dilakukan perhitungan banyaknya bahan baku yang dibutuhkan dan jumlah produk yang dihasilkan menurut neraca massa yang telah dihitung pada Bab III. Selain itu perlu dipertimbangkan harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain pertimbangan-pertimbangan yang disebutkan diatas, diperlukan juga analisa biaya yang diperlukan untuk pabrik beroperasi, utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik.

Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain IRR (*Internal Rate of Return*), NPV (*Net Present Value*), POT (*Pay Out Time*) dan BEP (*Break Even Point*).

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

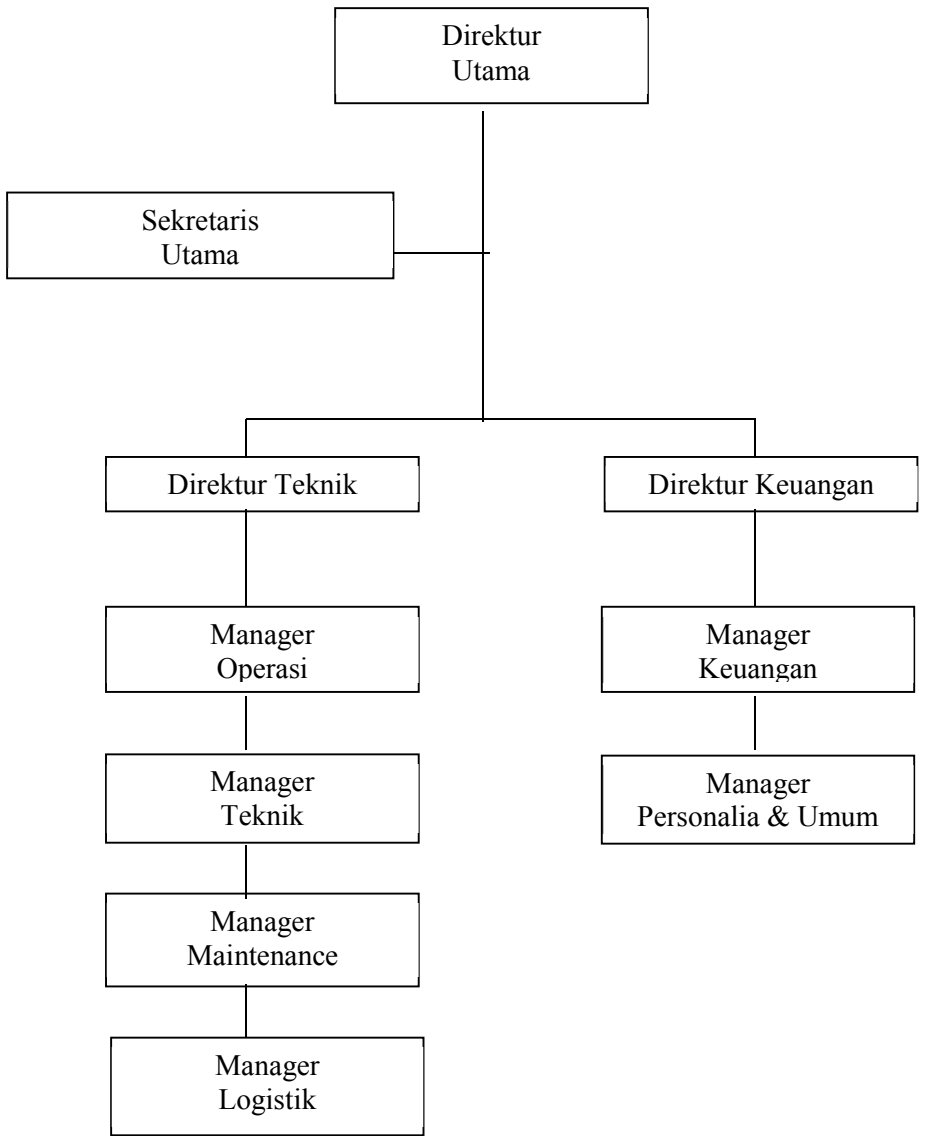
Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit ini adalah Perseroan Terbatas (PT) yang merupakan anak perusahaan dari Pabrik CPO dan PKO dari Buah Kelapa Sawit. Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham yaitu 60% *equity* dan 40% pinjaman dari bank, dimana tiap sekutu (disebut juga persero/*equity* dan bank) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Modal yang digunakan dalam perseroan terbatas ini berasal dari modal dalam negeri. 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 (direktur utama).
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.
4. Terdapat perbedaan hak antara pemilik modal dengan dewan komisaris. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi yang digunakan pada Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit ini adalah garis dan staff, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah :

- Baik digunakan untuk pabrik besar dengan produksi yang kontinyu.
- Terdapat hubungan yang sinergis antara pimpinan dan perintah, sehingga menyebabkan budaya disiplin kerja lebih baik. Masing-masing kepala bagian maupun manajer secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan agar tercapai tujuan.
- Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.
- Pimpinan tertinggi perusahaan dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada komisaris.



Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

Berikut merupakan komponen-komponen utama dalam organisasi garis dan staff, yaitu:

- **Pimpinan**

Tugas dan wewenang pemimpin adalah sebagai berikut:

- a. Membuat program kerja yang detail dan sistematis
- b. Menjalin koordinasi dan hubungan yang bersinergi dengan para staff.
- c. Melakukan pengawasan secara menyeluruh mengenai pelaksanaan kerja di seluruh unit di pabrik.
- d. Melakukan evaluasi dan tinjauan secara kontinyu mengenai pelaksanaan pekerjaan di tiap-tiap bagian unit kerja
- e. Memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
- f. Memberikan hasil evaluasi kerja kepada dewan komisaris mengenai hal-hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.
- g. Sebagai perwakilan dari pihak pabrik untuk berbagai kepentingan termasuk perundingan dengan pihak dari luar.

- **Staff (Pembantu Pimpinan)**

Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli dimana memiliki kewajiban untuk membantu pemimpin dalam menjalankan kebijaksanaan perusahaan. Staff

berbentuk tim yang utuh, saling membantu dan membutuhkan dengan tujuan agar semua permasalahan yang di perusahaan dapat dipecahkan secara bersama-sama dengan jalan yang terbaik. Macam - macam staff antara lain ialah :

a. Staff Teknik

Staff khusus adalah kelompok staff yang berkewajiban untuk memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana sehingga dapat membantu dalam pelaksanaan tugas dan kelancarannya.

b. Staff Ahli

Staff ini berisikan para ahli dalam bidangnya masing-masing yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu pihak pabrik, baik dalam bidang penelitian dan pengembangan maupun bidang lainnya.

c. Staff Koordinasi

Dikenal dengan istilah staff umum, yaitu kelompok staff yang bertugas dalam membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, dan jika dibutuhkan dapat memberikan nasihat kepada pimpinan setiap saat.

VI.1.3 Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi atau perusahaan ini adalah :

1. Dewan Komisaris

Komisaris bertindak sebagai pemegang saham (pada pabrik kelapa sawit). 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:

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan

- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. **Direktur Utama**

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

Tugas Direktur Utama adalah :

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

3. **Direktur Teknik**

Direktur teknik yang 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 Teknik dibantu oleh Manager Operasi, Manager *Maintenance*, Manager *Plant Technical* dan Manager Alat-Alat Berat dan lingkungan yang masing-masing membawahi staff di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Teknik :

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

Tugas Manager Operasi :

- Bagian operasi bertugas mengendalikan jalannya proses produksi pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staff bagian operasi.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Operasional.

Tugas Manager *Maintenance* :

- 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
- Mengkoordinasikan dengan staff bagian *maintenance*.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Operasional.

Tugas Manager *Plant Technical* :

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

- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Operasional.

Tugas Manager Logistik:

- 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
 - Tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Operasional

4. Direktur Keuangan

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan hal keuangan, pembukuan perusahaan, personalia dan umum. Dalam hal ini Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan dan Manager Personalia dan Umum yang masing-masing membawahi staff di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Keuangan :

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan dan bagian personalia dan umum.

- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Keuangan :

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

Tugas Manager Personalia dan Umum :

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

VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Dari gambar 6-8 *Timmerhaus* didapat jumlah karyawan total 35 orang/proses. Karena pada pabrik ini ada 4 proses, maka didapat total karyawan sebanyak 140 orang. Karyawan operasi dibagi dalam 3 shift kerja (per hari) dengan 1 shift kerja bekerja dalam 8 jam/hari. Dengan pembagian jadwal *shift* sebagai berikut:

M = *Morning (Shift 1)* : jam kerja (07.00-15.00 WIB)

E = *Evening (Shift 2)* : jam kerja (15.00-23.00 WIB)

N = *Night (Shift 3)* : jam kerja (23.00-07.00 WIB)

Tabel VI.1 Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik Energi Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit

No.	Jabatan	Pendidikan					Jumlah Karyawan
		SM P	SMA/S MK	D 3	S 1	S 2	
1	Direktur Utama					1	1
2	Komisaris Utama					1	1
3	Anggota Komisaris					2	2
4	Sekretaris				1		1
5	Direktur Teknik					1	1
6	Direktur Keuangan					1	1
7	Manajer						
	a. Operasi				1		1
	b. Teknik				1		1
	c. Maintenance				1		1
	d. Logistik				1		1
	e. Keuangan				1		1
	f. Personalia & Umum				1		1
8	Kepala Bagian				2		2
9	Karyawan Operasional						
	a. Lulusan S-1				68		68
	b. Lulusan D-3			26			26
	c. Lulusan SMA/SMK		13				13

10	Karyawan Keamanan		4	1		5
11	Karyawan Kebersihan		5			5
12	Supir		3			3
13	Perawat				2	2
14	Dokter				2	2
TOTAL						140

VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan

Sistem pengupahan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan dan besar kecilnya tanggung jawab atau kedudukannya serta keahlian dan masa kerjanya. Karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Tidak Tetap

Karyawan yang bekerja secara tidak tetap dan karyawan yang masih menjalani masa kerja percobaan (*traine*) paling lama 6 bulan. Karyawan tidak tetap ini dapat diterima sebagai karyawan tetap apabila mendapatkan nota persetujuan direktur utama, atas pengajuan kepala bagian dan manajer yang membawahnya. Upah yang diberikan berdasarkan upah bulanan, tetapi belum mendapatkan hak penuh atas tunjangan-tunjangan dan jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan.

c. Karyawan Harian

Karyawan yang bekerja secara harian. Karyawan ini ada ketika perusahaan membutuhkan tenaganya. Karyawan ini diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa

SK dari direksi, dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan (yakni setiap hari Sabtu).

Sistem penggajian dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

a) Gaji Bulanan

Gaji bulanan diberikan kepada karyawan tetap dan tidak tetap setiap bulannya, sesuai dengan bidang, kedudukan, golongan, serta keahliannya masing-masing.

b) Gaji Harian

Gaji harian adalah gaji yang diberikan kepada karyawan harian yang besarnya tergantung pada keahlian dan masa kerjanya. Gaji harian diberikan pada setiap akhir pekan (yakni hari Sabtu).

c) Gaji Borongan

Gaji borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau pekerja borongan yang telah disepakati oleh perusahaan.

VI.1.6 Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja

Dasar penetapan tingkat golongan didasarkan pada jabatan, masa kerja, prestasi, dan sebagainya, sehingga belum tentu karyawan yang mempunyai jabatan lebih tinggi mempunyai gaji lebih besar dari karyawan di bawahnya yang memiliki masa kerja yang lama.

Adapun pembagian golongan karyawan pada perusahaan ini adalah:

Golongan I : Karyawan dengan gaji Rp 2.000.000 – Rp.4.000.000/bulan.

Golongan II : Karyawan dengan gaji Rp 4.500.000 – 7.500.000/bulan.

Golongan III : Karyawan dengan gaji Rp 8.000.000 – 20.000.000/bulan.

Golongan IV : Karyawan dengan gaji Rp 20.500.000,00 – 40.000.000,00/bulan.

VI.1.7 Sistem Jam Kerja

Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit ini direncanakan bekerja 330 hari per tahun dengan 24 jam kerja per hari. Sistem jam kerja karyawan yang berlaku diperusahaan ini, yakni sebagai berikut:

1. Sistem jam kerja *non-Shift*

Disebut dengan sistem jam kerja normal. Sistem jam kerja ini diperuntukkan bagi karyawan yang bekerja di bagian kesehatan dan kebersihan, pemasaran (*marketing*), keuangan (*accounting*), personalia, administrasi, dan umum. Selain itu sistem jam kerja ini juga diperuntukkan untuk karyawan yang masih menjalani masa percobaan kerja. Jumlah jam kerjanya adalah 40 jam tiap minggu, sedangkan selebihnya akan dihitung sebagai jam lembur kerja. Waktu kerja untuk hari Senin-Kamis adalah dari pukul 07.30-12.00. Lalu pukul 12.00-13.00 istirahat. Dilanjutkan pukul 13.00-16.30. Sehingga total kerja adalah 8 jam. Untuk hari Jumat, waktu kerja mulai pukul 07.30-11.30. Lalu pukul 11.30-13.00 istirahat. Dilanjutkan pukul 13.00-17.00. Sehingga total kerja sama 8 jam. Untuk hari Sabtu dan Minggu libur.

2. Sistem jam kerja *Shift*

Disebut dengan sistem jam kerja *full*. Sistem jam kerja ini diperuntukkan bagi karyawan yang bekerja di unit produksi dan teknik, seperti di unit proses (pengolahan), perawatan (*maintenance*), *quality control*, dokter, supir, dan bagian keamanan. Sistem kerja ini diperlukan karena kondisi operasional bagian unit proses (produksi) tersebut harus beroperasi secara kontinyu dengan pengawasan secara terus-menerus selama 24 jam. Di unit produksi dan teknik sendiri memiliki 4 (*group*) *shift* yang masing-masing bergantian setiap dua hari. Setiap *shift* memiliki hak untuk libur 2 hari dalam 8 hari

kerja. Pembagian jadwal *shift* kerja yang ada di unit produksi dan teknik:

Tabel VI.2 *Production Unit Schedule*

No	Group	Date									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1.	I	E	E	N	N	H	H	M	M	E	E
2.	II	M	M	E	E	N	N	H	H	M	M
3.	III	H	H	M	M	E	E	N	N	H	H
4.	IV	N	N	H	H	M	M	E	E	N	N

No	Group	Date									
		11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
1.	I	N	N	H	H	M	M	E	E	N	N
2.	II	E	E	N	N	H	H	M	M	E	E
3.	III	M	M	E	E	N	N	H	H	M	M
4.	IV	H	H	M	M	E	E	N	N	H	H

No	Group	Date										
		21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
1.	I	H	H	M	M	E	E	N	N	H	H	M
2.	II	N	N	H	H	M	M	E	E	N	N	H
3.	III	E	E	N	N	H	H	M	M	E	E	N
4.	IV	M	M	E	E	N	N	H	H	M	M	E

Keterangan:

M = *morning* (Shift 1) : jam kerja (07.00-15.00 WIB).

E = *evening* (Shift 2) : jam kerja (15.00-23.00 WIB).

N = *night* (Shift 3) : jam kerja (23.00-07.00 WIB).

H = *holiday* (hari libur kerja).

Setiap karyawan mendapatkan cuti tahunan maksimal 12 hari atau 12 kali cuti setiap tahun. Terdapat juga cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat atau perawatan total berdasarkan surat keterangan dokter, cuti hamil selama tiga bulan bagi tenaga kerja wanita (satu bulan sebelum melahirkan dan dua bulan setelah melahirkan), cuti besar diberikan setiap enam tahun sekali,

cuti alasan penting seperti ibadah haji, pernikahan diri sendiri, pernikahan saudara kandung, orang tua atau mertua meninggal dunia, mengkhitankan anak, membaptiskan anak, dan terkena bencana alam. Pengambilan waktu cuti diatur dengan mengajukan permohonan maksimal 1 hari sebelumnya untuk pertimbangan ijinnya.

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit ini meliputi :

1. Air

Berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk *electrostatic precipitator* dan *heat recovery steam generator*.

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

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai, dimana sebelum digunakan air sungai perlu diolah lebih dulu agar tidak mengandung zat-zat pengotor dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit ini digunakan untuk kepentingan :

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

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan 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, peralatan yang digunakan meliputi *electrostatic precipitator*, dan kation-anion exchanger.

VI.2.2 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk pabrik ini adalah tandan kosong kelapa sawit sebagai sumber energi yang digunakan untuk menjalankan peralatan proses.

VI.2.3 Unit Pemadam Kebakaran

Unit ini digunakan untuk mengantisipasi bila terjadi bahaya kebakaran di pabrik ini. Unit pemadam kebakaran yang digunakan adalah menggunakan *hydrant* dan *foam*.

VI.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu pada pra rencana Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah:

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*, IRR)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time*, POT)
3. Titik impas (*Break Event Point*, BEP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran total investasimodal (*Total Capital Investment*, TCI) yang meliputi:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI) :

- Biaya langsung (*direct cost*)
 - Biaya tidak langsung (*indirect cost*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*), yang terdiri:
 - a. Biaya pembuatan (*manufacturing cost*) :
 - Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost, DPC*)
 - Biaya tetap (*Fixed Cost, FC*)
 - Biaya tambahan *plant* (*plant overhead cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
 3. Biaya total

Perhitungan biaya total ini digunakan untuk mengetahui besarnya semua biaya yang dikeluarkan perusahaan. Selain itu juga untuk mengetahui besarnya nilai titik impas (BEP). Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost, FC*)
 - b. Biaya semi-variabel (*Semi Variable Cost, SVC*)
 - c. Biaya variabel (*Variable Cost, VC*)
 - d. Total penjualan (*Sales, S*)
4. Total Pendapatan

Total pendapatan dihitung untuk mengetahui besarnya pendapatan bersih yang didapatkan sehingga apabila pabrik ini mendapatkan laba yang sesuai maka pabrik yang sedang direncanakan ini layak untuk didirikan, akan tetapi apabila pabrik yang direncanakan mengalami kerugian maka pabrik ini tidak layak untuk didirikan. Analisa ekonomi dalam desain Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit ini dihitung dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Perhitungan analisa ekonomi secara lengkap dapat dilihat pada Appendix D.

VI.3.1 Biaya Peralatan

Harga peralatan tiap tahun cenderung naik, sehingga untuk menentukan harga sekarang dapat ditaksir

dari harga tahun sebelumnya berdasarkan FOB (*Free On Board*) dari *Gulf Coast USA* pada tahun 2014 yang diperoleh dari www.matche.com. Perhitungan harga peralatan secara total dapat dilihat pada Appendiks D.

VI.3.2 Perhitungan Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dihitung dengan menggunakan metode *discounted cash flow* yaitu nilai *cash flow* diproyeksikan dengan nilai pada masa sekarang. Berikut dasar perhitungan yang digunakan :

1. Modal
 - Modal sendiri = 60 %
 - Modal pinjaman = 40 %
2. Bunga bank = 10.5 % per tahun
3. Laju inflasi = 3.13 % per tahun
4. Masa konstruksi = 3 tahun
 - Tahun pertama menggunakan 50 % modal sendiri dan 50 % modal pinjaman.
 - Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan sisa modal pinjaman.
5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:
 - Pada awal masa konstruksi yaitu awal tahun ke (-2) dilakukan pembayaran sebesar 50 % dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
 - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman.
6. Pengembalian pinjaman dilakukan pada jangka waktu 10 tahun, sebesar 10% per tahun.
7. Umur pabrik, penyusutan investasi alat dan bangunan diperkirakan terjadi dalam waktu 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10% per tahun secara *straight line* dari *Fixed Capital Invesment (FCI)*.
8. Kapasitas produksi :

Tahun ke-1	= 60%
Tahun ke-2	= 80%
Tahun ke-3	= 100%

VI.3.2.1 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri dapat terpengaruh oleh inflasi. Untuk modal sendiri dan modal pinjaman dari bank, total pinjaman pada akhir masa konstruksi dapat dilihat pada Appendix D.

VI.3.3 Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return / IRR)

Internal rate of return berdasarkan metode *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* harga i , yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

$$\frac{\sum CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi.}$$

Keterangan:

n = tahun

i = *discount factor*

CF = *netcash flow* pada tahun ke- n

$1/(1+i)^n$ = *discount flow*

Dari hasil perhitungan pada Appendix D, didapatkan harga $i = 15,64\%$ yang mana lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $10,50\%$ per tahun. Dengan harga $i = 11,40\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman $10,50\%$ per tahun.

VI.3.4 Net Present Value (NPV)

Net Present Value (NPV) adalah selisih antara *present value* dari investasi dengan nilai sekarang dari penerimaan-penerimaan kas bersih di masa yang akan datang. Untuk menghitung nilai sekarang perlu ditentukan tingkat bunga yang relevan. NPV dapat dihitung dengan menggunakan rumus:

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} \quad \text{atau}$$

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} - CF_0$$

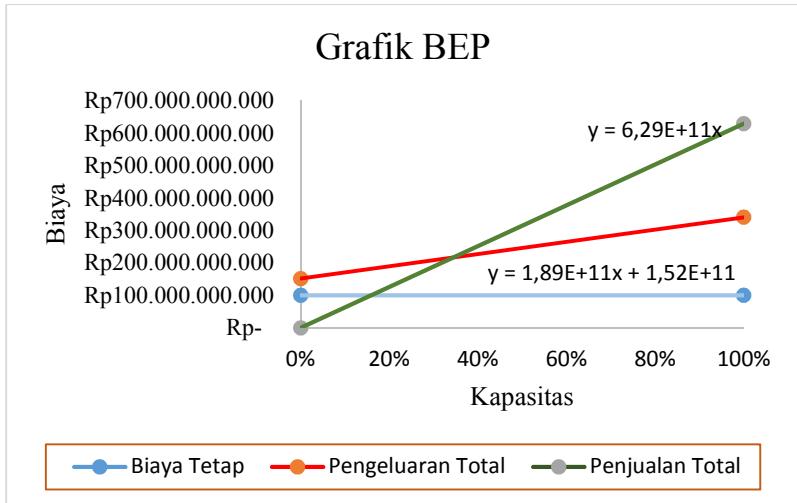
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan nilai NPV sebesar Rp 226,589,718,677. Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV>0). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak dilaksanakan.

VI.3.5 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time / POT)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 5,16 tahun. Nilai POT ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 10 tahun.

VI.3.6 Analisa Titik Impas (Break Even Point / BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi yang harus ditetapkan ketika biaya produksi total tepat sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC), biaya *variable* (VC), dan biaya *semi-variable* (SVC) tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa titik impas (BEP) = 29,66%.



Gambar VI.2 Grafik BEP Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit

BAB VII

KESIMPULAN

Untuk mengetahui kelayakan dari Pra Desain Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit, maka perlu dilakukan evaluasi terhadap seluruh hal yang direncanakan dan dirancang. Evaluasi dilakukan terhadap tinjauan secara teknis dan ekonomis.

Berdasarkan hasil – hasil yang telah diuraikan pada bab – bab sebelumnya, dapat dievaluasi bahwa :

- Secara Teknis
Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit dapat didirikan di Desa Bandar Kumbang, Kecamatan Bilah Barat, Kabupaten Labuhanbatu, Provinsi Sumatera Utara dengan kapasitas 13.8 ton/jam dan menghasilkan listrik 40 MW. Pabrik beroperasi secara kontinyu 24 jam/hari, selama 330 hari dalam setahun. Proses pembangkit yang dipilih adalah dengan proses gasifikasi.
- Secara Ekonomis
Berdasarkan analisa ekonomi dengan metode *Discounted Cash Flow* terhadap faktor ekonomi pra desain pabrik ini, maka diperoleh hasil sebagai berikut :
 1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*) sebesar 15.64% per tahun, dimana lebih besar dari suku bunga bank yang sebesar 10,50 % per tahun.
 2. *Net Present Value* (NPV) sebesar Rp 226,589,718,677. Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV>0).
 3. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*) adalah 5.16 tahun, dimana lebih kecil dari perkiraan umur pabrik yaitu 10 tahun.
 4. Titik Impas (*Break Even Point/BEP*) sebesar 29.66%.

Berdasarkan evaluasi – evaluasi yang telah ditinjau secara teknis dan ekonomis tersebut, maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aziz, Muhammad. 2014. *Integration of energy-efficient empty fruit bunch drying with gasification/combined cycle systems*. Elsevier.
- Basu, Prabir. 1991. *Design and Operations Circulating Fluidized Bed*. United States America: Butterworth-Heinemann.
- Bleier, Frank P. 1998. *Fan Handbook*. New York: McGraw-Hill.
- Brownell, Lloyd E dan Edwin H Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.
- Erawati Emi, Wahyudi Budi Setiawan dan Panut Mulyono. 2013. *Karakteristik Bio-Oil Hasil Pirolisis Amapas Tebu*. Yogyakarta: JKTI.
- Geankoplis, Christie J. 1997. *Transport Process and Unit Operations 3rd Edition*. New Delhi: Prentice-Hall of India.
- Graves. 1979. *Presurised FBC Technology*. United States America: Noyes Data Corporation.
- Hugot. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering 2nd edition*. New York: Elsevier Science.
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. International Edition. Tokyo: McGraw-Hill Book Company.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya: ITS Press.
- Ludwig Ernest. 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Volume 3, Third Edition*. USA: Gulf Publishing Company.
- Larson, Eric D. 2004. *Biomass Gasification Systems for Electric Power, Cogeneration, Liquid Fuels, and Hydrogen*. Stanford University.
- Mavendra, Dede. 2016. *Kalkulasi Efisiensi Daya Mesin PLTGU Dengan Pola Operasi 2-2-1 dan 3-3-1 PT*. Indonesia Power Unit Pembangkit Semarang. Universitas Sanata Dharma.
- McCabe, Warren L. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineer's Handbook. 7th edition* New York: McGraw-Hill International Book.

- Mujumdar, Arun S. 2006. *Handbook of Industrial Drying*. Philadelphia: Taylor and Francis Group, LLC.
- Oka, Simeon. 2004. *Fluidized Bed Combustion*. United States America: Marcel Dekker, Inc.
- Perry, Robert H dan Don Green. *Perry's Chemical Engineers Handbook 7th edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Peters, Max S, Klaus D Timmerhaus, dan Ronald E West. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th Edition*. Boston: McGraw-Hill Book Company.
- Polaco, Stella Luz. 2013. *Fluidized Bed Superheated Steam Dryer for Bagasse: Effects of Particle Size Distribution*. Journal of Sustainable Bioenergy Systems, Vol. 3, hal 265271.
- Powell, Sheppard T. 1954. *Water Conditioning for Industry*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Smith, Robin. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. England: John Wiley & Sons, Ltd.
- Ulrich, Gael D dan Palligarnai T Vasudevan. 2006. *How to Estimate Utility Costs*. New Hampshire: John Wiley & Sons.
- Yohana, Eflita. 2016. Analisis Efisiensi siklus *Combine Cycle Power Plant Gas Turbine Generator* Terhadap Beban Operasi PT. Krakatau Daya Listrik. Universitas Diponegoro.
- <http://konfrontasi.com> diakses pada tanggal 6 Januari 2019 pukul 14.00 WIB <http://www.pln.co.id> diakses pada tanggal 5 Januari 2019 pukul 13.00 WIB <http://www.siemens.com> diakses pada tanggal 1 Januari 2019 pukul 15.00 WIB <http://yokogawa.com> diakses pada tanggal 16 Januari 2019 pukul 10.00 WIB <https://www.alibaba.com/> diakses pada tanggal 16 Januari 2019 pukul 13.00 WIB <https://www.eco-star.it/> diakses pada tanggal 15 Januari 2019 pukul 12.00 WIB

BIODATA PENULIS



Magistra Dwinovia Indriani lahir di Padang, 11 November 1997. Penulis menempuh pendidikan formal di SDN 001 Limapuluh Pekanbaru (2003-2009), SMPN 4 Pekanbaru (2009-2012), SMAN 8 Pekanbaru (2012-2015). Setelah lulus dari jenjang SMA, penulis melanjutkan ke jenjang Strata I (S-1) Teknik Kimia di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis melaksanakan Kerja Praktik di PT. Lotte Chemical Titan Nusantara yang berlokasi di Cilegon,

Banten. Pada akhir studinya, Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dipilih penulis untuk menyelesaikan tugas akhir. Bersama partnernya, Fransiskus Budi Kurnia Agung., penulis berhasil menyelesaikan Pra Desain Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit dan skripsi yang berjudul “Simulasi Downdraft Gasifikasi Bagasse dengan Aspen Plus” dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng dan Dr. Tantular Nurtono, S.T., M. Eng

Nama : Magistra Dwinovia Indriani
Alamat : Jl. Thamrin III No. 4 Gobah, Pekanbaru, Riau
No. HP : +6285265828034
Email : magistradwin@gmail.com

BIODATA PENULIS



Fransiskus Budi Kurnia Agung lahir di Surabaya, 16 Mei 1997. Penulis menempuh pendidikan formal di SDK Santa Angela Surabaya (2003-2009), SMPK Angelus Custos 1 Surabaya (2009-2012), SMAK St. Louis 1 Surabaya (2012-2015). Setelah lulus dari jenjang SMA, penulis melanjutkan ke jenjang Strata I (S-1) Teknik Kimia di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis melaksanakan Kerja Praktik di PT.

Cheil Jedang Indonesia yang berlokasi di Jombang, Jawa Timur. Selama studinya, penulis aktif bekerja di Direktorat Hubungan Internasional ITS sebagai *part-time staff*. Penulis juga menjadi penerima beasiswa ikatan dinas PT. Chandra Asri Petrochemical, Tbk. Pada akhir studinya, Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dipilih penulis sebagai tempat untuk menyelesaikan tugas akhir. Bersama partnernya, Magistra Dwinovia Indriani, penulis berhasil menyelesaikan Pra Desain Pabrik Energi dari Pengolahan Limbah Tandan Kosong Pabrik Kelapa Sawit dan skripsi yang berjudul “Simulasi Downdraft Gasifikasi Bagasse dengan Aspen Plus” dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng dan Dr. Tantular Nurtono, S.T., M. Eng

Nama : Fransiskus Budi Kurnia Agung
Alamat : Jl. Darmo Indah Barat 2/31, F-15, Surabaya
No. HP : +6281242083672
Email : fransiskusbudi97@gmail.com

APPENDIKS A NERACA MASSA

Keterangan

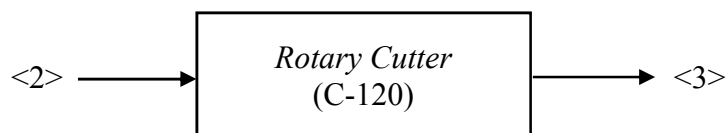
Kapasitas pabrik kelapa sawit	: 60.00 ton/jam
TKKS yang diolah sebanyak 23% dari massa TBS	
Kapasitas TKKS	: 13.80 ton/jam
	: 13,800 kg/jam
Waktu operasi dalam 1 tahun	: 330.00 hari
	: 7,920 jam
Waktu operasi dalam 1 hari	: 24.00 jam
Basis perhitungan	: 1.00 jam
Asumsi	: Tidak ada massa yang hilang
Satuan massa	: kg
Neraca massa total :	
$Acc = in - out + gen - cons$	
Acc = 0 (sistem kontinyu)	

Komposisi *Wet TKKS*

Tabel A.1 Komposisi *Wet TKKS*

Komponen	%Berat	Massa (kg)
C	0.1995	2,753.43
H ₂	0.0225	310.11
N ₂	0.0042	58.18
S	0.0001	1.68
O ₂	0.1591	2,195.30
H ₂ O	0.6000	8,280.00
Ash	0.0146	201.48
Total	1.0000	13,800.18

A.1. *Rotary Cutter* (C-120)



Keterangan :

Alira <2> = *wet* TKKS sebelum dihaluskan

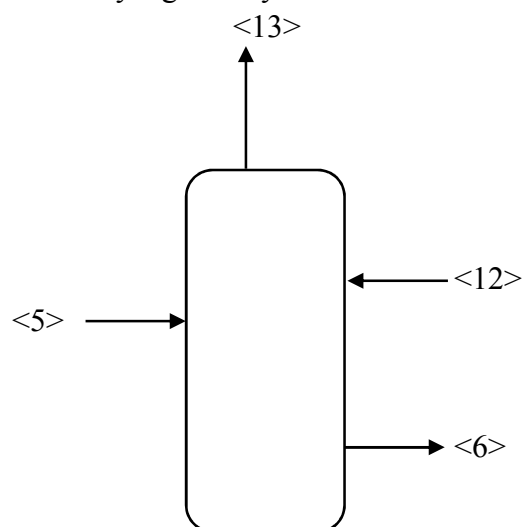
Alira <3> = *wet* TKKS setelah dihaluskan

Tabel A.2 Neraca Massa *Rotary Cutter*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.1995	2,753.43	0.1995	2,753.43
N ₂	0.0225	310.11	0.0225	310.11
H ₂	0.0042	58.18	0.0042	58.18
O ₂	0.1591	2,195.30	0.1591	2,195.30
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0001	1.68	0.0001	1.68
Ash	0.0146	201.48	0.0146	201.48
H ₂ O	0.6000	8,280.00	0.6000	8,280.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	13,800	1.0000	13,800

A.2. Fluidized Bed Dryer (B-130)

Moisture Content TKKS yang awalnya sebesar 50% berkurang menjadi 30% (wet basis)



Keterangan :

Alira <5> = *wet* TKKS sebelum proses pengeringan

Alira <12> = *flue gas* masuk

Alira <6> = *dry* TKKS setelah proses pengeringan

Alira <13> = *flue gas* keluar

Tabel A.4 Neraca Massa *Fluidized Bed Dryer* Arus Masuk

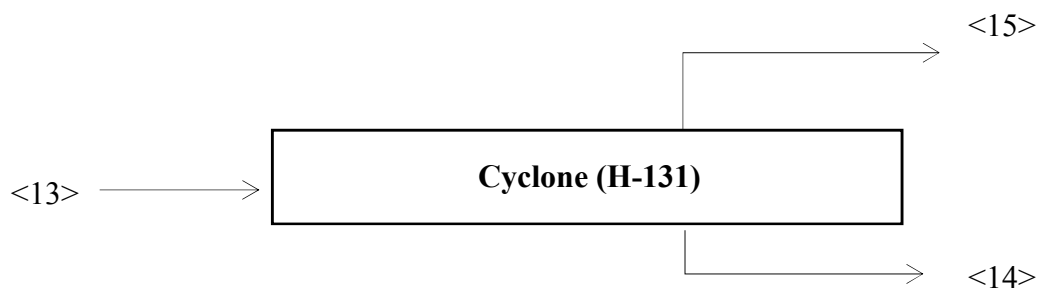
Komponen	Masuk			
	<5>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.1995	2,753.43	0.0000	0.00
N ₂	0.0225	310.11	0.7568	242,817.83

H ₂	0.0042	58.18	0.0000	0.72
O ₂	0.1591	2,195.30	0.2154	69,104.20
CO	0.0000	0.00	0.0000	6.06
CO ₂	0.0000	0.00	0.0257	8,250.54
S	0.0001	1.68	0.0000	1.35
Ash	0.0146	201.48	0.0000	0.00
H ₂ O	0.6000	8,280.00	0.0021	660.56
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.03
Total	1.0000	13,800.18	1.0000	320,841.29
Total Aliran	334,641.46			

Tabel A.4 Neraca Massa *Fluidized bed Dryer* Arus Keluar

Komponen	Masuk			
	<13>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0002	55.07	0.4737	2,698.36
N ₂	0.7382	242,824.03	0.0534	303.91
H ₂	0.0000	1.89	0.0100	57.01
O ₂	0.2102	69,148.11	0.3777	2,151.39
CO	0.0000	6.06	0.0000	0.00
CO ₂	0.0251	8,250.54	0.0000	0.00
S	0.0000	1.38	0.0003	1.65
Ash	0.0000	4.03	0.0347	197.45
H ₂ O	0.0263	8,654.56	0.0500	286.00
CH ₄	0.0000	0.03	0.0000	0.00
Total	1.0000	328,945.69	1.0000	5,695.77
Total Aliran	334,641.46			

A.3. Cyclone (H-131)



Keterangan :

Aliran <13> = *Flue gas* keluaran (keluaran *fluidized bed dryer*).

Aliran <15> = *Flue Gas* keluaran *Cyclone*.

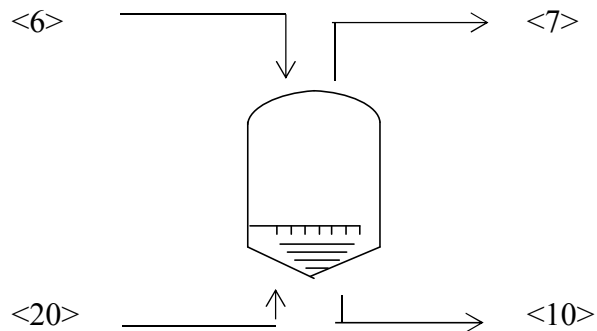
Aliran <14> = TKKS keluaran *Cyclone*.

Asumsi TKKS yang terikut udara pengering keluar *dryer* = 0.02
 = 116.24 kg

Tabel A.5 Neraca Massa *Cyclone* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<7>		<15>		<14>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0002	55.07	0.0000	1.10	0.4737	53.97
N ₂	0.7382	242,824.03	0.7384	242,817.95	0.0534	6.08
H ₂	0.0000	1.89	0.0000	0.75	0.0100	1.14
O ₂	0.2102	69,148.11	0.2102	69,105.08	0.3777	43.03
CO	0.0000	6.06	0.0000	6.06	0.0000	0.00
CO ₂	0.0251	8,250.54	0.0251	8,250.54	0.0000	0.00
S	0.0000	1.38	0.0000	1.35	0.0003	0.03
Ash	0.0000	4.03	0.0000	0.08	0.0347	3.95
H ₂ O	0.0263	8,654.56	0.0263	8,648.87	0.0500	5.70
CH ₄	0.0000	0.03	0.0000	0.03	0.0000	0.00
Total	1.0000	328,945.69	1.0000	328,831.80	1.0000	113.92
Total Aliran	328,945.69		328,945.71			

A.4. Fluidized Bed Gasifier (B-210)



Keterangan :

- Aliran <6> = TKKS kering
- Aliran <20> = Udara masuk.
- Aliran <7> = *Syn gas* keluar.
- Aliran <10> = Ash keluar.

Jenis-jenis reaksi yang terjadi pada Gasifier dibagi menjadi:

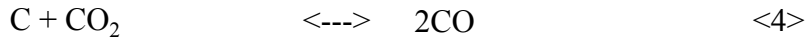
1. Zona Pembakaran



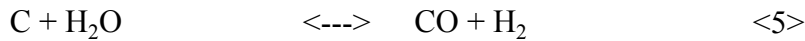


2. Zona Gasifikasi

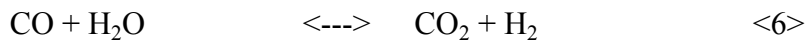
a) Boudouard Reaction



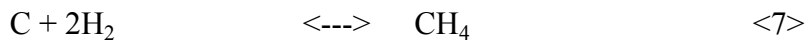
b) Water Gas Reaction



c) Shift Conversion



d) Metanasi



Zona Pembakaran

Perhitungan Konstanta Kesetimbangan Reaksi di Zona Pembakaran

Reaksi di Zona Gasifier merupakan reaksi kesetimbangan sehingga perlu dihitung konstanta kesetimbangan untuk memperoleh konversi maksimum

$$K = \exp\left(\frac{-\Delta G^\circ}{RT}\right) \quad 13.11a$$

$$\frac{\Delta G^\circ}{RT} = \frac{\Delta G_0^\circ - \Delta H_0^\circ}{RT_0} + \frac{\Delta H_0^\circ}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT - \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T} \quad 13.18$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] (\tau - 1) \quad 13.19$$

dimana, $\tau \equiv \frac{T}{T_0}$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT = (\Delta A)T_0(\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2}T_0^2(\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3}T_0^3(\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{3}\left(\frac{\tau - 1}{\tau}\right) \quad 4.8$$

Reaksi <1>



Konstanta	Komponen			Δ
	C	O ₂	CO	
A	1.77	3.64	3.38	-0.21
10³ B	0.77	0.51	0.56	-0.47

10^6 C				0.00
10^{-5} D	-0.87	-0.23	-0.03	0.95

Parameter	Komponen			Δ
	C	O ₂	CO	
$\Delta^{\circ}H_{f298}$			-110,525.00	-110,525
$\Delta^{\circ}G_{f298}$			-137,169.00	-137,169

Temperatur Operasi Gasifier

$$\text{Data } T = 1,400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1,673.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_0 = 25.00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298.15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\tau = 5.61$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^{\circ} / R) (dT / T) = -0.50$$

$$\int (\Delta C_p^{\circ} / R) dT = -666.13$$

$$R = 8.31 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta G^{\circ} / RT = -18.60$$

$$\ln K = 18.60$$

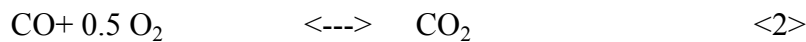
$$K = 119,305,039$$

Perhitungan Konversi Maksimum

$$K = X_{ae} / (1 - X_{ae})$$

$$X_{ae} = 1.00$$

Reaksi <2>



Konstanta	Komponen			Δ
	CO	O ₂	CO ₂	
A	3.38	3.47	5.46	0.35
10^3 B	0.56	1.45	1.05	-0.24
10^6 C				0.00
10^{-5} D	-0.03	0.12	-1.56	-1.59

Parameter	Komponen			Δ
	C	O ₂	CO ₂	
$\Delta^{\circ}H_{f298}$			-110,525.00	-110,525
$\Delta^{\circ}G_{f298}$			-137,169.00	-137,169

Temperatur Operasi Gasifier

$$\text{Data } T = 1,400 \text{ } ^\circ\text{C} = 1,673.15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_o = 25.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\tau = 5.61$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) (dT / T) = -0.59$$

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) dT = -282.7$$

$$R = 8.31 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta G^\circ / RT = -18.27$$

$$\ln K = 18.27$$

$$K = 86,008,461$$

Perhitungan Konversi Maksimum

$$K = X_{ae} / (1 - X_{ae})$$

$$X_{ae} = 1.00$$

Reaksi <3>



Konstanta	Komponen			Δ
	H ₂	O ₂	H ₂ O	
A	3.25	3.64	3.47	-1.60
10 ³ B	0.42	0.51	1.45	0.78
10 ⁶ C				0.00
10 ⁻⁵ D	0.08	-0.23	0.12	0.15

Parameter	Komponen			Δ
	H ₂	O ₂	H ₂ O	
$\Delta^\circ H_{f298}$			-241,818	-241,818
$\Delta^\circ G_{f298}$			-228,572	-228,572

Temperatur Operasi Gasifier

$$\text{Data } T = 1,400 \text{ } ^\circ\text{C} = 1,673.15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_o = 25.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\tau = 5.61$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) (dT / T) = -1.61$$

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) dT = -1,105.85$$

$$R = 8.31 \text{ J/mol.K}$$

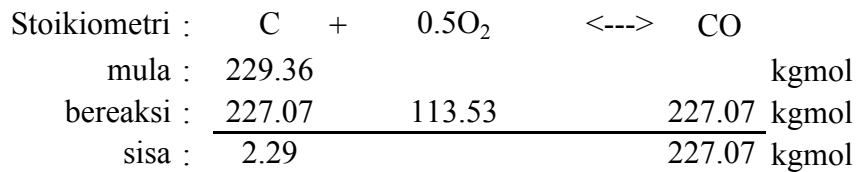
$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ}/RT &= -11.09 \\ \ln K &= 11.09 \\ K &= 65,641.10\end{aligned}$$

Perhitungan Konversi Maksimum

$$\begin{aligned}K &= X_{ae}/(1-X_{ae}) \\ X_{ae} &= 1.00\end{aligned}$$

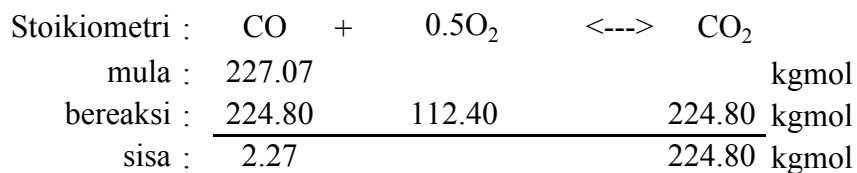
Reaksi <1>

Asumsi : Konversi C : 0.99 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)



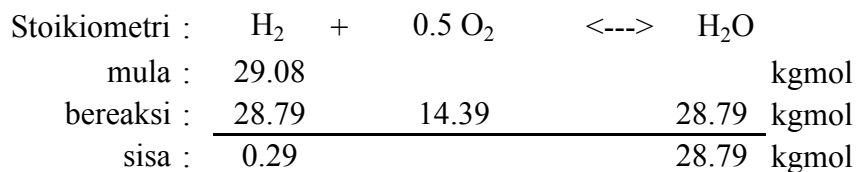
Reaksi <2>

Asumsi : Konversi C : 0.99 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)



Reaksi <3>

Asumsi : Konversi H₂ : 0.99 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)



Kebutuhan O₂ teoritis diperoleh dari reaksi (1), (2) dan (3)

Kebutuhan O₂ teoritis diperoleh dari ketiga reaksi = 240.32 kgmol

$$\% \text{ excess} = \frac{\text{O}_2 \text{ masuk} - \text{O}_2 \text{ teoritis}}{\text{O}_2 \text{ teoritis}} \times 100\% \quad , \text{ digunakan excess O}_2 = 0.47$$

$$\text{O}_2 \text{ masuk} = 353.92 \text{ kgmol}$$

$$\text{Excess O}_2 = 182.17 \text{ kgmol}$$

$$\text{Total Udara} = 1,685 \text{ kgmol} \quad (21\% \text{ O}_2 \text{ \& } 79\% \text{ N}_2)$$

Zona Gasifikasi

Perhitungan Konstanta Kesetimbangan Reaksi di Zona Gasifier

Reaksi di Zona Gasifier merupakan reaksi kesetimbangan sehingga perlu dihitung konstanta kesetimbangan untuk memperoleh konversi maksimum

$$K = \exp\left(\frac{-\Delta G^\circ}{RT}\right) \quad 13.11 \text{ a}$$

$$\frac{\Delta G^\circ}{RT} = \frac{\Delta G_0^\circ - \Delta H_0^\circ}{RT_0} + \frac{\Delta H_0^\circ}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT - \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T} \quad 13.18$$

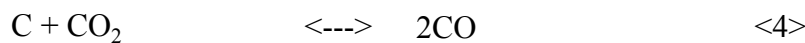
$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] (\tau - 1) \quad 13.19$$

dimana, $\tau \equiv \frac{T}{T_0}$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT = (\Delta A) T_0 (\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2} T_0^2 (\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^3 (\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{3} \left(\frac{\tau - 1}{\tau} \right) \quad 4.8$$

sumber : Smith Van Ness, pages 490

Reaksi <4>



Pada T = 1,400 °C

diperoleh

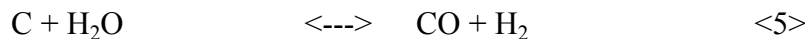
$$\log_{10} K = 2.00$$

$$K = 100$$

sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31

$$X_{ae} = 0.99$$

Reaksi <5>



Pada T = 1,400 °C

diperoleh

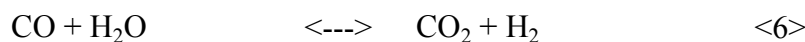
$$\log_{10} K = 2.00$$

$$K = 100$$

sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31

$$X_{ae} = 0.99$$

Reaksi <6>



Pada T = 1,400 °C

diperoleh

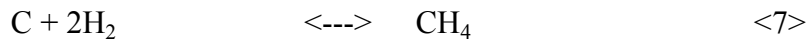
$$\log_{10}K = 0.20$$

$$K = 1.58$$

sumber : *Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 0.61$$

Reaksi <7>



Pada T = 1,400 °C

diperoleh

$$\log_{10}K = 2.00$$

$$K = 100$$

sumber : *Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31*

$$X_{ae} = 0.99$$

Reaksi <4>

Asumsi : Konversi : 0.90 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	C	+	CO ₂	⟨---⟩	2CO	
mula :	2.29		224.80			kgmol
bereaksi :	2.06		2.06		4.13	kgmol
sisa :	0.23		222.73		4.13	kgmol

Reaksi <5>

Asumsi : Konversi : 0.90 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	C	+	H ₂ O	⟨---⟩	CO	+	H ₂	
mula :	0.23		44.99					kgmol
bereaksi :	0.21		0.21		0.21		0.21	kgmol
sisa :	0.02		44.78		0.21		0.21	kgmol

Reaksi <6>

Asumsi : Konversi : 0.60 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	CO	+	H ₂ O	⟨---⟩	CO ₂	+	H ₂	
mula :	6.61		44.78					kgmol
bereaksi :	3.96		3.96		3.96		3.96	kgmol
sisa :	2.64		40.82		3.96		3.96	kgmol

Reaksi <7>

Asumsi : Konversi : 0.90 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	C	+	2H ₂	⟨---⟩	CH ₄	
mula :	0.02		4.46			kgmol

bereaksi : 0.02 0.04 0.02 kgmol
sisa : 0.00 4.42 0.02 kgmol

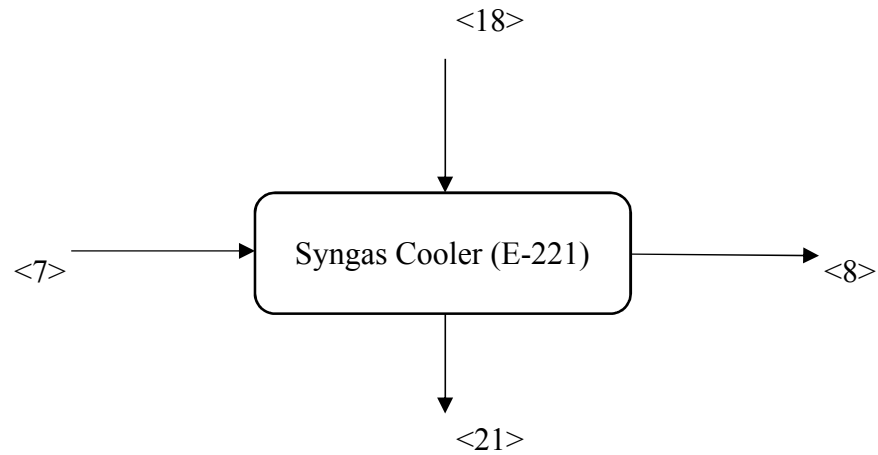
Tabel A.6 Neraca Massa Gasifier Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<6>		<20>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.4738	2,752.33	0.0000	0.00
N ₂	0.0534	309.99	0.7670	37,279.35
H ₂	0.0100	58.15	0.0000	0.00
O ₂	0.3777	2,194.42	0.2330	11,325.37
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0003	1.65	0.0000	0.00
Ash	0.0347	201.40	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0502	291.70	0.0000	0.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	5,809.63	1.0000	48,604.72
Total Aliran	54,414.35			

Tabel A.7 Neraca Massa Gasifier Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<7>		<10>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.03	0.0000	0.00
N ₂	0.6934	37,589.33	0.0000	0.00
H ₂	0.0002	8.84	0.0000	0.00
O ₂	0.1075	5,829.40	0.0000	0.00
CO	0.0014	73.98	0.0000	0.00
CO ₂	0.1840	9,974.61	0.0000	0.00
S	0.0000	1.65	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	1.0000	201.40
H ₂ O	0.0136	734.78	0.0000	0.00
CH ₄	0.0000	0.33	0.0000	0.00
Total	1.0000	54,212.95	1.0000	201.40
Total Aliran	54,414.35			

A.5. Syngas Cooler (E-221)



Keterangan :

Aliran <18> = *Process Air* masuk.

Aliran <21> = *Process Air* keluar.

Aliran <7> = *Syngas* masuk.

Aliran <8> = *Syngas* keluar.

Tabel A.8 Neraca Massa Syngas Cooler Arus Masuk

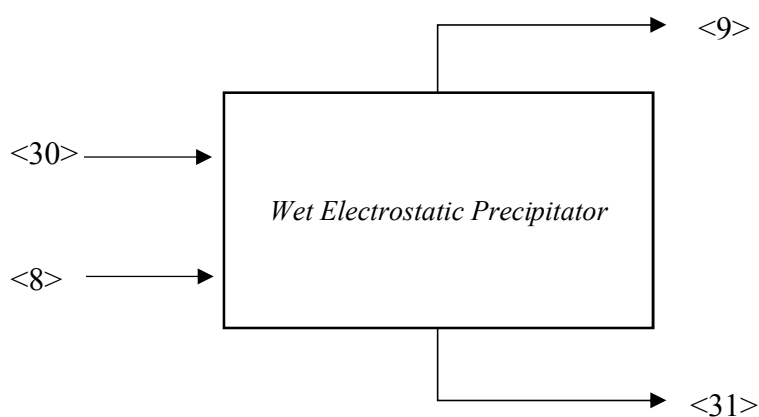
Komponen	Masuk			
	<7>		<18>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.03	0.0000	0.00
N ₂	0.6934	37,589.33	0.7670	259,072.35
H ₂	0.0002	8.84	0.0000	0.00
O ₂	0.1075	5,829.40	0.2330	78,701.25
CO	0.0014	73.98	0.0000	0.00
CO ₂	0.1840	9,974.61	0.0000	0.00
S	0.0000	1.65	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0136	734.78	0.0000	0.00
CH ₄	0.0000	0.33	0.0000	0.00
Total	1.0000	54,212.95	1.0000	337,773.60
Total Aliran	391,986.55			

Tabel A.9 Neraca Massa Syngas Cooler Arus Keluar

Komponen	Masuk			
	<8>		<21>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.03	0.0000	0.00
N ₂	0.6934	37,589.33	0.7670	259,072.35

H ₂	0.0002	8.84	0.0000	0.00
O ₂	0.1075	5,829.40	0.2330	78,701.25
CO	0.0014	73.98	0.0000	0.00
CO ₂	0.1840	9,974.61	0.0000	0.00
S	0.0000	1.65	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0136	734.78	0.0000	0.00
CH ₄	0.0000	0.33	0.0000	0.00
Total	1.0000	54,212.95	1.0000	337,773.60
Total Aliran	391,986.55			

A.6. Wet Electrostatic Precipitator (H-220)



Keterangan :

Aliran <30> = *Demin Water*

Aliran <8> = *Syn gas yang mengandung ash*

Aliran <9> = *Syn gas keluar Electrostatic Precipitator*

Aliran <31> = *Demin Water yang mengandung Ash keluar Electrostatic Precipitator*

Asumsi :

Efisiensi *Electrostatic Precipitator* = 0.99

Air yang dibutuhkan untuk spray ESP = 100 L/jam

Tabel A.10 Neraca Massa EP Arus Masuk

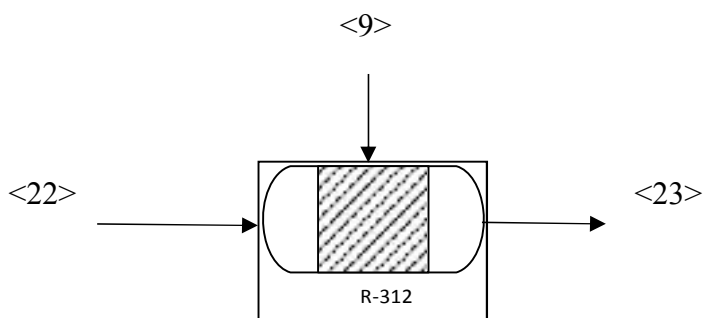
Komponen	Masuk			
	<30>		<8>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.03
N ₂	0.0000	0.00	0.6934	37,589.33
H ₂	0.0000	0.00	0.0002	8.84
O ₂	0.0000	0.00	0.1075	5,829.40

CO	0.0000	0.00	0.0014	73.98
CO ₂	0.0000	0.00	0.1840	9,974.61
S	0.0000	0.00	0.0000	1.65
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	100.00	0.0136	734.78
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.33
Total	1.0000	100.00	1.0000	54,212.95
Total Aliran	54,312.95			

Tabel A.11 Neraca Massa ESP Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<9>		<31>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0003	0.03
N ₂	0.6934	37,589.33	0.0000	0.00
H ₂	0.0002	8.84	0.0000	0.00
O ₂	0.1075	5,829.40	0.0000	0.00
CO	0.0014	73.98	0.0000	0.00
CO ₂	0.1840	9,974.61	0.0000	0.00
S	0.0000	1.65	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0136	734.78	0.9997	100.00
CH ₄	0.0000	0.33	0.0000	0.00
Total	1.0000	54,212.93	1.0000	100.03
Total Aliran	54,312.95			

A.7. Combustion Chamber (R-312)



Keterangan :

Aliran <9> = *Syn gas* masuk

Aliran <22> = Udara masuk

Aliran <23> = *flue gas* keluar

Konversi mak : 0.90
 Stoikiometri : $H_2 + 1/2 O_2 \rightleftharpoons H_2O$
 mula : 4.42 2,641.58 kgmol
 bereaksi : 3.98 1.99 3.98 kgmol
 sisa : 0.44 2,639.59 3.98 kgmol

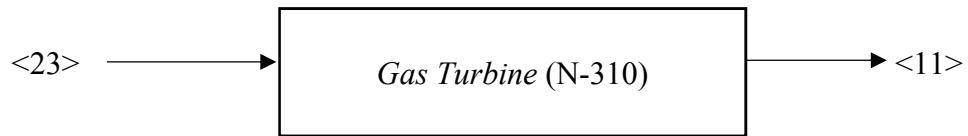
Konversi mak : 0.90
 Stoikiometri : $CO + 1/2 O_2 \rightleftharpoons CO_2$
 mula : 2.64 2,639.59 kgmol
 bereaksi : 2.38 1.19 2.38 kgmol
 sisa : 0.26 2,638.41 2.38 kgmol

Konversi mak : 0.90
 Stoikiometri : $CH_4 + 2 O_2 \rightleftharpoons CO_2 + 2 H_2O$
 mula : 0.02 2,638.41 kgmol
 bereaksi : 0.02 0.04 0.02 0.04 kgmol
 sisa : 0.00 2,638.37 0.02 0.04 kgmol

Tabel A.12 Neraca Massa Combustion Chamber

Komponen	Masuk				Keluar	
	<9>		<22>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.6934	37,589.33	0.7670	259,072.35	0.7568	296,661.68
H ₂	0.0002	8.84	0.0000	0.00	0.0000	0.88
O ₂	0.1075	5,829.40	0.2330	78,701.25	0.2154	84,427.77
CO	0.0014	73.98	0.0000	0.00	0.0000	7.40
CO ₂	0.1840	9,974.61	0.0000	0.00	0.0257	10,080.06
S	0.0000	1.65	0.0000	0.00	0.0000	1.65
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0136	734.78	0.0000	0.00	0.0021	807.04
CH ₄	0.0000	0.33	0.0000	0.00	0.0000	0.03
Total	1.0000	54,212.93	1.0000	337,773.60	1.0000	391,986.52
Total aliran	391,986.52				391,986.52	

A.8. Gas Turbine (N-310)



Keterangan :

Aliran <23> = *Flue gas* masuk

Aliran <11> = *Flue gas* keluar

Tabel A.13 Neraca Massa *Gas Turbine*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<23>		<11>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.7568	296,661.68	0.7568	296,661.68
H ₂	0.0000	0.88	0.0000	0.88
O ₂	0.2154	84,427.77	0.2154	84,427.77
CO	0.0000	7.40	0.0000	7.40
CO ₂	0.0257	10,080.06	0.0257	10,080.06
S	0.0000	1.65	0.0000	1.65
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0021	807.04	0.0021	807.04
CH ₄	0.0000	0.03	0.0000	0.03
Total	1.0000	391,986.52	1.0000	391,986.52
Total aliran		391,986.52		391,986.52

A.9. HRSG (Heat Recovery Steam Generator) (E-330)



Keterangan :

Aliran <11> = *hot flue gas* masuk HRSG

Aliran <32> = *air demin* masuk HRSG

Aliran <12> = *flue gas* keluar HRSG

Aliran <9> = *steam* keluar HRSG

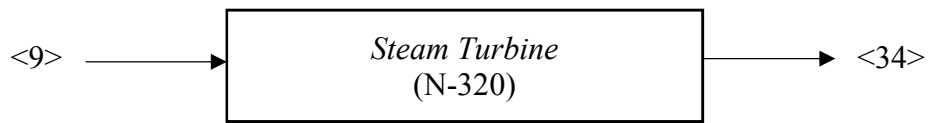
Tabel A.14 Neraca Massa HRSG Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<32>		<11>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.7568	296,661.68
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.88
O ₂	0.0000	0.00	0.2154	84,427.77
CO	0.0000	0.00	0.0000	7.40
CO ₂	0.0000	0.00	0.0257	10,080.06
S	0.0000	0.00	0.0000	1.65
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,000.00	0.0021	807.04
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.03
Total	1.0000	46,000.00	1.0000	391,986.52
Total Aliran	437,986.52			

Tabel A.15 Neraca Massa HRSG Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<9>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.7568	296,661.68
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.88
O ₂	0.0000	0.00	0.2154	84,427.77
CO	0.0000	0.00	0.0000	7.40
CO ₂	0.0000	0.00	0.0257	10,080.06
S	0.0000	0.00	0.0000	1.65
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,000.00	0.0021	807.04
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.03
Total	1.0000	46,000.00	1.0000	391,986.52
Total Aliran	437,986.52			

A.10. Steam Turbine (N-320)



Keterangan :

Aliran <9> = *Steam* masuk turbin

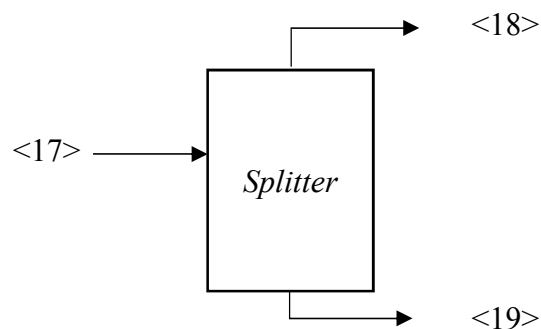
Aliran <34> = *Steam* sisa keluar turbin

Tabel A.16 Neraca Massa *Gas Turbine*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<9>		<34>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
O ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,000.00	1.0000	46,000.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	46,000.00	1.0000	46,000.00
Total aliran		46,000.00		46,000.00

A.11. Splitter

Membagi udara untuk kompressor menuju *gasifier* dan *combustion chamber*.



Keterangan :

Aliran <17> = Udara masuk

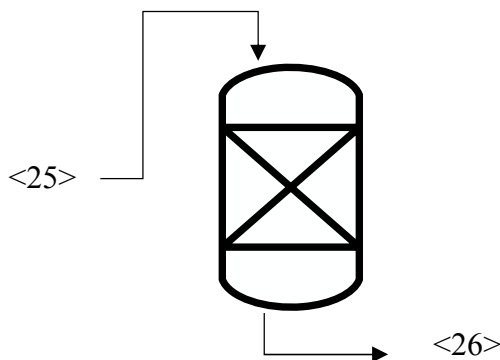
Aliran <18> = Udara untuk kompressor *combustion chamber*

Aliran <19> = Udara untuk kompressor *gasifier*

Tabel A.17 Neraca Massa *Splitter* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<17>		<18>		<19>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.7670	296,351.70	0.7670	259,072.35	0.7670	37,279.35
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
O ₂	0.2330	90,026.62	0.2330	78,701.25	0.2330	11,325.37
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	386,378.32	1.0000	337,773.60	1.0000	48,604.72
Total Aliran	386,378.32		386,378.32			

A.12. Tangki Reaktor *Carbon Filter* /Unit *Demin Water* (R-230)



Keterangan :

Aliran <25> = Air Masuk tangki *Carbon Filter*

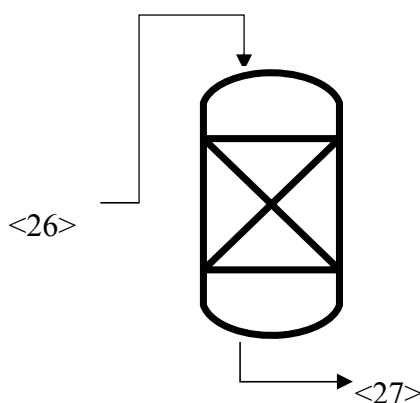
Aliran <26> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

Tabel A.18 Neraca Massa Reaktor *Carbon Filter*/ Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<25>		<26>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
O ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00

CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
Total aliran		46,100.00		46,100.00

A.13. Tangki Reaktor *Cation Exchanger* /Unit *Demin Water* (R-240)



Keterangan :

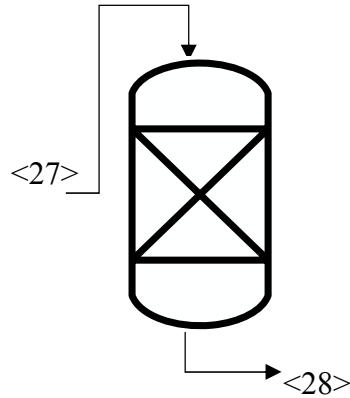
Aliran <26> = Air Masuk reaktor *Cation Exchanger*

Aliran <27> = Air keluar *Cation Exchanger*

Tabel A.19 Neraca Massa Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<26>		<27>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
O ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
Total aliran		46,100.00		46,100.00

A.14. Tangki Reaktor *Anion Exchanger* /Unit *Demin Water* (R-250)



Keterangan :

Aliran <27> = Air Masuk reaktor *AnionExchanger*

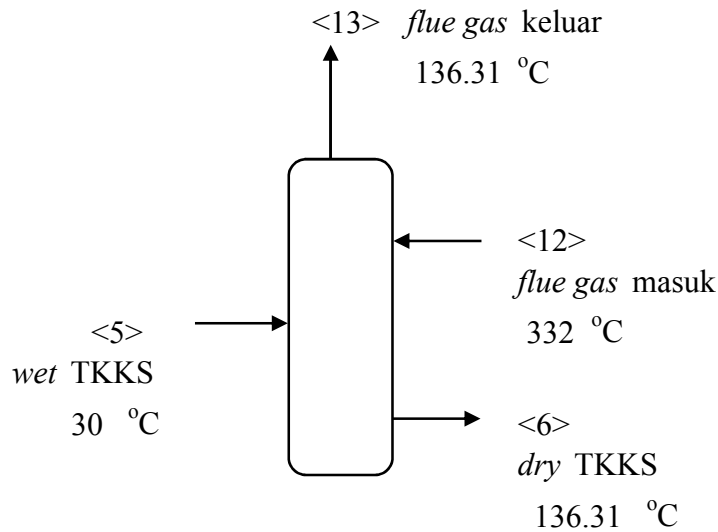
Aliran <28> = Air keluar *Anion Exchanger*

Tabel A.19 Neraca Massa Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<27>		<28>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0000	0.00
N ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
O ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO	0.0000	0.00	0.0000	0.00
CO ₂	0.0000	0.00	0.0000	0.00
S	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Ash	0.0000	0.00	0.0000	0.00
H ₂ O	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
CH ₄	0.0000	0.00	0.0000	0.00
Total	1.0000	46,100.00	1.0000	46,100.00
Total aliran		46,100.00		46,100.00

**APPENDIKS B
NERACA ENERGI**

B.1 Fluidized Bed Dryer (B-130)



Udara awal yang masuk ke dalam *Air Heater* memiliki suhu (T) = 30 °C

Kemudian dipanaskan sampai suhu (T) = 332 °C

Menghitung *Wet bulb temperature* (T_w):

Saat nilai RH = 70 % (untuk daerah Gempolkrep)

Udara pada T_d = 332 °C dan *Humidity* (H) = 0.0021 kg H₂O/ kg dry air

T_w = 80 °C ("*Humidity Chart*")

H_w = 0.047 ("*Humidity Chart*")

Keterangan :

X_{in} = Kandungan moisture TKKS masuk (kg H₂O/kg dry TKKS)

X_{out} = Kandungan moisture TKKS keluar (kg H₂O/kg dry TKKS)

H_{in} = *Humidity* udara masuk *dryer*

Moisture Content 5%

X_{in} = (0.6 / 1 - 0.6) = 1.5 kg H₂O/ kg dry TKKS

X_{out} = 0.05 kg H₂O/ kg dry TKKS

H_{in} = 0.0021 kg H₂O/ kg dry air

Laju alir dry TKKS (F) = 13,800 kg dry TKKS/hr

Menghitung Laju alir Udara (G)

Kecepatan fluidisasi optimum untuk ukuran partikel rata-rata ±2.2 mm adalah 1.8 m/s.

(Polaco, 2013)

NTU = 1.5 to 2

(Mc Cabe, 4ed hal 743)

NTU = $\ln \frac{T_c - T_w}{T_c - T_w}$

(Mc Cabe, 4ed hal 794)

$$1.5 = \ln \frac{332 - 80}{T_{G2} - 80}$$

$$T_{G2} = 136.31 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung Humidity udara keluaran

$$F x (X_{in} - X_{out}) = G x (H_{out} - H_{in})$$

$$H_{out} = \frac{F}{G} (X_{in} - X_{out}) + H_{in}$$

$$H_{out} = \frac{13,800}{320,841} x 1.45 + 0.002$$

$$H_{out} = 0.0643 \text{ kg H}_2\text{O/ kg dry air}$$

Persamaan Neraca panas pada *fluidized bed*

$$F \hat{H}_{sin} + G \hat{H}_{gin} + Q_h = F \hat{H}_{sout} + G \hat{H}_{gout} + Q_c \text{ (Arun, hal 192)}$$

$$\hat{H}_{sin} = (C_{ps} + X_{in} C_1) x T_{sin}$$

$$\hat{H}_{sout} = (C_{ps} + X_{out} C_1) x T_{sout}$$

$$\hat{H}_{gin} = (C_{pg} + H_{in} C_1) T_{gin} + Y_{in} \lambda$$

$$\hat{H}_{gout} = (C_{pg} + H_{out} C_1) T_{gout} + Y_{out} \lambda$$

Keterangan :

\hat{H}_{gin} = Enthalpi udara masuk (kJ / kg dry air)

\hat{H}_{gou} = Enthalpi udara keluar (kJ / kg dry air)

\hat{H}_{sin} = Enthalpi solid (TKKS) masuk (kJ / kg dry solid)

\hat{H}_{sou} = Enthalpi solid (TKKS) keluar (kJ / kg dry solid)

Q_h = Laju panas input dari *immersed tubes* (0 kJ/kg)

Q_w = Laju *heat loss* dari dinding (0 kJ/kg)

T_{sin} = Suhu TKKS masuk $^\circ\text{C}$

T_{sout} = Suhu TKKS keluar $^\circ\text{C}$

T_{gin} = Suhu udara masuk $^\circ\text{C}$

T_{gou} = Suhu udara keluar $^\circ\text{C}$

C_{ps} = *Specific heat* TKKS (1.0700 kJ/kg $^\circ\text{C}$)

C_{pg} = *Specific heat* udara kJ/kg $^\circ\text{C}$)

C_1 = *Specific heat liquid* H₂O (4.2 kJ/kg $^\circ\text{C}$)

λ_0 = Panas laten udara (2406.9 kJ/kg)

$$C_{pg} = 1.005 + 1.88 H \quad (\text{Geankoplis, Pers. 9.3-6 hal 562})$$

$$C_{pgin} = 1.005 + 1.88 x 0.0021 = 1.0089 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{pgout} = 1.005 + 1.88 x 0.0643 = 1.1259 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_{sin} = 1.07 + 1.5 x 4.2 x 30 = 221.1 \text{ kJ/kg dry solid}$$

$$\hat{H}_{sout} = 1.07 + 0.05 x 4.2 x 136.31 = 176.0 \text{ kJ/kg dry solid}$$

$$\hat{H}_{gin} = 1.0089 + 0.00 x 4.2 x 332 + 0.00 x 2406.90$$

$$\begin{aligned}
 &= 343.16 \text{ kJ/kg dry air} \\
 \hat{H}_{gout} &= 1.1259 + 0.06 \times 4.2 \times 136.3 + 0.06 \times 2406.90 \\
 &= 345 \text{ kJ/kg dry air}
 \end{aligned}$$

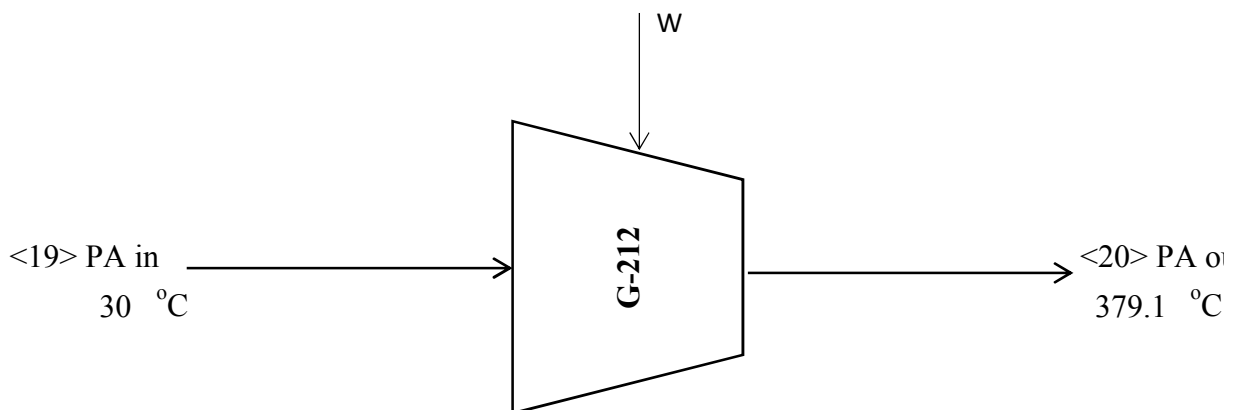
Persamaan Neraca panas

$$\begin{aligned}
 \mathbf{F \hat{H}_{sin} + G \hat{H}_{gin} + Q_h = F \hat{H}_{sout} + G \hat{H}_{gout} + Q_w} \\
 13,800 \times 221.10 + G \times 343.16 &= 13,800 \times 175.98 + G \times 345.10 \\
 -1.941 G &= -622,612.57 \\
 G &= 320,841 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.1 Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<5>	3051180.00	<6>	2428567.43
<12>	110099766.62	<13>	110722379.19
Total	113150946.62	Total	113150946.62

B.2. Compressor (G-212)



$$P_{in} = 1.2 \text{ bar} \quad P_{out} = 30 \text{ bar}$$

$$T_{in} = 30 \text{ °C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ °C} = 298 \text{ K}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ atm} = 1.013 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi	Massa	Kgmol	Fraksi mol
N ₂	0.767	37,279.35	1,331	0.79
O ₂	0.233	11,325.37	354	0.21
Total	1.000	48,604.72	1,685	1.00

a. Energi Masuk

i. Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1.0168$$

$$R = 8.314 \text{ J/gmol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N2	3.28	0.000593	0	4,000.00
O2	3.639	0.000506	0	-22,700.00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	Hig	Hig*Fraksi
N2	29.120	145.601	115.024
O2	29.431	147.157	30.903
Total			145.927

J/gmol

ii. Menghitung H^R

Properties of	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N ₂	0.0380	126.2	34.00	2.402	0.035
O ₂	0.0220	154.6	50.43	1.961	0.024

Properties of	Bo	B1	dBo/dTr	dB1/dTr	HR/RTc
N ₂	-0.021	0.1347	0.07	0.008	-0.006
O ₂	-0.061	0.1288	0.12	0.022	-0.007

Komponen	H^R *fraksi
N ₂	-5.339
O ₂	-1.854
Total	-7.19279

J/gmol

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H^{ig} + H^R \\
 &= 145.927 + -7.1927897 \\
 &= 233,812,731 \text{ J} \\
 &= 233,813 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Tout

Kompresor bekerja secara isentropis. Isentropis berarti $\Delta S = 0$

$$\Delta S = 0$$

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

i. Menghitung ΔS^{ig} pada aliran input

Komponen	(Cpig)/R	ΔS^{ig}	ΔS^{ig} *fraksi
N2	3.503	-0.924	-0.730
O2	3.540	-0.919	-0.193
Total			-0.923

$$\Delta S^{ig} = -1,555,641 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran input

Komponen	SR	SR*Fraksi
N2	-0.049	-0.039
O2	-0.046	-0.010
Total		-0.048

$$SR = -81,126.04 \text{ J/K}$$

$$S_{in} = \text{##### J/K}$$

karena isentropis sehingga nilai entropi keluar sama dengan entropi masuk

$$S_{out} = \text{##### J/K}$$

Dari nilai ΔS_{out} yang sudah diketahui, maka nilai T_{out} dapat dicari menggunakan persamaan(6.79) dan (5.18) Smith Van Ness 6ed dengan cara goal seek.

Dari hasil goal seek tersebut diperoleh nilai T_{out}

$$T_{out} = 463 \text{ } ^\circ\text{C} = 736 \text{ K}$$

$$\tau = 2.4693$$

i. Menghitung ΔS^{ig} pada aliran output

Komponen	(C _{pig})s/R	ΔS_{ig}	ΔS_{ig} *fraksi
N2	3.588	-1.204	-0.951
O2	3.766	0.133	0.028
Total			-0.923

$$\Delta S_{ig} = -1555641.25 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran output

Komponen	SR	SR*Fraksi
N2	-0.049	-0.04
O2	-0.046	-0.01
Total		-0.05

$$SR = -81,126.04 \text{ J/K}$$

$$S_{out} = \text{##### J/K}$$

$$\Delta S = 0 \text{ J/K}$$

c. Energi Keluar (Isentropis)

$$T_{out} = 463 \text{ } ^\circ\text{C} = 736 \text{ K}$$

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

i. Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2.4693$$

$$R = 8.314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N2	3.28	0.000593	0	4,000.00
O2	3.639	0.000506	0	-22,700.00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	Hig	Hig*Fraksi
N2	29.971	13,129.49	10,372.29
O2	31.571	13,830.11	2,904.32
Total			13,276.62

ii. Menghitung H^R

Properties of	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N ₂	0.0380	126.2	34	5.834	0.882
O ₂	0.0220	154.6	50.43	4.762	0.595

Properties of	Bo	B1	dBo/dTr	dB1/dTr	HR/RTc
N ₂	0.058	0.1389	0.01	0.000	0.020
O ₂	0.048	0.1388	0.01	0.000	-0.003

Komponen	H^R *fraksi
N ₂	16.818
O ₂	-0.687
Total	16.131

J/gmol

$$\begin{aligned}
 H_{\text{udara out}} &= H^{\text{ig}} + H^R \\
 &= 13,277 + 16.131 \\
 &= 22,402,573,379 \text{ J}
 \end{aligned}$$

d. Kerja Kompresor

Asumsi: $h = 80\%$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{is}} &= H_{\text{out}} \\
 233,812,731 + W_{\text{is}} &= 22,402,573,379 \\
 W_{\text{is}} &= 22,168,760,648 \text{ J}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{kompresor}} &= 17,735,008,518 \text{ J} \\
 W_{\text{kompresor}} &= 17,735,009 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung T_2 sebenarnya

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{kompresor}} &= H_{\text{out}} \\
 233,812,731 + 17,735,008,518 &= H_{\text{out}} \\
 H_{\text{out}} &= 17,968,821,249 \text{ J}
 \end{aligned}$$

$$T = 379 \text{ }^{\circ}\text{C} = 652 \text{ K}$$

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

i. Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2.1878$$

$$R = 8.314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N ₂	3.28	0.000593	0	4,000.00
O ₂	3.639	0.000506	0	-22,700.00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	H _{ig}	H _{ig} *Fraksi
N ₂	29.784	10,547.60	8,332.61
O ₂	31.283	11,078.66	2,326.52
Total			10,659.13

ii. Menghitung H^{R}

Properties of	ω	T _c (K)	P _c (bar)	T _r	Pr
N ₂	0.0380	126.2	34	5.169	0.882
O ₂	0.0220	154.6	50.43	4.219	0.595

Properties of	B ₀	B ₁	dB ₀ /dT _r	dB ₁ /dT _r	H _R /RT _c
N ₂	0.053	0.1388	0.01	0.000	0.008
O ₂	0.041	0.1386	0.02	0.000	-0.014

Komponen	H ^R *fraksi
N ₂	6.608
O ₂	-3.789
Total	2.819

J/gmol

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Syn Gas out}} &= H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \\ &= 10,659.13 + 2.819 \\ &= 17,968,821,249 \text{ Joule} \\ &= 17,968,821 \text{ kJ} \end{aligned}$$

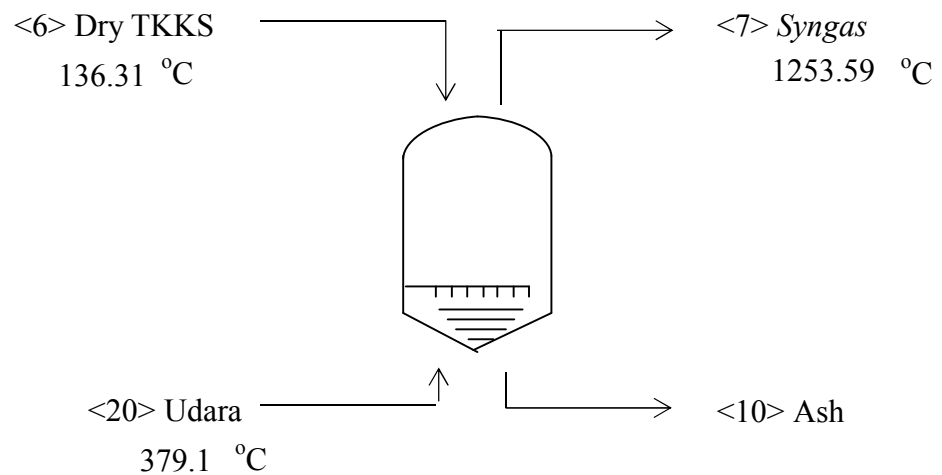
$$\text{Selisih} = 0$$

Jadi dari trial (Goal Seek) diperoleh nilai T₂ sebenarnya sebesar 379.14 °C

Tabel B.2 Neraca Energi Kompresor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<19>	233,812.73	<20>	17,968,821.25
W	17,735,008.52		
Total	17,968,821.25	Total	17,968,821.25

B.3. Fluidized Bed Gasifier (B-210)



a. Energi Masuk

i. TKKS

$T = 136.31 \text{ }^\circ\text{C} = 409 \text{ K}$

$P = 1 \text{ bar}$

$T_{ref} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

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

Komponen	Massa (kg)	Kgmol	Fraksi mol
C	2,752.33	229.361	0.6413
N ₂	309.99	11.071	0.0310
H ₂	58.15	29.0763	0.0813
O ₂	2,194.42	68.5756	0.1917
CO	0.00	0	0.0000
CO ₂	0.00	0	0.0000
Ash	201.40	3.35666	0.0094
H ₂ O	291.70	16.2053	0.0453
CH ₄	0.00	0	0.0000
Total	5,807.98	357.646	1.0000

Specific heat capacity TKKS = 1.4 kJ/Kg.K

$$\begin{aligned} \text{Massa TKKS} &= 5,808 \quad \text{kg} \\ \text{Entalpi TKKS} &= 882,138.46 \quad \text{kJ} \\ &= 882,138,460 \quad \text{J} \end{aligned}$$

ii. Udara

Energi udara masuk ke *gasifier* sama dengan energi udara keluar dari kompresor.

$$T = 379 \text{ }^\circ\text{C} = 652 \text{ K}$$

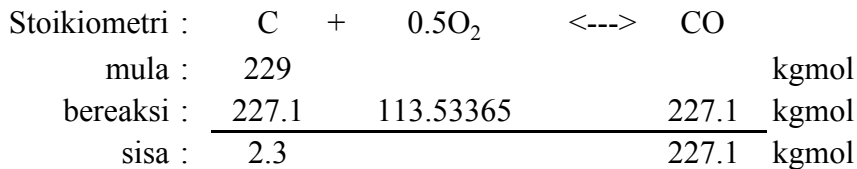
$$P = 30 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Energi (J)
Udara	1	1,685.3	48,604.72	17,968,821,249

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H \text{ TKKS} + \Delta H \text{ udara} \\ &= 882,138,460 + 17,968,821,249 \\ &= 18,850,959,709 \text{ J} \end{aligned}$$

b. Energi Reaksi

Reaksi <1>

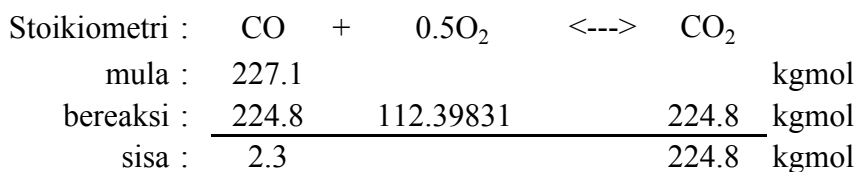


Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^* \text{mol}$
C	0	0
O ₂	0	0
CO	-110525	-25,096,613,533
Total		-25,096,613,533

$$\Delta H_{\text{Reaksi 1}} = -25,096,613,533 \text{ J}$$

Reaksi <2>

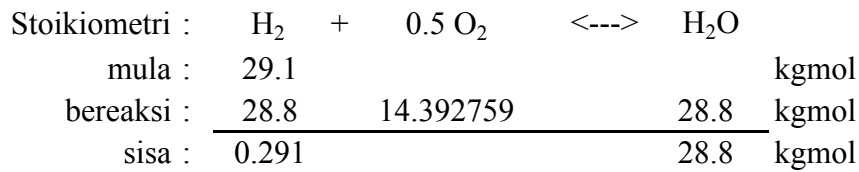


Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^* \text{mol}$
CO	-110,525	-24,845,647,398
O ₂	0	0
CO ₂	-393,509	-88,459,496,601
Total		-63,613,849,203

$$\Delta H_{\text{Reaksi 2}} = -63,613,849,203 \quad \text{J}$$

Reaksi <3>

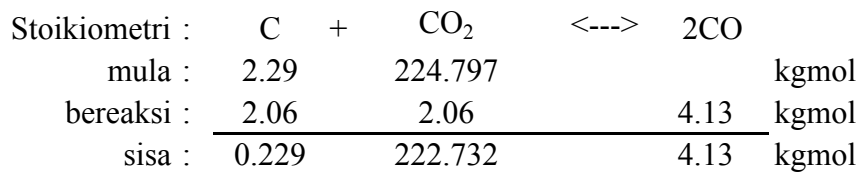


Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^* \text{mol}$
H ₂	0	0
O ₂	0	0
H ₂ O	-241,818	-6,960,856,398
Total		-6,960,856,398

$$\Delta H_{\text{Reaksi 3}} = -6,960,856,398 \quad \text{J}$$

Reaksi <4>

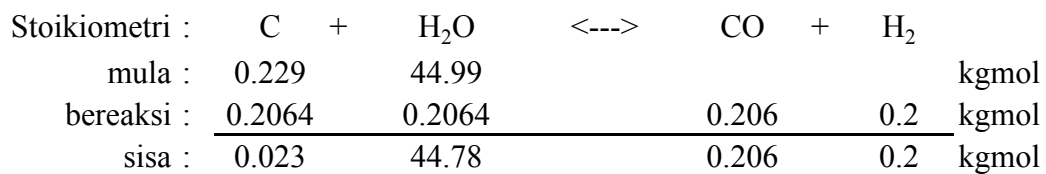


Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^* \text{mol}$
C	0	0
CO ₂	-393,509	-812,300,244
CO	-110,525	-456,302,064
Total		355,998,180

$$\Delta H_{\text{Reaksi 4}} = 3.56\text{E}+08 \quad \text{J}$$

Reaksi <5>



Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^*$ mol
C	0	0
H ₂ O	-241,818	-49,917,237
CO	-110,525	-22,815,103
H ₂	0	0
Total		27,102,134

$$\Delta H_{\text{Reaksi 5}} = 27,102,134 \text{ J}$$

Reaksi <6>

Stoikiometri :	CO	+	H ₂ O	<---->	CO ₂	+	H ₂	
mula :	6.61		44.78					kgmol
bereaksi :	3.96		3.96		4.0		3.96	kgmol
sisa :	2.64		40.82		4.0		4.0	kgmol

Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^*$ mol
CO	-110,525	-438,050
H ₂ O	-241,818	-958,410,952
CO ₂	-393,509	-1,559,616,469
H ₂	0	0
Total		-600,767,467

$$\Delta H_{\text{Reaksi 6}} = -6.01E+08 \text{ J}$$

Reaksi <7>

Stoikiometri :	C	+	2H ₂	<---->	CH ₄	
mula :	0.023		4.461			kgmol
bereaksi :	0.0206		0.0413		0.0	kgmol
sisa :	0.0023		4.419		0.0	kgmol

Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^*$ mol
C	0	0
H ₂	0	0
CH ₄	-74,520	-1,538,278
Total		-1,538,278

$$\Delta H_{\text{Reaksi 8}} = -1,538,278 \text{ J}$$

$$\Delta H_{\text{Reaksi total}} = -95,890,524,565 \text{ J}$$

c. Energi Keluar

i. Syn Gas

$T = 1,253.6 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1,526.7 \text{ K}$

$P = 30 \text{ bar}$

$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$

Komponen	dari gasifier		
	Fraksi mol	kgmol	massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.03
N ₂	0.7461	1,342.48	37,589.33
H ₂	0.0025	4.42	8.84
O ₂	0.1012	182.17	5,829.40
CO	0.0015	2.64	73.98
CO ₂	0.1260	226.70	9,974.61
H ₂ O	0.0227	40.82	734.78
CH ₄	0.0000	0.02	0.33
Total	1	1,799.25	54,211.30

$t = 5.1207$

$R = 8.314 \text{ J/mol.K}$

Heat Capacities	A	B	C	D
C	1.771	0.00077	0	-86,700
N ₂	3.28	0.00059	0	4,000
H ₂	3.249	0.00042	0	8,300
O ₂	3.639	0.00051	0	-22,700
CO	3.376	0.00056	0	-3,100
CO ₂	5.457	0.00105	0	-115,700
H ₂ O	3.47	0.00145	0	12,100
CH ₄	1.702	0.00908	-2E-06	0

Komponen	(Cp)H	Hig	Hig*Fraksi
C	18.989	23,330.21	0.0297
N ₂	31.842	39,120.18	29,188.84
H ₂	30.365	37,306.27	91.63
O ₂	33.679	41,377.19	4,189.33
CO	32.237	39,605.92	58.16
CO ₂	51.184	62,883.82	7,923.04
H ₂ O	40.070	49,230.08	1,116.93
CH ₄	65.798	80,838.17	0.9274
Total			42,568.85 J/mol

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Syn Gas out}} &= 76,591,836,139 \text{ J} \\ \text{asumsi n} &= 80\% \\ \Delta H_{\text{Syn Gas out}} &= 61,273,468,911 \text{ J} \\ Q_{\text{loss}} &= 15,318,367,228 \text{ J} \end{aligned}$$

ii. Slag

$$\begin{aligned} T &= 1,253.6 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1,526.7 \text{ K} \\ P &= 30 \text{ bar} \\ T_{\text{ref}} &= 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Fraksi mol	kgmol	Massa (kg)
Ash	1	3.3567	201.40
Total	1	3.3567	201.40

Komponen	Cp	Hig	Hig*massa
Ash	1.8095	2223	447,728,717

J/mol

$$\Delta H_{\text{Slag}} = 447,728,717 \text{ J}$$

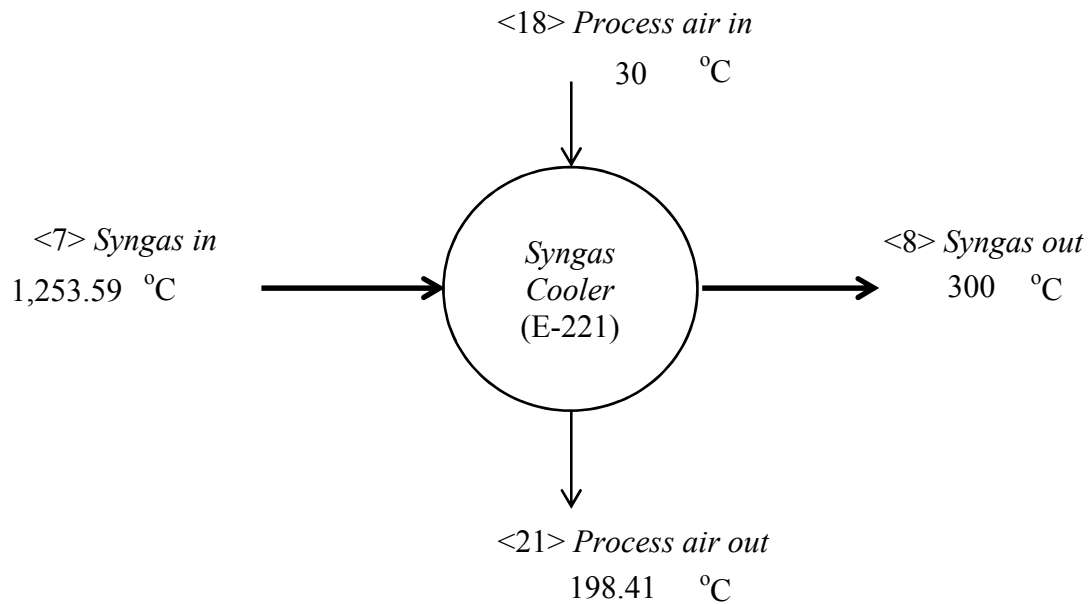
$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H_{\text{syngas}} + \Delta H_{\text{Slag}} + Q_{\text{loss}} \\ &= 61,273,468,911 + 447,728,717 + 15,318,367,228 \\ &= 77,039,564,856 \text{ J} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{Reaksi Total}} + \Delta H_{\text{out}} \\ &= 18,850,959,709 + -95,890,524,565 + 77,039,564,856 \\ &= 0.00 \text{ J} \end{aligned}$$

Tabel B.3. Neraca Energi *Fluidized Bed Gasifier* B-210

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<6>	882,138	<7>	61,273,469
<20>	17,968,821	<10>	447,729
		Reaksi	-95,890,525
		Qloss	15,318,367
Total	18,850,960	Total	-18,850,960

B.4. Syngas Cooler (E-221)



$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298 \text{ K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11.18	0.011	-489100	0	K
N ₂	29	0.0022	5.723E-06	-3E-09	C
H ₂	28.84	8E-05	3.288E-06	-9E-10	C
O ₂	29.1	0.0116	-6.076E-06	1E-09	C
CO	28.95	0.0041	3.548E-06	-2E-09	C
CO ₂	36.11	0.0423	-2.887E-05	7E-09	C
H ₂ O	33.46	0.0069	7.604E-06	-4E-09	C
CH ₄	34.31	0.0547	3.661E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

Perhitungan Cp

Syngas in

$$T_{in} = 1253.6 \text{ } ^\circ\text{C} = 1527 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
C	0.0000	0.0011004
N ₂	0.6934	974.22215
H ₂	0.0002	0.2161049
O ₂	0.1075	160.01208
CO	0.1840	261.23242
CO ₂	0.0014	3.0832763
H ₂ O	0.0136	23.857846
CH ₄	0.0000	0.0175633
Total	1.0000	1422.6425

Syngas out

$$T_{out} = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 573.15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
C	0.0000	0.000186
N ₂	0.6934	201.0492
H ₂	0.0002	0.046361
O ₂	0.1075	32.51941
CO ₂	0.0014	0.398304
CO	0.1840	76.07509
H ₂ O	0.0136	4.632451
CH ₄	0.0000	0.002587
Total	1.0000	314.7236

Process air in

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

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
N2	0.767	3.980833
O2	0.233	1.2238271
Total	1	5.2046601

Process air out

$$T_{out} = 198.406 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{goal seek})$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
N2	0.767	139.2963
O2	0.233	43.73032
tot	1	183.0266

Energi Masuk

$$\begin{aligned} \langle 7 \rangle \text{ Syngas in} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 54,212.95 \times 1,422.64 \\ &= 77,125,652.17 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \langle 18 \rangle \text{ PA in} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 337,773.60 \times 5.20 \\ &= 1,757,996.77 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Entalpi} &= 78,883,648.94 \text{ kJ/jam} \\ \text{Masuk} & \end{aligned}$$

Energi Keluar

$$\begin{aligned} \langle 8 \rangle \text{ Syngas out} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 54,212.95 \times 314.72 \\ &= 17,062,096.64 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

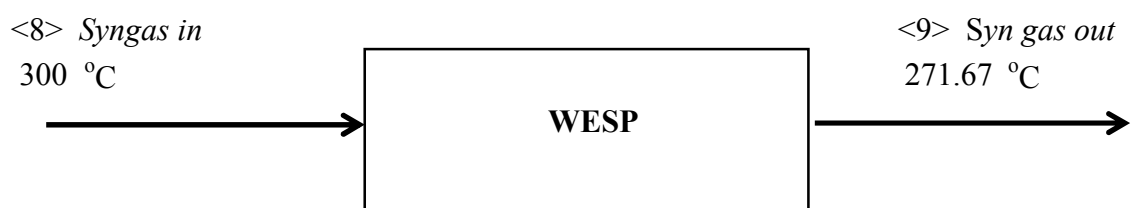
$$\begin{aligned} \langle 21 \rangle \text{ PA out} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 337,773.60 \times \# \\ &= 61,821,552.30 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Entalpi} &= 78,883,648.94 \text{ kJ/jam} \\ \text{Keluar} & \end{aligned}$$

Tabel B.4 Neraca Energi Syngas Cooler

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
$\langle 7 \rangle$	77,125,652.17	$\langle 8 \rangle$	17,062,096.64
$\langle 18 \rangle$	1,757,996.77	$\langle 21 \rangle$	61,821,552.30
Total	78,883,648.94	Total	78,883,648.94

B.5 Wet Electrostatic Precipitator (H-220)



Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11.18	0.01095	-489100	0	K
N ₂	29	0.0022	5.72E-06	-3E-09	C
H ₂	28.84	7.7E-05	3.29E-06	-9E-10	C
O ₂	29.1	0.01158	-6.1E-06	1E-09	C
CO	28.95	0.00411	3.55E-06	-2E-09	C
CO ₂	36.11	0.04233	-2.9E-05	7E-09	C
H ₂ O	33.46	0.00688	7.6E-06	-4E-09	C
CH ₄	34.31	0.05469	3.66E-06	-1E-08	C

(Appendix G Himmelblau Ed. 8)

Perhitungan Cp

Syngas in

$$T_{in} = 300.00 \text{ C} = 573 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
C	0.0000	0.0001856
N ₂	0.6934	201.04923
H ₂	0.0002	0.046361
O ₂	0.1075	32.51941
CO	0.0014	0.3983042
CO ₂	0.1840	76.075086
H ₂ O	0.0000	0
CH ₄	0.0136	5.7553614
Total	1.0000	315.84394

Syngas out

$$T_{out} = 271.67 \text{ C} = 544.82 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
C	0.0000	0.000165
N ₂	0.6934	179.9801
H ₂	0.0002	0.041559
O ₂	0.1075	29.04367
CO ₂	0.0014	0.356376
CO	0.1840	67.50645
H ₂ O	0.0000	0
CH ₄	0.0136	5.069834
Total	1.0000	281.9982

$$T_{reff} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi yang dimiliki syngas aliran } \langle 23 \rangle &= \text{massa syngas} \times \text{Cp} \times (T_{17} - T_{reff}) \\ &= 54,212.95 \times 315.84 \\ &= 17,122,832.68 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi yang dimiliki syngas aliran } \langle 29 \rangle &= \text{massa syngas} \times \text{Cp} \times (T_{17} - T_{reff}) \\ &= 54,212.93 \times 282.00 \\ &= 15,287,945.96 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

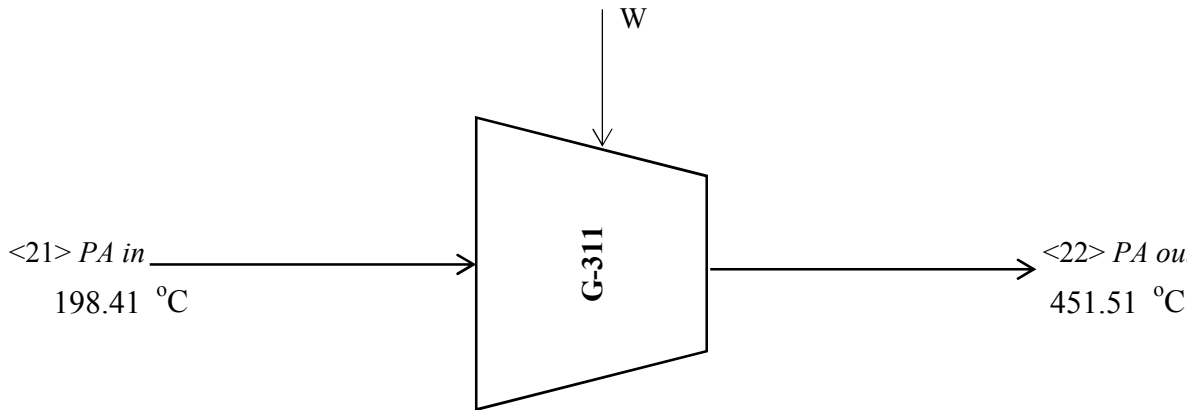
Tabel B.5 Neraca Energi Wet Electrostatic Presipitator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle 8 \rangle$	17122832.68	$\langle 9 \rangle$	15287945.96
		<i>Q Loss</i>	1834886.72
Total	17122832.68	Total	17122832.68

B.6 Gas Turbin (N-310)

HHV 8.2 MJ/kg Hv Water = 41 kJ/mol
 LHV 5.99 MJ/kg = 2.26 MJ/kg

Compressor (G-311)



$P_{in} = 1.2 \text{ bar}$ $P_{out} = 10 \text{ bar}$
 $T_{in} = 198.4 \text{ °C} = 472 \text{ K}$

$T_{ref} = 25 \text{ °C} = 298 \text{ K}$
 $P_{ref} = 1 \text{ atm} = 1.013 \text{ bar}$

Komponen	Fraksi	Massa	Kgmol	Fraksi mol
N ₂	0.7670	37,279.35	1,331	0.79
O ₂	0.2330	11,325.37	354	0.21
Total	1.0000	48,604.72	1,685	1.00

a. Energi Masuk

i. Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1.5816$$

$$R = 8.314 \text{ J/gmol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N2	3.28	0.000593	0	4,000.00
O2	3.639	0.000506	0	-22,700.00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	H_{ig}	$H_{ig} * \text{Fraksi}$
N2	29.120	145.601	115.024
O2	29.431	147.157	30.903
Total			145.927

J/gmol

ii. Menghitung H^R

Properties of	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N ₂	0.0380	126.2	34.00	2.402	0.035
O ₂	0.0220	154.6	50.43	1.961	0.024

Properties of	B ₀	B ₁	dB ₀ /dTr	dB ₁ /dTr	HR/RTc
N ₂	-0.021	0.1347	0.07	0.008	-0.006
O ₂	-0.061	0.1288	0.12	0.022	-0.007

Komponen	H^R *fraksi
N ₂	-5.339
O ₂	-1.854
Total	-7.19279

J/gmol

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H_{ig} + HR \\
 &= 145.93 + -7.19 \\
 &= 233,812,731.15 \text{ J} \\
 &= 233,812.73 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Tout

Kompresor bekerja secara isentropis. Isentropis berarti $\Delta S = 0$

$$\Delta S = 0$$

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

i. Menghitung ΔS^{ig} pada aliran input

Komponen	(C _{pig})s/R	ΔS_{ig}	ΔS_{ig} *fraksi
N ₂	3.503	11.941	9.434
O ₂	3.540	12.084	2.538
Total			11.971

$$\Delta S_{ig} = 20175654.4 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran input

Komponen	SR	SR*Fraksi
N ₂	-0.049	-0.039
O ₂	-0.046	-0.010
Total		-0.048

$$SR = -81,126.04 \text{ J/K}$$

$$S_{in} = 20,094,528 \text{ J/K}$$

karena isentropis sehingga nilai entropi keluar sama dengan entropi masuk

$$S_{out} = 20,094,528 \text{ J/K}$$

Dari nilai ΔS_{out} yang sudah diketahui, maka nilai T_{out} dapat dicari menggunakan persamaan(6.79) dan (5.18) Smith Van Ness 6ed dengan cara goal seek.

Dari hasil goal seek tersebut diperoleh nilai T_{out}

$$T_{out} = 556 \text{ }^\circ\text{C} = 829 \text{ K (goal seek)}$$

$$\tau = 2.7812$$

i. Menghitung ΔS^{ig} pada aliran output

Komponen	(Cp _{ig})s/R	ΔS_{ig}	$\Delta S_{ig} \cdot \text{fraksi}$
N2	3.607	11.64	9.195
O2	3.793	13.22	2.776
Total			11.971

$$\Delta S_{ig} = 20175654.4 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran output

Komponen	SR	SR*Fraksi
N2	-0.049	-0.04
O2	-0.046	-0.01
Total		-0.05

$$SR = -81,126 \text{ J/K}$$

$$S_{out} = 20,094,528 \text{ J/K}$$

$$\Delta S = 0 \text{ J/K}$$

c. Energi Keluar (Isentropis)

$$T_{out} = 556 \text{ }^\circ\text{C} = 829 \text{ K}$$

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

i. Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2.7812$$

$$R = 8.314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N2	3.28	0.000593	0	4,000.00
O2	3.639	0.000506	0	-22,700.00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	H_{ig}	$H_{ig} \cdot \text{Fraksi}$
N2	29.971	15,917.05	12,574.47
O2	31.571	16,766.42	3,520.95
Total			16,095.42

ii. Menghitung H^R

Properties of	ω	T_c (K)	P_c (bar)	T_r	P_r
N_2	0.0380	126.2	34	5.834	0.882
O_2	0.0220	154.6	50.43	4.762	0.595

Properties of	B_0	B_1	dB_0/dTr	dB_1/dTr	HR/RT_c
N_2	0.058	0.1389	0.01	0.000	0.020
O_2	0.048	0.1388	0.01	0.000	-0.003

Komponen	H^R *fraksi
N_2	16.818
O_2	-0.687
Total	16.131

J/gmol

$$\begin{aligned}
 \text{Hudara out} &= H^{ig} + H^R \\
 &= 16,095.42 + 16.131 \\
 &= 27,153,165,332 \text{ J}
 \end{aligned}$$

d. Kerja Kompresor

Asumsi: $h = 80\%$

$$\begin{aligned}
 H_{in} + W_{is} &= H_{out} \\
 233,812,731 + W_{is} &= 27153165332 \\
 W_{is} &= 26,919,352,601 \text{ J}
 \end{aligned}$$

$$W_{\text{kompresor}} = 21,535,482,081 \text{ J}$$

$$W_{\text{kompresor}} = 21,535,482 \text{ kJ}$$

e. Menghitung T_2 sebenarnya

$$\begin{aligned}
 H_{in} + W_{\text{kompresor}} &= H_{out} \\
 233,812,731 + 21,535,482,081 &= H_{out} \\
 H_{out} &= 21,769,294,812 \text{ J}
 \end{aligned}$$

$$T = 452 \text{ }^\circ\text{C} = 725 \text{ K (Goal Seek)}$$

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

i. Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2.4305$$

$$R = 8.314 \text{ J/mol.K}$$

Heat Capacities	A	B	C	D
N_2	3.28	0.000593	0	4,000.00
O_2	3.639	0.000506	0	-22,700.00

Komponen	<Cp>H	Hig	Hig*Fraksi
N2	29.945	12,771.99	10,089.87
O2	31.533	13,449.03	2,824.30
Total			12,914.17

ii. Menghitung H^R

Properties of	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
N ₂	0.0380	126.2	34	5.169	0.882
O ₂	0.0220	154.6	50.43	4.219	0.595

Properties of	Bo	B1	dBo/dTr	dB1/dTr	HR/RTc
N ₂	0.053	0.1388	0.01	0.000	0.008
O ₂	0.041	0.1386	0.02	0.000	-0.014

Komponen	H ^R *fraksi
N ₂	6.608
O ₂	-3.789
Total	2.819

J/gmol

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{Syn Gas out}} &= H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \\
 &= 12,914.17 + 2.82 \\
 &= 21,769,294,812 \text{ Joule} \\
 &= 21,769,294.81 \text{ kJ} \\
 \text{Selisih} &= 0
 \end{aligned}$$

Jadi dari trial (Goal Seek) diperoleh nilai T₂ sebenarnya sebesar 451.51 °C

Tabel B.6 Neraca Energi Kompresor (G-312)

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<a>	233,812.73		21,769,294.81
W	21,535,482.08		
Total	21,769,294.81	Total	21,769,294.81

B.7 Combustion Chamber & Gas Turbine

$$k = 1.3$$

$$T_{\text{Outlet GT}} = 632.9 \text{ } ^\circ\text{C} = 906 \text{ K}$$

$$m_f = 54,212.93 \text{ kg/jam}$$

$$m_a = 337,774 \text{ kg/jam}$$

$$m_g = 391,987 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu Inlet CC} = 451.51 \text{ C} = 725 \text{ K}$$

Q bahan bakar = 324,772.87 MJ/jam

T4 = Outlet Turbine

T3 = Inlet Turbine

$$T_4 = T_3 \left(1 - \eta_{GT} \left(1 - \left(\frac{P_3}{P_4} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \right) \right)$$

Efisiensi combustion chamber = 0.8

Enthalpy Inlet CC = 692.1 kJ/kg

Enthalpy Inlet GT = 1,259.2 kJ/kg

Enthalpy Outlet GT = 735.1 kJ/kg

T3 = 1180 K 907 C

Tabel B.7 Neraca Energi Combustion Chamber

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
	324,772,867.35	Flue Gas	558,545,973.46
Energi Aliran	233,773,106.11		
Total	558,545,973.46	Total	558,545,973.46

W = 54129 kW
= 54.13 MW

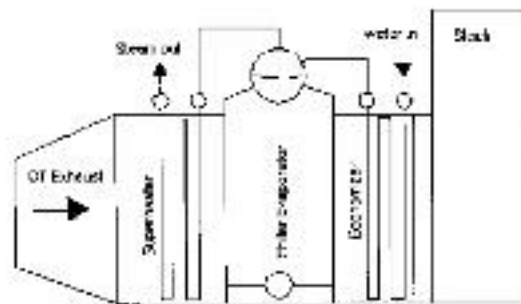
Tabel B.8 Neraca Energi Gas Turbine

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
	558,545,973.46	<e>	288,149,292.15
		Listrik	194,863,720.41
		Q loss	75,532,960.90
Total	558,545,973.46	Total	558,545,973.46

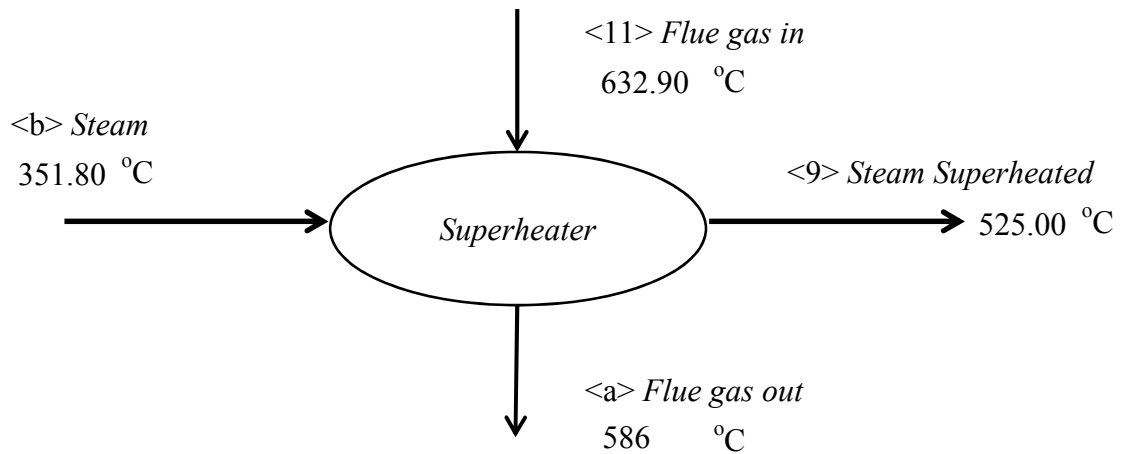
Efisiensi gas turbin = 0.6

Efisiensi Cycle = 0.6

B.8. Heat Recovery Steam Generator (HRSG) (E-330)



(Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators Design, Applications, and Calculations)



Mencari Suhu $T_{flue\ gas}$ keluar aliran <e>

$$T_2 = T_1 - \frac{p}{\alpha \times P \times C} \times [(1-x)r + c(T-t)]$$

(Hugot, Hal 979)

dimana T_2 = Suhu *flue gas* keluar (°C)

T_1 = Suhu *flue gas* masuk (°C)

p = Massa *steam* yang diubah menjadi *superheated* (kg/jam)

α = koefisien, umumnya 0.9

P = Massa *flue gas* yang melewati *superheater* (kg/jam)

C = *Specific heat flue gas* (kcal/kg)

x = faktor pengeringan *saturated steam* (0.98)

r = *Latent heat vaporisation* pada tekanan boiler (kcal/kg)

c = *mean specific heat superheated steam* (kcal/kg)

t = Suhu *saturated steam* (°C)

T = Suhu *superheated steam* (°C)

$$C = 0.3 + 6E-05 T_1 \quad (\text{Hugot, Hal 950})$$

$$C = 0.3 \quad \text{kcal/kg}$$

$$c = 0.5 + 0.0003 t \quad (\text{Hugot, hal 979})$$

$$c = 0.6$$

r didapat dari tabel 41.1 Hugot pada $P = 1 \text{ bar} = 1,01972 \text{ kg/cm} = 505 \text{ kcal/kg}$

$$T_2 = 633 - \frac{46,000}{0.9 \times 391,987 \times 0.31} \times (10.1 + 100.01)$$

$$= 586 \text{ °C}$$

Menghitung energi tiap aliran

Energi aliran = massa *steam* x C_p x ($T_d - T_{reff}$)

$$\begin{aligned}
 &= 46,000 \text{ kg/jam} \times 636.38 \text{ kJ/kg} \\
 &= 29,273,594.09 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

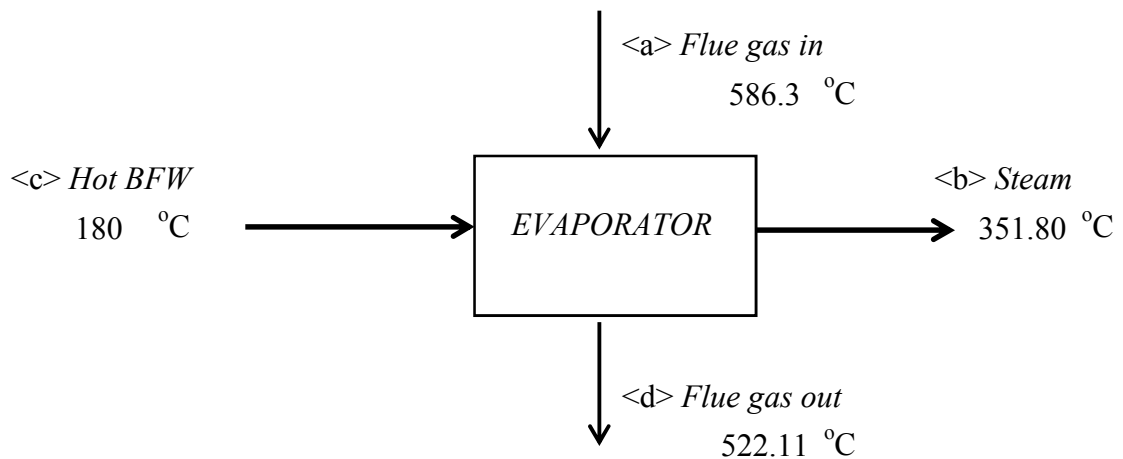
$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle 11 \rangle &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_b - T_{reff}) \\
 &= 391,987 \text{ kg/jam} \times 739.75 \text{ kJ/kg} \\
 &= 289,971,418.52 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle a \rangle &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_e - T_{reff}) \\
 &= 391,987 \text{ kg/jam} \times 679.49 \text{ kJ/kg} \\
 &= 266,351,056.55 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle 9 \rangle &= \text{massa } steam \times C_p \times (T_{16} - T_{reff}) \\
 &= 46,000 \text{ kg/jam} \times 998.58 \text{ kJ/kg} \\
 &= 45,934,822.23 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.9 Neraca Energi *Superheater*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<11>	289,971,418.52	<a>	266,351,056.55
	29,273,594.09	<9>	45,934,822.23
		<i>Q</i> Loss	6,959,133.83
Total	319,245,012.61	Total	319,245,012.61



Treff = 25°C

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle c \rangle &= \text{massa BFW} \times C_p \times (T_c - T_{reff}) \\
 &= 46,000 \text{ kg/jam} \times 449.2 \text{ kJ/kg} \\
 &= 20,663,876 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle a \rangle &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_c - T_{reff}) \\
 &= 391,987 \text{ kg/jam} \times 679.49 \text{ kJ/kg} \\
 &= 266,351,057 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Energi aliran } \langle d \rangle = \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_b - T_{reff})$$

$$\begin{aligned}
 &= 391,987 \text{ kg/jam} \times 597.54 \text{ kJ/kg} \\
 &= 234,226,806 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle b \rangle &= \text{massa steam} \times C_p \text{ steam} \times (T_d - T_{\text{reff}}) \\
 &= 46,000 \text{ kg/jam} \times 1,148 \text{ kJ/k} \\
 &= 52,788,127 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

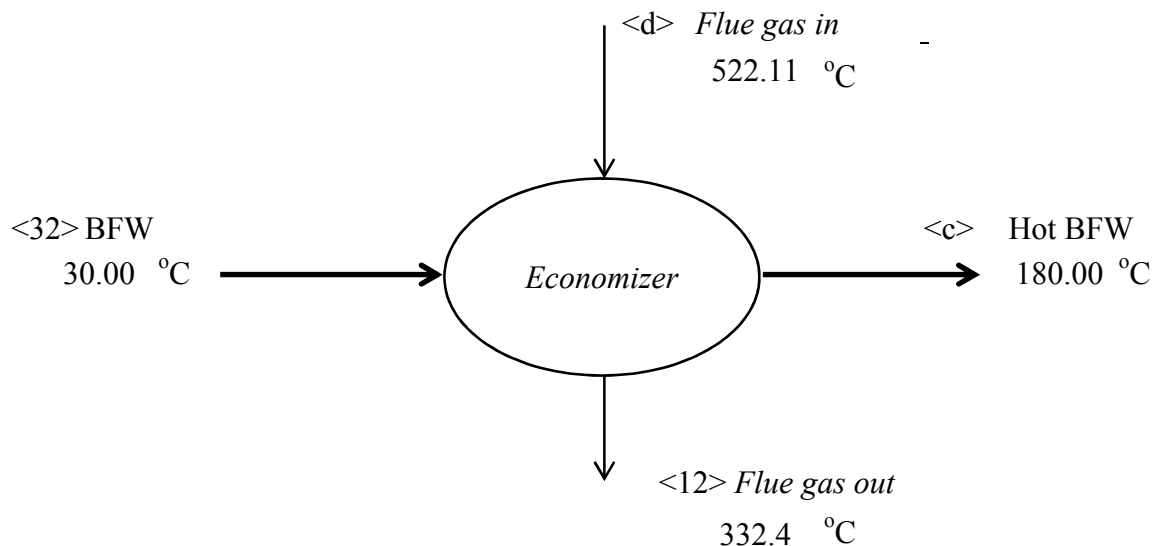
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{in}} &= Q_{\langle a \rangle} + Q_{\langle c \rangle} \\
 &= 266,351,057 + 20,663,876 \text{ kJ/jam} \\
 &= 287,014,933 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{out}} &= Q_{\langle b \rangle} + Q_{\langle d \rangle} \\
 &= 234,226,806 + 52,788,127 \text{ kJ/jam} \\
 &= 287,014,933 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari $T_{\text{flue gas}}$ keluar, $Q_{\text{in}} = Q_{\text{out}}$, Maka didapat $T = 522.11 \text{ } ^\circ\text{C}$

Tabel B.10 Neraca Energi *Evaporator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle a \rangle$	266,351,056.55	$\langle d \rangle$	234,226,806.06
$\langle c \rangle$	20,663,876.01	$\langle b \rangle$	52,788,126.50
Total	287,014,932.56	Total	287,014,932.56



$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in BFW}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{\text{out BFW}} = 180 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Energi yang dimiliki BFW pada stream } \langle 32 \rangle = 387,064.45 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Energi yang dimiliki BFW pada stream } \langle c \rangle = 20,663,876.01 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Energi yang dimiliki flue gas pada stream } \langle d \rangle = 162,163,001 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Massa flue gas} = 391,986.52 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{in} &= Q_{<29>} + Q_{} \\
 &= 387,064.45 + 162,163,001.49 \text{ kJ/jam} \\
 &= 162,550,065.95 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Energi yang dimiliki *flue gas* keluar dengan $T_{reff} = 25^\circ\text{C}$

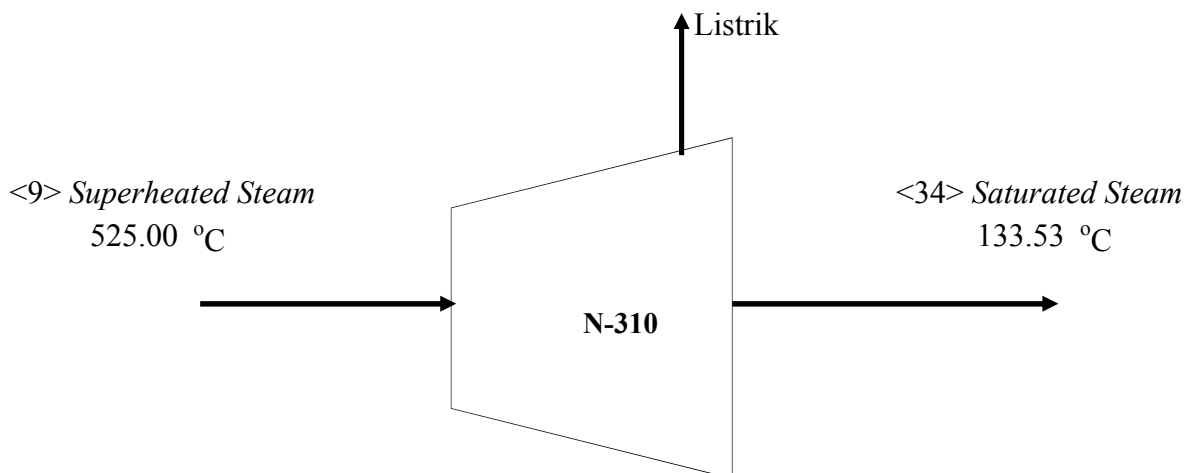
$$\begin{aligned}
 &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_{17} - T_{reff}) \\
 &= 391,986.52 \times 361.9670118 \\
 &= 141,886,189.94 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= Q_{<6>} + Q_{<a>} \\
 &= 141,886,189.94 + 20,663,876.01 \text{ kJ/jam} \\
 &= 162,550,065.95 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.11 Neraca Energi *Economizer*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<32>	387,064.45	<17>	141,886,189.94
<d>	162,163,001.49	<c>	20,663,876.01
Total	162,550,065.95	Total	162,550,065.95

B.9 Turbin (N-310)



Menghitung Energi yang dihasilkan turbin

Data

P Masuk Turbin (P_1)	=	113 bar
T Masuk Turbin (T_1)	=	525 °C
P Keluar Turbin (P_2)	=	3.00 bar
T Keluar Turbin (T_2)	=	133.53 °C
η_t	=	0.92

Perhitungan

$$\text{Pada } \eta \text{ isentropik } 100\% \quad = \quad S_1 = S_2$$

$$S_1 \text{ pada } T_1 \text{ dan } P_1 \quad = \quad 6.610 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H_1 \text{ pada } T_1 \text{ dan } P_1 \quad = \quad 3423.2 \text{ kJ/kg}$$

$$h_1 \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 \quad = \quad 561.4 \text{ kJ/kg}$$

$$H_v \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 \quad = \quad 2724.7 \text{ kJ/kg}$$

$$S_1 \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 \quad = \quad 1.672 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$S_v \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 \quad = \quad 6.991 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$S_2 = S_1 + x_2 (S_v - S_1)$$

$$x_2 = (S_1 - S_2) / (S_v - S_1)$$

$$x_2 = (6.610 - 1.67) / (6.99 - 1.67)$$

$$x_2 = 0.9283 \text{ (steam quality vapor } 0.9077 \text{ dan liquid } 1 - 0.9077)$$

$$H_2' = h_1 + x_2 (H_v - h_1)$$

$$H_2' = 2569.5 \text{ kJ/Kg}$$

$$(\Delta H)_s = H_2' - H_1$$

$$(\Delta H)_s = -853.68 \text{ kJ/kg}$$

$$(\Delta H) = \eta ((\Delta H)_s)$$

$$= -785.39 \text{ kJ/kg}$$

$$H_2 = H_1 + (\Delta H)$$

$$= 2637.81 \text{ kJ/Kg}$$

$$H_2 = h_1 + x_2 \text{ aktual } (H_v - h_1)$$

$$2637.81 = 561 + x_2 \text{ aktual } (2724.7 - 561)$$

$$x_2 \text{ aktual} = 0.9599$$

(steam quality vapor 0.9507 dan liquid 1 - 0.9507)

$$S_2 = S_2 (\text{liq}) + x_2 \text{ aktual } (S_2 (\text{vap}) - S_2 (\text{liq}))$$

$$S_2 = 0.9145 \text{ kJ/kg K}$$

Energi yang dibangkitkan oleh turbin

$$m = \frac{W_s}{H_2 - H_1}$$

$$W_s = m \cdot (H_2 - H_1)$$

$$= -36,127,820.01 \text{ kJ}$$

$$-W_s = 36,127,820.01 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= 9,754.51 \quad \text{kW} \\
 &= 9.7545 \quad \text{MW}
 \end{aligned}$$

efisiensi Turbin isentropik 100%

$$\eta = \frac{W_s}{W_s(\text{Isentropic})} = \frac{\Delta H}{(\Delta H)_s}$$

$$\eta = \frac{-785.39}{-853.68} \times 100 = 92 \%$$

Kebutuhan *Steam Proses*

$$\text{Kebutuhan Steam Turbin} = \frac{\text{Kebutuhan Steam proses}}{x_2}$$

$$46,000 = \frac{\text{Kebutuhan Steam proses}}{0.9599}$$

$$\text{Kebutuhan Steam Proses} = 44,153 \quad \text{kg steam}$$

$$\text{Energi dari steam superheated} = 45,934,822 \quad \text{kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi yang digunakan untuk menghasilkan listrik :} \\
 = 36,127,820 \quad \text{kJ}
 \end{aligned}$$

Efisiensi *Steam Turbin* 92 %

berarti, nilai *Q Loss*

$$\begin{aligned}
 &= 8\% \text{ dari Energi yang masuk} \\
 &= 8\% \times 45934822.23 \text{ kJ/jam} \\
 &= 3674785.78 \quad \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Nilai Energi yang terdapat pada *waste steam* adalah

$$\begin{aligned}
 &= 45,934,822.23 - 36,127,820.01 - 3,674,785.78 \quad \text{kJ} \\
 &= 6,132,216.44 \quad \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.12 Neraca Energi *Steam Turbine*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<9>	45,934,822.23	Listrik	36,127,820.01
		<34>	6,132,216.44
		<i>Q loss</i>	3,674,785.78
Total	45,934,822.23	Total	45,934,822.23

$$\text{Dari Neraca : } \textit{mositure content w} = 0.300$$

$$\text{Massa : } \textit{Sucrose content s} = 0.0086$$

$$\begin{aligned} \text{G.C.V} &= 4600 (1 - w) - 1200 \text{ s} \\ &= 13429.62 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

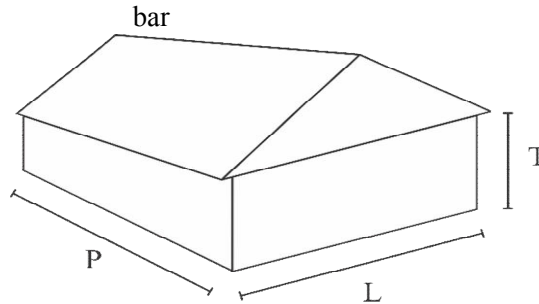
$$\begin{aligned} \text{N.C.V} &= 4250 - 4850 w - 1200 \text{ s} \\ &= 11651.38 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Total} &= \frac{\text{listrik yang dihasilkan}}{\text{Kalor TKKS}} \times 100\% \\ &= \frac{36,127,820}{324,772,867} \\ &= 11\% \end{aligned}$$

**APPENDIKS C
SPESIFIKASI ALAT**

C.1. Gudang Penyimpanan TKKS (F-110)

- Fungsi : Menyimpan bahan baku TKKS
 Tipe : Bangunan persegi dengan tutup prisma segi empat
 Dasar pemilihan : Sesuai dengan karakteristik bahan
 Suhu operasi : 30 °C
 Tekanan operasi :



Gambar C.1. Skema Gudang Penyimpanan TKKS

ρ TKKS = 112.04 kg/m³ (Olisa, 2014)

Dasar perencanaan :

Bahan konstruksi = Beton
 Rate = 13,800 kg/jam
 = 331,200 kg/hari
 Volume TKKS = $\frac{rate}{\rho \text{ TKKS}}$
 = $\frac{331,200 \text{ kg/hari}}{112.04 \text{ kg/m}^3} = 2,956.09 \text{ m}^3/\text{hari}$

Perhitungan tinggi tumpukan TKKS di dalam gudang

$V = \frac{\pi \times H \times D^2}{12}$ (Ulrich, pers. 4-112)

- V = Volume TKKS
 D = Diameter tumpukan TKKS
 H = Tinggi tumpukan TKKS
 H = 0.4 D

$$V = \frac{\pi \times H \times D^2}{12}$$

$$2,956.09 = \frac{3.14 \times 0.4 D \times D^2}{12}$$

$$0.04 D^3 = 2,956.09$$

$$D = 43.21 \text{ m}$$

$$H = 17.29 \text{ m}$$

Luas tambahan untuk transportasi dan allowance adalah 75%

Luas tumpukan = $\frac{\pi \times D^2}{4}$
 = 1,465.87 m²
 Luas total gudang = (100% + 75%) x Luas tumpukan
 = 2,565.28 m²

Untuk tinggi gudang adalah minimal 1.2 kali tinggi tumpukan bahan

$$\begin{aligned}
 T &= 1.2 H \\
 &= 20.74 \text{ m} \\
 \text{Ditetapkan bahwa } P &= L \\
 T &= 20.74 \text{ m} \\
 L^2 &= 2,565.28 \text{ m}^2 \\
 L &= 50.65 \text{ m} \\
 P &= 50.65 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tabel C.1. Spesifikasi Gudang Penyimpanan TKKS (F-110)

Parameter	Ukuran	Satuan
Kapasitas	13,800	kg/jam
Panjang Bangunan	50.65	m
Lebar Bangunan	50.65	m
Luas Bangunan	2,565.28	m ²
Tinggi Bangunan	20.74	m
Konstruksi	-	beton
Jumlah	1.00	buah

Spesifikasi Peralatan :

Nama	:	Gudang Penyimpanan TKKS
Fungsi	:	Menyimpan bahan baku TKKS (ampas tebu)
Tipe	:	Bangunan persegi dengan tutup prisma persegi empat
Dasar Pemilihan	:	Sesuai dengan karakteristik bahan
Panjang	:	50.65 m
Lebar	:	50.65 m
Tinggi	:	20.74 m
Konstruksi	:	Dasar beton, dinding batako
Jumlah	:	1 buah

C.2. Belt Conveyor (J-111)

Fungsi : Mengangkut TKKS dari gudang penyimpanan menuju *Rotary Cutter C-120*

Kondisi Operasi :

Tekanan total = Tekanan operasi = 1 bar = 14.5 psi

Tekanan desain = 1.1 x Tekanan total
= 16 psi

Temperatur = 30 °C = 86 °F

Kapasitas

Mass rate = 13,800 kg = 13.8 ton/jam

Spesifikasi Alat

Fungsi = Mengangkut TKKS dari gudang penyimpanan menuju *Rotary Cutter C-120*

Tipe = *Troughed Belt Conveyor on 20° idler*

Massa jenis = 112.04 kg/m³
= 7 lb/ft³

Berdasarkan Tabel 21-7 Perrys Chemical

Kapasitas maksimum = 96 ton/jam = 96,000 kg/jam

Volume maksimum = 857 m³ x 24 = 20,564 m³/hari

Dari tabel didapatkan :

Lebar *belt* = 14 in = 0.36 m

Luas pengangkutan = 0.1 ft² = 0.01 m²

Kecepatan *belt* = 300 ft/min = 1.52 m/s

Kemiringan = 22.5° (**Hugot hal. 99**)

Panjang *belt* = 590.55 in = 15 m

Bahan = *Carbon-Steel*

Daya *belt conveyor* = 1 kW (setiap 5 m panjang *belt*) (**Hugot hal. 99**)

Jumlah = 1 unit

C.3. Rotary Cutter (C-120)

Fungsi : Memperkecil ukuran TKKS menjadi ukuran ± 5 mm

Dasar pemilih : *Size reduction* untuk material *nonabrasive* dan *fibrous*

Type alat : *Rotary knife cutter* dengan *razor sharp alloy blades*

Kapasitas : 13,800 kg/jam = 3.83 kg/s

Spesifikasi

Kapasitas mal : 50 kg/s (**Ulrich Tabel 4-5 hal. 77**)

Maks diamete : 0.5 m

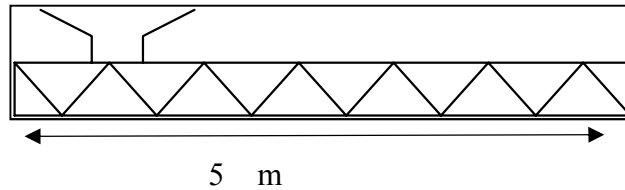
Maks. reducti : 50

Power yang di : 100 x kapasitas kg/s (**Ulrich Tabel 4-5 hal. 77**)
: 383 kW

Bahan konstru : *Carbon-Steel*

Jumlah : 1 buah

C.3. Screw Conveyor (J-123)



Fungsi : Memindahkan TKKS yang telah melalui *Rotary Cutter* C-120 dan *Disc Screener* H-121 ke *Fluidized Bed Dryer* B-130

Bulk density feed = $112.04 \text{ kg/m}^3 = 6.9944 \text{ lb/ft}^3$
(*Walas, table 5-3, hal 78*)

Jumlah feed masuk = 13,800 kg/jam

Rate feed masuk = $123.17 \text{ m}^3/\text{jam} = 4,349.82 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Untuk rate feed masuk Q = $4,349.82 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Didapatkan spesifikasi *screw conveyor* sebagai berikut :

Material Classification = I ABC (*Walas, table 5-4 (b), hal 79*)

Loading capacity = 45% dari total
(*Walas, table 5-4 (a), hal 79*)

Diameter Conveyor = 16 inch

Jarak Tempuh Conveyor = 5 m = 16 ft

F Factor = 0.5 (*Walas, table 5-4 (b), hal 79*)

Tipe Bearing Digunakan = Sealmaster Beari = 140

Rate maksimum Q_{max} = $5,600 \text{ ft}^3/\text{jam}$ (*Walas, table 5-4, hal*

Kecepatan maksimum ω_{max} = 120 rpm (*79*)

Jumlah = 1 buah

Rotasi Screw ω = $\frac{Q \times \omega}{Q_{\text{max}}}$
= $\frac{4,349.82 \times 120}{5,600}$
= 93.21 rpm

Total Power Dibutuhkan = $\frac{78 \times \omega + F \times Q \times 60 \times J}{1000000}$
= 2.1479 hp = 1.6017 kW per unit

Spesifikasi Alat

Fungsi = Memindahkan TKKS yang telah melalui *Rotary Cutter* C-120 dan *Disc Screener* H-121 ke *Fluidized Bed Dryer* B-130

Tipe = 30% A type cross-sectional loading

Kapasitas = 13.8 ton/jam

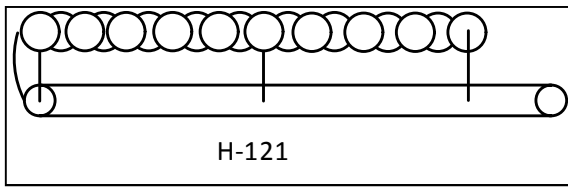
Diameter *screw* = 16 in

Kecepatan = 93.21 RPM

HP motor = 2.15 hp

Jumlah = 1 unit

C.4. Disc Screen H-121



Fungsi : Memilah ukuran TKKS yang sesuai dengan kriteria setelah melalui *Rotary Cutter C-120*

Bulk density feed = $112.04 \text{ kg/m}^3 = 6.9944 \text{ lb/ft}^3$
(*Walas, table 5-3, hal 78*)

Jumlah feed masuk = 13,800 kg/jam

Rate feed masuk = $123.17 \text{ m}^3/\text{jam} = 4,349.82 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Spesifikasi Alat

Tipe = VE2000

Panjang penampang = 2000 mm

Lebar penampang = 1600 mm

Panjang total = 2110 mm

Lebar total = 2300 mm

Tinggi total = 1390 mm

Berat = 2500 kg

Power = 5.5 kW

Ukuran seleksi = 5-350 mm

Kapasitas kerja = 10 - 15 ton/h

C.5. Belt Conveyor (J-122)

Fungsi : Mengangkut TKKS yang *oversize* kembali ke *Rotary Cutter C-120*

Kondisi Operasi :

Tekanan total = Tekanan operasi = 1 bar = 14.5 psi

Tekanan desain = 1.1 x Tekanan total
= 16 psi

Temperatur = 30 °C = 86 °F

Kapasitas

Persentase *Oversize* dari *Rotary Cutter* = 18%

Mass rate = 2484 kg = 2.5 ton/jam

Spesifikasi Alat

Fungsi = Mengangkut TKKS dari gudang penyimpanan menuju *Rotary Cutter C-120*

Tipe = *Troughed Belt Conveyor on 20° idler*

Massa jenis = 112.04 kg/m³
= 7 lb/ft³

Berdasarkan Tabel 21-7 Perrys Chemical

Kapasitas maksimum = 96 ton/jam = 96,000 kg/jam

Volume maksimum = 857 m³ x 24 = 20,564 m³/hari

Dari tabel didapatkan :

Lebar *belt* = 14 in = 0.36 m

Luas pengangkutan = 0.1 ft² = 0.01 m²

Kecepatan *belt* = 300 ft/min = 1.52 m/s

Kemiringan = 22.5° **(Hugot hal. 99)**

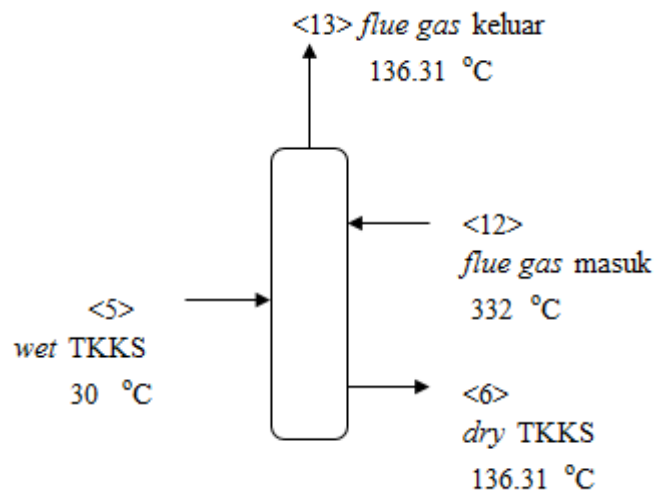
Panjang *belt* = 590.55 in = 15 m

Bahan = *Carbon-Steel*

Daya *belt conveyor* = 1 kW (setiap 5 m panjang *belt*) **(Hugot hal. 99)**

Jumlah = 1 unit

C.6. Fluidized Bed Dryer B-130



Perhitungan :

Neraca Massa Fluidized Bed Dryer

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)
TKKS	5,520	TKKS	5,520
Air	8,280	Air	690
Flue gas	320,841	Udara Kering	320,841
		Air menguap	7,590
Total	334,641	Total	334,641

Data-data Udara :

- Suhu masuk = 332 °C
- Suhu keluar = 136.31 °C
- Minimum velocity = 1.80 m/s (Polanco, 2013)
- Terminal velocity :

$$U_t = \left(\frac{4.00 (r_s - r_g) g D_p}{3 C_D r_g} \right)^{1/2}$$

- Keter r_g = Densitas udara = 0.8872 kg/m³
- r_s = Densitas TKKS = #REF! kg/m³
- g = Kecepatan gravitasi = 9.81 m/s
- D_p = Diameter rata-rata TKKS = 0.0022 m

Misal menggunakan nilai CD dari Umf, nilai CD = 1 NRe = 150

$$U_t = \text{#REF! m/s} \quad \text{(Gambar 3.1-2, Geankoplis)}$$

$$\text{Operating velocity} = 6.00 \text{ m/s}$$

Menghitung luas penampang bed, A :

- Densitas = 0.89 kg/m³
- Laju alir udara = 361645.26 m³ udara kering/jam
- = 100.46 m³ udara kering/s

$$A_{be} = \frac{\text{Laju alir udara, m}^3/\text{s}}{\text{Operating velocity, m/s}} = 16.74 \text{ m}^2$$

Menghitung diameter bed, D_{bed} :

$$A_{be} = 1/4 \pi D_{bed}^2$$

$$D_{be} = (4 A / \pi)^{1/2}$$

$$D_{be} = 4.62 \text{ m}$$

Asumsi, kecepatan udara di luar bed = kecepatan 1.8 m/s

Sehingga dapat dihitung diameter dryer sebagai berikut :

$$A_{dryer} = \frac{\text{Laju alir udara, m}^3/\text{s}}{\text{Operating velocity, m/s}} = 55.81 \text{ m}^2$$

$$A_{dryer} = 1/4 \pi D_{dryer}^2$$

$$D_{dryer} = (4 A / \pi)^{1/2}$$

$$D_{dryer} = 8.4 \text{ m}$$

Menghitung tinggi dryer, h :

$$NTU = \frac{Ua A H}{G s}$$

$$H = \frac{NTU G s}{Ua A}$$

Keterangan :

NTU = Jumlah unit transfer

Ua = Koefisien perpindahan panas keseluruhan

A = Luas permukaan, m^2

H = Tinggi dryer, m

G = Massa udara kering, kg udara kering/detik

s = *Humid heat* dari aliran udara

$$Ua = 0.349 (G/A)^{0.284} (S/A)^{0.541}$$

$$= 0.154 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3\text{K}} = 0.154 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3\text{ }^\circ\text{C}}$$

$$C_{pg \text{ in}} = 1.0426 \text{ kJ/kg }^\circ\text{C}$$

$$C_{pg \text{ out}} = 1.1371 \text{ kJ/kg }^\circ\text{C}$$

$$s = (C_{pg \text{ in}} + C_{pg \text{ out}})/2$$

$$= 1.0898 \text{ kJ/kg }^\circ\text{C}$$

$$H = \frac{NTU G s}{Ua A}$$

$$H = 22.609 \text{ m}$$

Menghitung *pressure drop*, DP :

$$\frac{DP}{L} = \frac{150 m v'}{f_s^2 D_p^2} (1 - e)^2 + \frac{1.75 r(v')^2 (1 - e)}{f_s D_p e^3} \quad (\text{Geankoplis pers 3.1-33})$$

Keterangan :

DP = Beda tekan (*pressure drop*)

L = Panjang be = 22.61 m

m = Viskositas = 0.00002343 kg/ms

$$\begin{aligned}
v' &= \text{Kecepatan udara masuk} &= 6.00 \text{ m/s} \\
f_s &= \text{Shape factor} &= 0.5 - (\text{diambil n } 0.6) \\
D_p &= \text{Diameter rata-rata TKKS} &= 0.0022 \text{ m} \\
r &= \text{Densitas udara} &= 0.8872 \text{ kg/m}^3 \\
e &= \text{Void fraction} &= 1
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\frac{DP}{L} &= 4,866.65 + 50,075.03 = 54,941.68 \\
DP &= 1,242,162 \text{ kg/ms}^2 = 12.422 \text{ bar}
\end{aligned}$$

Spesifikasi Fluidized Bed Dryer

Fungsi	= Meringankan ampas tebu sehingga MC (<i>moisture content</i>) berkurang dari 50% menjadi 5%
Jumlah	= 1 buah
Kapasitas	= 334,641.29 kg/jam
Diameter bed	= 4.62 m
Diameter dryer	= 8.43 m
Tinggi dryer	= 22.61 m
Bahan	= <i>Carbon-Steel</i>

C.7. Cyclone (H-132)

Fungsi : Menangkap TKKS yang terbawa keluar udara saat proses pengeringan dengan *Fluidized Bed Dryer* B-130

Tipe : *Effluent Dust Cyclone*

Bahan : Carbon steel SA-240 grade C

Kapasitas : 328,945.69 kg/jam

Jumlah : 1 buah

Temperatur udara masuk = 136.31 °C = 409.46 K

Dari perhitungan didapatkan *Humidity* masuk cyclone = 0.0643 kg H₂O/kg dry air

Untuk menghitung humid volume digunakan persamaan 9.3.7 Geankoplis :

$$v_H = (2,83 \cdot 10^{-3} + 4.56 \times 10^{-3} H) T = 1.279 \text{ m}^3/\text{kg udara kering}$$

Keterangan : v_H = *Humid volume*, m³/kg udara kering

H = *Humidity* udara masuk *cyclone*, kg H₂O/kg udara kering

T = Temperatur udara masuk *cyclone*, Kelvin

Laju volumetrik :

$$\begin{aligned}
Q &= \text{Laju udara masuk, kg udara kering/jam} \times \text{Humid volume, m}^3/\text{kg udara kering} \\
&= 328945.69 \text{ kg udara kering/jam} \times 1.2789 \text{ m}^3/\text{kg udara kering} \\
&= 420675.57 \text{ m}^3/\text{jam} = 116.85 \text{ m}^3/\text{s} = 4126.68 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Ukuran dimensi cyclone ditentukan menurut skema berikut ini :

Dimensi cyclone :

Bc = Dc/4 pipa inlet

De = Dc/2 pipa pengeluaran uap

$$\begin{aligned}
 H_c &= D_c/2 && \text{pipa inlet} \\
 L_c &= 2 D_c && \text{tinggi separator} = L_c+Z_c \\
 S_c &= D_c/8 \\
 Z_c &= 2 D_c \\
 J_c &= D_c/4
 \end{aligned}$$

Dimana : H_c = tinggi masukan
 D_c = diameter cyclone
 D_e = diameter keluaran
 L_c = tinggi bagian silinder

(Perry 7ed, Fig.17-36)

(Perry ed 7, hal. 17-29)

Syarat perancangan untuk kecepatan masuk cyclone, $v_i = 15 \text{ m/s}$

$$v_i = \frac{Q}{A}$$

Ditetapkan $v_i = 15 \text{ m/det}$

$$v_i = \frac{116.854326}{H_c \times B_c}$$

$$15 = \frac{116.854326}{D_c^2 / 8}$$

$$15 D_c^2 = 0.97378605$$

$$D_c = 0.99 \text{ m}$$

$$D_c = \text{OD} = 3.2 \text{ ft} \gg 4 \text{ ft}$$

Menurut standart Stairmand :

$$B_c = D_c/4 = 1.00 \text{ ft}$$

$$D_e = D_c/2 = 2.00 \text{ ft}$$

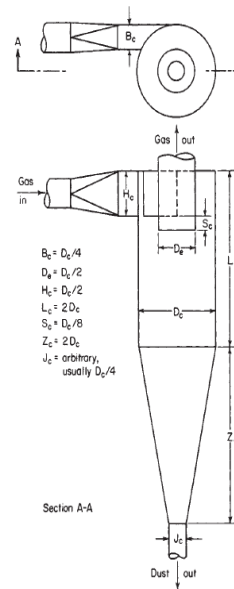
$$H_c = D_c/2 = 2.00 \text{ ft}$$

$$L_c = 2 D_c = 8.00 \text{ ft}$$

$$S_c = D_c/8 = 0.50 \text{ ft}$$

$$Z_c = 2 D_c = 8.00 \text{ ft}$$

$$J_c = D_c/4 = 1.00 \text{ ft}$$

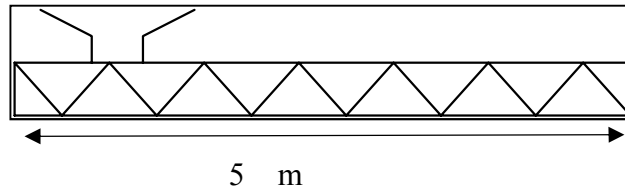


Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 grade C (pada suhu 55,55 °C)

Spesifikasi Alat

- Fungsi = Menangkap TKKS yang terbawa keluar udara saat proses pengeringan dengan Fluidized Bed Dryer B-130
- Tipe = *Effluent Dust Cyclone*
- Bahan = *Carbon steel SA-240 grade C*
- Kapasitas = 328,945.69 kg/jam
- Tinggi masukan = 2 ft
- Diameter cyclone = 4 ft
- Diameter keluaran = 2 ft
- Tinggi bagian silinder = 8ft
- Jumlah = 1 unit

C.8. Screw Conveyor (J-133)



Fungsi : Memindahkan TKKS yang telah melalui rotary cutter ke fluidized bed dryer

$$\text{Bulk density feed} = 112.04 \text{ kg/m}^3 = 6.9944 \text{ lb/ft}^3$$

(Walas, table 5-3, hal 78)

$$\text{Jumlah feed masuk} = 5,810 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate feed masuk} = 51.85 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,831.20 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Untuk rate feed masuk } Q = 1,831.20 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Didapatkan spesifikasi *screw conveyor* sebagai berikut :

$$\text{Material Classification} = \text{I ABC (Walas, table 5-4 (b), hal 79)}$$

$$\text{Loading capacity} = 45\% \text{ dari total}$$

(Walas, table 5-4 (a), hal 79)

$$\text{Diameter Conveyor} = 12 \text{ inch}$$

$$\text{Jarak Tempuh Conveyor} = 5 \text{ m} = 16 \text{ ft}$$

$$\text{F Factor} = 0.5 \text{ (Walas, table 5-4 (b), hal 79)}$$

$$\text{Tipe Bearing Digunakan} = \text{Sealmaster Bearing} = 140$$

$$\text{Rate maksimum } Q_{\max} = 2,700 \text{ ft}^3/\text{jam (Walas, table 5-4, hal 79)}$$

$$\text{Kecepatan maksimum } \omega_{\max} = 140 \text{ rpm}$$

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Rotasi Screw } \omega = \frac{Q \times \omega}{Q_{\max}}$$

$$= 94.9509 \text{ rpm}$$

$$\text{Total Power Dibutuhkan} = \frac{78 \times \omega + F \times Q \times 60 \times J}{1000000}$$

$$= 0.90859 \text{ hp} = 0.6775 \text{ kW per unit}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi = Memindahkan TKKS yang telah melalui *Rotary Cutter C-120* dan *Dis Screener H-121* ke *Fluidized Bed Dryer B-130*

Tipe = *30% A type cross-sectional loading*

Kapasitas = 6 ton/jam

Diameter *screw* = 12 in

Kecepatan = 95

HP motor = 1

Jumlah = 1 unit

C.9. Fluidized Bed Gasifier B-210

Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari TKKS menjadi gas sintesa
Tipe	: <i>Circulating Fluidized Bed Gasifier</i>
Proses	: Kontinyu
Suhu operasi	= 900 °C
Tekanan operasi	= 30 bar

Perhitungan Volume Bejana

$$\begin{aligned}\text{Rate massa masuk} &= 54,414.35 \text{ kg/jam} \\ \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ menit} \quad \text{(Indah, 2014)} \\ &= 0.02 \text{ jam} \\ \rho \text{ TKKS} &= 112.04 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Volume bahan} &= \frac{\text{Rate massa masuk} \times \text{Waktu tinggal}}{\rho \text{ bahan}}\end{aligned}$$

$$\text{Volume bahan} = 8.09 \text{ m}^3$$

Karena bahan mengisi 65% dari volume tangki, maka :

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{Volume bahan}}{0.65} \quad \text{(Brownell \& Young, 1979)}$$

$$\text{Volume tangki} = 12.45 \text{ m}^3$$

Tangki dirancang dengan bentuk silinder dengan volume :

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= \frac{\pi \times D^2 \times (\text{TDH} + H)}{4} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times (D + 2D)}{4} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times 3D}{4} \\ &= 2.355 D^3\end{aligned}$$

Tangki dirancang dengan bentuk *standard dished head* dengan volume :

$$\text{Volume dished head} = 0.08 D^3$$

Perhitungan Diameter dan Tinggi Bejana

Sehingga,

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \text{Volume silind} + 2 \times \text{Volume dished head} \\ 12.45 \text{ m}^3 &= 2.355 D^3 + 0.169 D^3 \\ D^3 &= 4.933 \\ D &= 1.702 \text{ m} \\ &= 66.913 \text{ in}\end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= 2.355 D^3 \\ &= 11.62 \text{ m}^3 \\ \text{Volume dished} &= 0.08 D^3 \\ &= 0.418 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi } dished &= 0.169 D \\ &= 0.288 \text{ m} \end{aligned}$$

Kecepatan minimum fluidisasi

$$U_{mf} = \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{150 \cdot \mu} \times \frac{\varepsilon^3 \cdot \phi^2}{1 - \varepsilon}$$

- d_p (diameter rata-rata partikel) = 0.0003 m (Aziz, 2015)
- ρ_p (massa jenis TKKS) = 112.04 kg/m³ (Olisa, 2014)
- ρ_f (massa jenis udara) = 8.82 kg/m³
- g (percepatan gravitasi) = 9.8 m/s²
- ε (porositas medium) = 0.42 (Aziz, 2015)
- ϕ (*sphericity* TKKS) = 0.60 (Aziz, 2015)
- μ (viskositas udara) = 0.00004828 Pa.s

$$U_{mf} = 0.000578 \text{ m/s}$$

Kecepatan terminal partikel

$$U_t = d_p \cdot \left[\frac{4 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{225 \cdot \rho_f \cdot \mu} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Martinez, 2007})$$

$$U_t = 0.1049 \text{ m/s}$$

Kecepatan fluidisasi

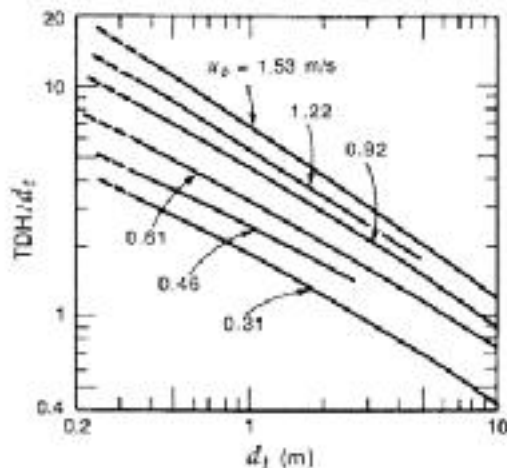
$$\frac{H}{H_{mf}} = 1 + \frac{10.978 \cdot (U_f - U_{mf})^{0.738} \cdot \rho_p^{0.376} \cdot d_p^{1.006}}{U_{mf}^{0.927} \cdot \rho_f^{0.126}}$$

(Martinez, 2007)

$$H/H_{mf} = 1.3 \quad (\text{Martinez, 2007})$$

$$U_f = U_{mf} + \sqrt[0.738]{\frac{0.3 \cdot U_{mf}^{0.927} \cdot \rho_f^{0.126}}{10.978 \cdot \rho_p^{0.376} \cdot d_p^{1.006}}} \quad (\text{Bemgba, 2012})$$

$$U_f = 0.005475 \text{ m/s}$$



$$\begin{aligned} \text{TDH/D} &= 1 \\ \text{TDH} &= D \\ \text{Ht} &= \text{TDH} + H \\ &= 5.1069 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan Tekanan Bejana

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 30 \text{ bar} \\ &= 435.1 \text{ psia} \\ P \text{ desain} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\ &= 478.6 \text{ psig} \\ &= 33 \text{ bar} \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Silinder

Dari **Buku Brownell & Young, halaman 254**, diperoleh :

$$t_s = \frac{P_i \times \text{ID}}{2 \times (f \cdot E - 0.6P_i)} + C$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} t_s &= \text{Tebal tangki (in)} \\ P_i &= \text{Tekanan desain (psig)} \\ \text{ID} &= \text{Inside diameter (in)} \\ C &= \text{Faktor korosi (in/year)} = 0.0625 \text{ in} \\ f &= \text{Allowable stress (psi)} = 11,250 \text{ psi} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan} = 0.8 \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{P_i \times \text{ID}}{2 \times (f \cdot E - 0.6P_i)} + C$$

$$\begin{aligned} t_s &= 1.8706 \text{ in} \\ &= 1.25 \text{ in} \quad (\text{standardisasi dari tabel 5.7 Buku Brownell \& Young}) \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \\ &= 69.41 \text{ in} \\ &= 48 \text{ in} \quad (\text{standardisasi dari tabel 5.7 Buku Brownell \& Young}) \\ &= 1.219 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{ID baru} = \text{OD} - 2 t_s$$

$$\begin{aligned} \text{ID baru} &= 45.50 \text{ in} \\ &= 1.156 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka dengan ID baru,

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 2.355 D^3 \\ &= 3.64 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dished} &= 0.085 D^3 \\ &= 0.131 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder} &= \text{TDH} + H \\ &= 3.467 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi dished} &= 0.169 D \\ &= 0.195 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (h)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi } \textit{dished} \\ &= 3.858 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal *Standard Dished Head*

Dari **Buku Brownell & Young, halaman 258**, diperoleh :

$$t_h = \frac{0,885 \times P_i \times ID}{2 \times (f.E - 0.1 \times P_i)} + C$$

Keterangan :

t_h = Tebal tangki (in)

P = Tekanan desain (psig)

ID = *Inside diameter* (in)

C = Faktor korosi (in/year) = 0.0625 in

f = *Allowable stress* (psi) = 11,250 psi

E = Effisiensi sambungan = 0.8

$$t_h = \frac{0.885 \times P_i \times ID}{2 \times (f.E - 0.1 \times P_i)} + C$$

$$t_h = 1.1389 \text{ in}$$

$$t_h = 1.25 \text{ in} \quad (\text{standardisasi dari tabel 5.7 **Buku Brownell & Young**})$$

Tabel C.9. Spesifikasi *Fluidized Bed Gasifier* (B-210)

Parameter	Spesifikasi	Satuan
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel, SA 285, Grade A</i>	-
Tutup atas	<i>Standar dished head</i>	-
Tutup bawah	<i>Standar dished head</i>	-
OD tangki	1.22	m
ID tangki	1.16	m
Tinggi silinder	3.47	m
Tinggi <i>dished</i>	0.20	m
Tinggi tangki	3.86	m
Volume tangki	3.90	m ³
Volume silinder	3.64	m ³
Volume <i>dished</i>	0.13	m ³
Tebal silinder	1.25	in
Tebal <i>dished</i>	1.25	in

C.10. Syngas Cooler E-221

1. Heat Balance

Aliran bahan panas,	W	=	54,212.95	kg/h
		=	119,519.12	lb/h
Aliran bahan dingin,	W	=	337,773.60	kg/h
		=	744,663.44	lb/h
	Q	=	61,821,552.30	kJ/h
		=	58,606,831.58	btu/h

2. LMTD

$$T_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 198.41 \text{ } ^\circ\text{C} = 389.13 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 1253.6 \text{ } ^\circ\text{C} = 2288.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(86 - 572) - (389.13 - 2288.5)}{\ln \frac{(86 - 572)}{(389.13112 - 2288.5)}}$$

$$\text{LMTD} = 1036.89 \text{ } ^\circ\text{F}$$

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

$$R = \frac{-303.1}{-1716} = 0.1766$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{-1716}{-2202} = 0.7793$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan nilai *Temperature Difference Factor* $F_T = 0.92$
maka $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 953.94 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 65 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

(Kern, table 8)

4. Memilih ukuran tube

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 12$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0.782 \text{ in}$$

$$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t' = 0.479 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{58,606,831.58}{65 \times 953.94} = 945.18 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{945.180}{20 \times 0.2618} = 180.52$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

Shell	Tube
ID : 27 in	No. of Tube : 334
B : 40.00 in	OD, BWG : 1 in 12 BWG
Pass : 1	Pitch : 1.25 in triangular
	Pass : 2

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = N_t \times L \times a'' = 1,749 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} = 35.13 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

karena viskositas yang relatif kecil, T_c = T_{av} dan t_c = t_{av}

$$T_c = T_{av} = \frac{86 + 389.13}{2} = 237.6 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{2288.5 + 572}{2} = 1,430 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold fluid (shell) : Process Air

Hot fluid (tube) : Flue Gas

9 Flow area

Menghitung C'

$$C' = P_T - OD = 1.25 - 1 = 0.25$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

9 Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 n} = \frac{334 \times 0.479}{144 \times 2} = 0.5555 \text{ ft}^2$$

$$= \frac{27 \times 0.25 \times 40}{144 \times 1.25}$$

$$= 1.5 \text{ ft}^2$$

10. Mass velocity

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{119,519.1}{1.5}$$

$$= 79,679.41 \text{ lb/jam.ft}^2$$

11. Pada $T_c = 1,430 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 777 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 1,050 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari viskositas yang didapatkan Aspen Plus V8.8

$$\mu = 0.033 \text{ cP}$$

$$= 0.08 \text{ lb/ ft.jam}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$D_e = \frac{0.99 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.08 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \times 79,679}{0.07986}$$

$$= 82,313.44$$

12. Dari Fig. 28 Kern didapatkan j_H

$$j_H = 175$$

13. Pada $T_a = 1430 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 776.8 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 1,050 \text{ }^\circ\text{K}$

specific heat didapatkan (Aspen Plus

10. Mass velocity

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{744,663.44}{0.555507}$$

$$= 1,340,511.49 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = \frac{G_t}{3,600 \times \rho}$$

$$= \frac{1,340,511.49}{3,600 \times 0.04}$$

$$= 9,309.11 \text{ ft/s}$$

11. Pada $t_c = 237.57 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 114 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 387 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari viskositas yang didapatkan Aspen Plus V8.8

$$\mu = 0.0287 \text{ cP}$$

$$= 0.07 \text{ lb/ ft.jam}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$ID = \frac{0.782 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.07 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{DG_t}{\mu}$$

$$= \frac{0.0652 \times 1,340,511}{0.06945}$$

$$= 1,257,762.91$$

12. Dari Fig. 24 Kern didapatkan j_H

$$j_H = 1,000$$

11. Pada $t_a = 237.57 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 114 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 387 \text{ }^\circ\text{K}$

specific heat didapatkan (Aspen Plus V8.8)

$$c = 0.2569 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Thermal conductivity (Aspen Plus V8.8)

$$k = 0.029 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0.8910$$

14. Dari Fig.25 Kern

Correction factor = 0.9

$$h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o = 175 \times \frac{0.029}{0.08} \times 0.8910$$

$$h_o = 54.8 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

15. *Tube-wall temperature*

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 1430.2 + \frac{270.81}{482.58} (-1193)$$

$$= 760.9463 \text{ }^\circ\text{F}$$

Pada $t_w = 760.94632$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.033 \text{ cP}$$

$$= 0.0799 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$= \left(\frac{0.08}{0.0799} \right)^{0.14}$$

$$= 1$$

Corrected coefficient

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a$$

$$= 54.8 \times 1$$

$$= 54.813 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$c = 0.2569 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Thermal conductivity (Aspen Plus V8.8)

$$k = 0.025 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0.8937$$

14. Dari Fig.25 Kern

Correction factor = 0.9

$$h_i = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_t$$

$$h_i = 1,000 \times \frac{0.025}{0.08} \times 0.894$$

$$h_i = 270.8 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 270.8 \times \frac{0.782}{1}$$

$$= 211.77 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

Pada $t_w = 760.94632 \text{ }^\circ\text{F}$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.0287 \text{ cP}$$

$$= 0.0695 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$= \left(\frac{0.07}{0.0695} \right)^{0.14}$$

$$= 1$$

Corrected coefficient

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$= 211.8 \times 1$$

$$= 211.77 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

16. Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$U_c = \frac{211.77 \times 54.813}{211.77 + 54.813}$$

$$U_c = 43.543 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

17. Design overall coefficient

Diketahui *external surface* /ft, a" = 0.2618 ft²/ft

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 334 \times 20 \times 0.2618$$

$$= 1748.8 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{58606831.58}{1748.8 \times 953.94}$$

$$= 35.13 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

18. Dirt factor

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{43.543 - 35.13}{43.543 \times 35.13}$$

$$= 0.005499 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

Ringkasan

54.813	<i>h outside</i>	211.77
U_c	=	43.54
U_D	=	35.13
$R_{d \text{ calc}}$	=	0.0055
$R_{d \text{ req}}$	=	0.001

Pressure Drop

<p>1. $Re_s = 82313.445$</p> <p>Dari Fig.29 Kern, didapatkan</p> $f = 0.00175 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ $sg = 1$ <p>2. <i>No. of crosses</i></p>	<p>1. $Re_t = 1257762.91$</p> <p>Dari Fig.26 Kern, didapatkan</p> $f = 0.00008$ $s = 1.2$ <p>2. $\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{\dots}$</p>
--	---

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{20}{40}$$

$$N + 1 = 6$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 2.3 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{149,990,616}{4,306,500,000}$$

$$= 0.03483 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = \frac{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}{3,401,700,000}$$

$$= 1.6904 \text{ psi}$$

$$3. G_t = 1340511.486$$

Dari Fig.27 Kern, didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0.2$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= \frac{4 \times 2}{1} \times 0.2$$

$$= 1.3 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_T = P_t + P_r$$

$$= 1.69 + 1.3333$$

$$= 3.02 \text{ psi}$$

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	<i>Syngas Cooler</i>
Kode Alat	:	E-221
Fungsi Alat	:	Menurunkan suhu <i>syngas</i> dan memanaskan <i>process air</i> sebelum proses gasifikasi
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruks:	:	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Tube	:	ID : 0.78 in
	:	OD : 1.00 in
	:	BWG : 12.00
	:	Panjang : 20.00 ft
	:	ΔPT : 3.02 psi
Shell	:	De : 0.99 in
	:	ID : 27.00 in
	:	Baffle : 40.00 in
	:	ΔPs : 0.035 psi
Rd	:	0.0055
Luas Area	:	1,748.82 ft ²
Jumlah	:	1

C.11. Electrostatic Presipitator (H-220)

Fungsi : Menangkap debu dan partikel lain yang ada dalam aliran gas yang akan dibuang ke lingkungan

Densitas udara saat kondisi operasi

$$T \ 300 \text{ C} = 573.15 \text{ K}$$

$$P \ 30 \text{ bar} = 3,000,000 \text{ Pa}$$

$$R \ 8314.34 \text{ m}^3 \text{ Pa/kgmol K}$$

$$\text{Densitas udara} \ 18.156 \text{ kg/m}^3$$

Spesifikasi Alat

Fungsi	= lain yang ada dalam aliran <i>flue gas</i> yang akan dibuang ke lingkungan
Kapasitas	= 54,212.95 kg/h = 2,985.95 m ³ /h
Tipe	= <i>Fabric Dust Collector</i>
Model Number	= HFD 50x3 (Xinxiang Lifeierte Filter Corp. Ltd.)
Handle capacity	= 14.4 - 18 x 10 ⁴ m ³ /h
Cross sectional area	= 50 m ²
Anode effective area	= 3,000 m ²
Output Voltage	= 72,000 Volt
Power	= 72 kW
Dust Air Temperature	= ≤ 300 °C
Desain Efficiency	= ≥ 99 %
No. of electric field/chambers	= 3 fields/chambers
Electric field effective length	= 20.5 m
Length	= 22 m
Width	= 9.2 m
Height	= 16.83 m

C.12. Gas Turbine N-310

Fungsi	= Mengkonversi <i>flue gas</i> yang dihasilkan oleh <i>Combustion Chamber</i> R-315 menjadi energi listrik.
Tipe	= Back Pressure Gas Turbine
Feed	: <i>Fluegas</i>
Data operasi	:
Suhu masuk (T1)	= 907 °C = 1,664 °F
Suhu keluar (T2)	= 633 °C = 1,171 °F
Tekanan masuk (P1)	= 10 bar = 145.08 psia
Tekanan keluar (P2)	= 1.2 bar = 17.409 psia
Rate massa	= 391,987 kg/jam

Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, Ps (psia)
Ps = P gas masuk
Ps = 145.078 psia
2. Temperatur Suction, Ts (°R)
Ts = 907 °C = 1180 K
3. Tekanan Discharge, Pd (psia)
Pd = P gas keluar
Pd = 17.4 psia
3. Temperatur Discharge, Td (oR)
Td = 633 oC 906 K
4. Ratio spesifik heat, k
k = 1.37 (k untuk fluegas) **(Aspen Plus V8.8)**
5. Overall compressor ratio, Rc (Ludwig vol III,pers.(12-36))
$$= \frac{Ps}{Pd} = \frac{145.08}{17.409} = 8.333$$

Rc maks/stage = 3-4,5 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)
8.333 /N = 4.5
N = 2
sehingga diperlukan 2 stage

Spesifikasi Alat

Fungsi	= Mengkonversi <i>flue gas</i> yang dihasilkan oleh <i>Combustion Chamber</i> R-315 menjadi energi listrik.
Tipe	= <i>Back Pressure Gas Turbin Generator</i>
Output power	= <i>Up to 60 MW</i>
Inlet gas pressure	= <i>Up to 10 bar</i>
Inlet gas temperature	= <i>907 C</i>
Tekanan <i>outlet</i>	= <i>Up to 1.2 bar</i>
Kecepatan	= <i>Up to 12,000 rpm</i>
Rate <i>flue gas</i>	= <i>391,987 kg/jam</i>
Bahan konstruksi	= <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	= <i>2 unit</i>

C.13. Fan G-132

Fungsi : Untuk menghebuskan *flue gas* dari *EP* menuju *atmosfer*
Tipe : *Centrifugal Fan*
Jumlah : 1 Unit
Kapasitas : 328,831.80 kg/jam = 91.34 kg/s

BM Flue gas = 27.5 kg flue gas/kgmol
 $P_1 = 1 \text{ barg} = 2 \text{ bar} = 201 \text{ Kpa}$
 $T = 138.3 \text{ }^\circ\text{C} = 411.47 \text{ K}$
 $P_2 = 1.11 \text{ barg} = 2.1 \text{ bar} = 212 \text{ Kpa}$

$$\begin{aligned}\rho_{\text{flue gas 1}} &= \frac{\text{BM} \times \text{mol} \times T_0}{14 \text{ m}^3 \times T} \\ &= 27.50 \times \frac{1}{22.414} \times \frac{273.15}{411.47} \times \frac{201}{101} \\ &= 1.618 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho_{\text{flue gas 2}} &= \rho_{\text{udara 1}} \times \frac{P_2}{P_1} \\ &= 1.618 \times \frac{212}{201.3} \text{ Kpa} \\ &= 1.7067 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\rho_{\text{rata-rata}} = \frac{\rho_{\text{udara 1}} + \rho_{\text{udara 2}}}{2} = \frac{1.6183 + 1.7067}{2} = 1.6625 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Pressure head} = \frac{P_2 - P_1}{\rho_{\text{rata-rata}}} = \frac{212.33 - 201.33}{1.6625} = 7 \text{ Kj/kg} \quad (\text{Geankoplis, hal 150})$$

Isothermal Compression

$$\begin{aligned}-W_s &= \frac{2.23026 \times RT}{\text{BM}} \times \log \frac{P_2}{P_1} && (\text{Geankoplis, hal 152}) \\ &= 2.2303 \times \frac{8.314}{27.50} \times 411.47 \times \log \frac{212}{201.3} \\ &= 6 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Effisiensi operasi *fan* optimal pada 50% - 75 % (*Bleier, hal 93*)

Maka, diambil nilai effisiensi 65%

$$\begin{aligned}\text{brake} &= \frac{-W_s \text{ m}}{\eta} && (\text{Geankoplis, hal 150}) \\ &= 900.8 \text{ kW} \\ &= 671.7 \text{ hp}\end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi	= Untuk menghembuskan <i>flue gas</i> dari <i>EP</i> proses menuju <i>atmosfer</i>
Tipe	= <i>Centrifugal fan</i>
Bahan	= <i>Carbon steel</i>
Kapasitas	= 328,831.80 kg/jam
Efisiensi	= 65%
Temperature Inlet Design	= 136.31 °C
Tekanan Suction	= 2.013 bar abs
Tekanan Discharge	= 2.123 bar abs
Power	= 900.75 kW

C.14. Compressor G-212

Fungsi : Menaikkan tekanan *Process Air* menuju *Gasifier B-210*

Type : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 5 buah Compressor

Gas : Process Air

Kondisi proses :

Suhu masuk (T_1) : 198.4 °C = 389 °F

Suhu keluar (T_2) : 451.5 °C = 845 °F

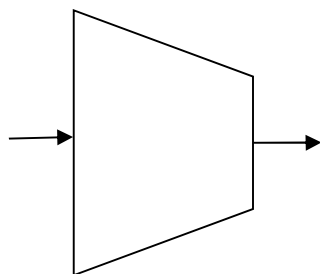
Pressure drop : 0.3 atm = 5 psia

Tekanan masuk (P_1) : 1.2 atm = 18 psia

Tekanan keluar (P_2) : 30 atm = 441 psia

Rate massa : 48,604.72 kg/jam

Densitas : 1.225 kg/m³ = 0.0012 kg/L



Compression ratio

$$\begin{aligned} R_c &= P_d / P_s \\ &= 441 / 17.6 \\ &= 25 \end{aligned}$$

Karena $R_c > 5$ atau 6, hal ini mengindikasikan menjadi 5 stage

$$\begin{aligned} \text{Power compressor} &= m \times c_p \times (T_2 - T_1) \\ &= 48,604.72 \times 1.04 \times 253.1 \\ &= 12,794,240.96 \text{ kJ} \\ &= 3,553.96 \text{ kW} = 3.5 \text{ MW} \end{aligned}$$

Efisiensi Compressor

Mechanical Efisiensi 95 %

Spesifikasi Alat

Nama Alat : Biogas Compressor
Kode Alat : G-212
Type : *Centrifugal compressor*
Fungsi : Menaikkan tekanan Process Air menuju Gasifier B-210
Jumlah stage : 5 buah Compressor
Kondisi operasi : $P_{\text{suction}} = 1.2 \text{ atm}$
 : $P_{\text{discharge}} = 30 \text{ atm}$
Ratio : 25 dengan 5 Stage
Bahan : *Cast Iron*
Kapasitas : 48,604.72 kg/jam
mechanical Efisi : 95 %
Power : 3.5 hp

C.15. Compressor G-311

Fungsi : Menaikkan tekanan *Process Air* menuju *Combustion Chamber* R-312

Type : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 2 buah Compressor

Gas : Process Air

Kondisi proses :

Suhu masuk (T_1) : 198.4 °C = 389 °F

Suhu keluar (T_2) : 451.5 °C = 845 °F

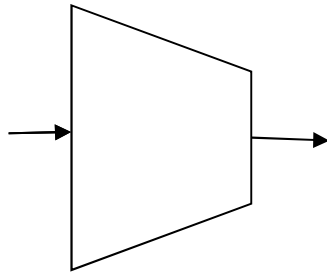
Pressure drop : 0.3 atm = 5 psia

Tekanan masuk (P_1) : 1.2 atm = 18 psia

Tekanan keluar (P_2) : 10 atm = 147 psia

Rate massa : 337,773.60 kg/jam

Densitas : 1.225 kg/m³ = 0.00123 kg/L



Compression ratio

$$\begin{aligned} R_c &= P_d / P_s \\ &= 147 / 17.6 \\ &= 8 \end{aligned}$$

Karena $R_c > 5$ atau 6, hal ini mengindikasikan menjadi 2 stage

$$\begin{aligned} \text{Power compressor} &= m \times c_p \times (T_2 - T_1) \\ &= 337,773.60 \times 1.04 \times 253.1 \\ &= 88,912,287.78 \text{ kJ} \\ &= 24,697.86 \text{ kW} = 24.7 \text{ MW} \end{aligned}$$

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Biogas Compressor
Kode Alat : G-312
Type : *Centrifugal compressor*
Fungsi : Menaikkan tekanan Process Air menuju Combustion Chamber R-312
Jumlah stage : 2 buah Compressor
Kondisi operasi : $P_{\text{suction}} = 1.2 \text{ atm}$
 : $P_{\text{discharge}} = 10 \text{ atm}$
Ratio : 8.33
Bahan : *Cast Iron*
Kapasitas : 337,773.6 kg/jam
mechanical Efisi : 95 %
Power : 24.7 MW

C.16. Blower G-211

Fungsi : Mengalirkan *Process Air*

Type : *Centrifugal blower*

Jumlah : 1 buah blower

Gas : Process Air

Kondisi proses :

Suhu masuk (T_1) : 30.0 °C = 86 °F

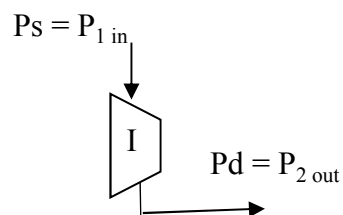
Suhu keluar (T_2) : 30 °C = 86 °F

Tekanan masuk (P_1) : 1 bar = 15 psia

Tekanan keluar (P_2) : 1.2 bar = 17 psia

Rate massa : 386,378.32 kg/jam

Densitas : 1.225 kg/m³ = 0.0012 kg/L



Kondisi Operasi

Tekanan Suction, P_s (psia)

$P_s = P$ gas masuk

$P_s = 15$ psia

Temperatur Suction, T_s (°R)

$T_s = 30$ °C = 303 K = 86 °F = 546 °R

Tekanan Discharge, P_d (psia)

$P_d = P$ gas keluar

$P_d = 17$ psia

Temperatur Discharge, T_d (°R)

$T_d = 30$ °C = 303 K = 86 °F = 546 °R

$$\begin{aligned}
 \text{- Laju alir volumetrik gas, } Q &= \frac{F}{\rho} \\
 &= \frac{386,378.32 \text{ kg/jam}}{1.225 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 315,410.87 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

- Daya blower (P)

Efisiensi (η) = 75 %

$$P = \frac{144 \times \eta \times Q}{33000} \quad (\text{Perry \& Green, 1999})$$

$$= \frac{144 \times 0.75 \times 315,411}{33,000}$$

$$= 1,032.3 \text{ HP}$$

maka dipilih blower dengan daya mo 1033 hp

Spesifikasi Alat

Nama Alat : Blower
Kode Alat : G-221
Type : *Centrifugal blower*
Fungsi : Mengalirkan Process Air
Jumlah stage : 1 buah blower
Kondisi operasi : Psuction = 1 bar
 : Pdischarge = 1.2 bar
Bahan : *Cast Iron*
Kapasitas : 386,378.32 kg/jam
Power : 1,033.00 hp

C.17. Tangki Reaktor Carbon Filter / Unit Demin Water (R-230)

Fungsi : Menghilangkan bau dan warna pada air
 Tipe : Tangki silinder vertikal dengan media penyaring activated carbon

Kondisi Operasi:

$$\Delta P = 5 \text{ atm} = 73.5 \text{ lbf/in}^2$$

$$\text{Temperatur} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

Menentukan luas dan dimensi filter yang dibutuhkan

$$\text{Flowrate feed} = 46,100.00 \text{ kg/jam} = 101,632.06 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 995.68 \text{ kg/m}^3 = 62.16 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Kapasitas tangki} = 46.30 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,635.06 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

Asumsi **overdesign 10%**

$$\text{Kapasitas} = 1.1 \times \text{jumlah air}$$

$$= 50.9300 \text{ m}^3 = 1,798.56 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.0141 \text{ m}^3 = 0.4996 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Luas filter yang diperlukan:

$$V/(A \cdot t_c) = \left(\frac{2 \times f \times \Delta P}{t_c \times \mu \times \alpha \times C_s} \right)^{1/2} \text{ (Eq. 14.2-24, Geankoplis)}$$

dengan:

$$V = \text{laju alir volume filtrate} = 0.4996 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A = \text{luas area filtrasi, ft}^2$$

$$t_c = \text{waktu siklus filter, s} = 250 \text{ s}$$

$$\Delta P = \text{tekanan, lbf/in}^2 = 74 \text{ lbf/in}^2 = 10,669 \text{ lbf/ft}^2 = 50,676 \text{ Pa}$$

$$\mu = \text{viskositas air} = 1 \text{ cP} = 0.0005 \text{ lbm/ft.s} = 0.0008007 \text{ Pa.s}$$

α = resistensi cake

$$= 4.37 \times 1,000,000,000 \times (-\Delta P)^{0.3}$$

$$= 112,699,862,119 \text{ m/kg}$$

$$= 167,715,552,772 \text{ ft/lbm}$$

$$C_s = \frac{\rho \times C_x}{1 - m \times C_x} = 307.7263 \text{ kg/m}^3 = 19.2112 \text{ lbm/ft}^3$$

dengan:

$$C_x = \text{konsentrasi padatan dalam} = 0.2 \text{ kg solid / kg slurry}$$

$$m = \text{massa filter cake} = 2 \text{ kg wet cake / dry cake}$$

$$f = \text{the fraction of the cycle used for format} = 0.3$$

sehingga,

$$V/A = 0.0174 \text{ m}$$

$$A = 0.8152767 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2$$

$$D = 1 \text{ m} = 3.3435 \text{ ft}$$

Diambil stand D = 2 ft = 0.61 m

Tinggi shell = $\frac{\text{kapasitas} \times t_c}{A}$
= 4.338167 m = 14.2 ft

Diambil standar = 15 ft = 4.6 m

Menghitung kebutuhan karbon aktif yang digunakan

A = 0.815276741 m²

Tinggi m = 0.31 x Tinggi (Asumsi 0.31)
= 1.41734 m

Volume = 1.15552 m³

Densitas = 700 kg/m³ (densitas carbon filter < <https://www.desotec.com>)

Kebutuhan karbon aktif = 808.87 kg --> dari perhitungan

= 240 kg --> dari spek online di <https://waterengineer.co.in>

Menghitung tekanan desain

* tekanan vertikal bahan padat pada kolom

$$P_B = \frac{R \rho_B \left(\frac{g}{g_c} \right)}{2 \mu K} \left[1 - e^{(-2 \mu K Z_t / R)} \right] \quad (\text{Mc. Cabe and Smith, 1985})$$

Dimana:

densitas materi = $\rho_b = 2267 \text{ kg/m}^3$

= 141.5 lbm/ft³

koefisien friksi = $\mu = 0,35-0,55$

dipilih = 0.5

rasio tekanan = $K = 0,3-0,6$

dipilih = 0.5

tinggi bahan = $Z_t = 5.50 \text{ ft}$

jari-jari tangk = $R = 1 \text{ ft}$

e = 2.7183

Pb = 288.03 lb/ft²

= 2.000 psi

Tekanan later = 1.000 psi

Tekanan total = 3.000 psi

Tekanan oper = 73.5 psi

Tekanan desa = 1,1 x (Tekanan operasi + tekanan bahan)

= 84.15 psi

Menghitung tebal dinding

Dari *Brownell & Young Page 342*, diperoleh :

Material yang digunakan = Commercial steel SA 167 type 304 grade 3

Tegangan maksimum yang diijinkan (f) = 18750 psi

Faktor pengelasan double welded butt joint (E) = 0.80

Faktor korosi (C) = 0.13 in

Tekanan desain (P desain) = 84.15 psi

Diameter tangki (ID) = 24.00 in

$$t_s = \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C$$

$$= \frac{2019.60}{29899.02} + 0.125$$

$$= 0.193 \text{ in}$$

Tebal *shell standar* = 0.2500 in

Perhitungan tebal tutup atas dan tutup bawah

Tutup atas berbentuk standar *dished head*

Dari *Brownell & Young* Tabel 5.7 untuk ID = 24 in, $t_s = 0,25$ in

$$OE = ID + 2t = 24.50 \text{ in} = 26 \text{ in (standar)}$$

maka $r = 24$ in

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P \times r}{2 \times ((f \times E) - (0.1 \times P))} + C$$

$$= \frac{1787.35}{29983.17} + 0.125$$

$$= 0.185 \text{ in}$$

Tebal tutup atas standar = 0.25 in

Tutup bawah berbentuk *conical* 120°

$$t_{hb} = \frac{P \times D_i}{2 \times (fE - 0.6P) \cos \alpha} + C$$

$$= \frac{2019.60}{14949.51} + 0.125$$

$$= 0.260 \text{ in}$$

Tebal tutup bawah standar = 0.313 in

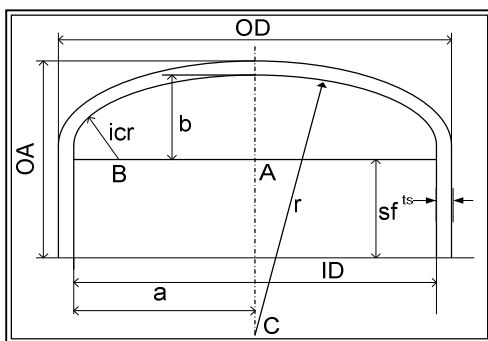
Perhitungan tinggi tangki

Tinggi tutup bawah

$$h_b = \frac{OD}{2 \tan \alpha}$$

$$= 7.506 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas



Dari *Brownell & Young* Tabel 5.6 & 5.7 didapat :

$$r = OD = 24 \text{ in}$$

$$icr = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil sf = 2 in)}$$

Sehingga dari *Fig. 5.8 Brownell & Young Page 87* dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 12.00 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 10.25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 22.25 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 4.25 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 19.75 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 6.44 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi } ta = Ls + OA + hb$$

$$= 180.00 + 6.44 + 7.51$$

$$= 193.94 \text{ in}$$

$$= 16.16 \text{ ft}$$

Backwashing

$$\text{Kisaran } internal \text{ backwashing} = 8-24 \text{ jam} \quad (\text{Powell, 1954})$$

$$\text{Dipilih} = 10 \text{ jam}$$

$$\text{Kisaran kecepatan } backwash = 15-30 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\text{Dipilih} = 15 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\text{Luas penampang} = 0.8153 \text{ m}^2 = 8.78 \text{ ft}^2$$

$$\text{flowrate } backwash = \text{kecepatan } backwash \times \text{luas penampang}$$

$$= 131.63 \text{ gpm}$$

$$\text{Kisaran air untuk } backwash = 0,5-5\% \text{ air yang di (Powell, 1954)}$$

$$\text{Dipilih} = 4\%$$

$$\text{Air untuk } backwash = 0.04 \times 46 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ jam}$$

$$= 18.52 \text{ m}^3 = 4892.43 \text{ gal}$$

$$\text{Waktu } backwash = \frac{4892.43 \text{ gal}}{131.63 \text{ gpm}} = 37.168 \text{ menit}$$

$$\text{Air yang tertinggal} = 0.015\% \times \text{air masuk}$$

$$= 0.015\% \times 46100 \text{ kg/jam}$$

$$= 6.92 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Sehingga, air keluaran filter} = 46100 \text{ kg/jam} - 6.92 \text{ kg/jam}$$

$$= 46093.09 \text{ kg/jam}$$

Spesifikasi Alat Tangki Reaktor Carbon Filter

$$\text{Bahan} = \text{Commercial steel SA 167 type 304 grade 3}$$

$$\text{Bentuk} = \text{Silinder tegak (vertikal) dengan media penyaring } activated \text{ carbon}$$

$$\text{Jenis tutup atas} = \text{Standard dished head}$$

$$\text{Jenis tutup bawah} = \text{Conical } 120^\circ$$

$$\text{Kapasitas} = 1635.06 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dimensi

Diameter Silinder	=	24.00 in	=	0.610 m
Tebal silinder	=	0.25 in	=	0.006 m
Tinggi silinder	=	16.16 in	=	0.411 m
Tebal tutup atas	=	0.25 in	=	0.006 m
Tinggi tutup atas	=	6.44 in	=	0.163 m
Tebal tutup bawah	=	0.3125 in	=	0.008 m
Tinggi tutup bawah	=	7.51 in	=	0.191 m
Tekanan desain	=	84.15 psi		
Waktu <i>backwash</i>	=	37 menit		
Jumlah	=	1 tangki		

C.18. Tangki Reaktor Kation Exchanger / Unit Demin Water (R-240)

Fungsi	:	Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan kesadahan pada air
Tipe	:	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin penukar ion

Menghitung dimensi tangki

Kapasitas : makeup air umpan boiler
asumsi : 2 % dari air BFW

$$\begin{aligned} 2\% \times 46000 &= 920 \text{ kg/jam} \\ &= 4.05 \text{ g/menit} \end{aligned}$$

Siklus regenerasi	:	8 jam = 480 menit
Total kation inlet	:	62 ppm (1galon/kg grain CaCO ₃ = 17.1 ppm)
Total kation outlet	:	0 ppm
Kation hilang	:	100%
Kation exchanger	:	Sulfonated phenolic resin

Kondisi Operasi : (Tabel 16-6 & 16-19 *Perry's Handbook*)

Temperatur	:	30 °C (max. 120°C)
pH	:	7 (range 0-14)
Kapasitas resin	:	0.8 Eq/L = # kgrain CaCO ₃ /ft ³
Maksimum flow	:	12.00 gpm/ft ²
Densitas resin	:	0.85 kg/L = 53.06 lb/ft ³

Jumlah mineral yang dihilangkan = jumlah kation yang dihilangkan x jumlah air x siklus regenerasi

$$= 7.05 \text{ kgrain CaCO}_3$$

$$\text{Kebutuhan volume resin} = 0.40 \text{ ft}^3 = 0.01 \text{ m}^3$$

$$\text{Luas permukaan resin} = 0.34 \text{ ft}^2 = 0.03 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi bed resin} = 1.20 \text{ ft} = 0.36 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Tangki} = 0.66 \text{ ft} = 2 \text{ ft} = 18 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Ruang kosong} &= 75\% \text{ tinggi bed resin untuk ekspansi saat regenerasi} \\ &= 0.90 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lapisan pasir} &= 50\% \text{ tinggi bed resin} \\ &= 0.60 \text{ ft} \end{aligned}$$

Gravel = 12 in = 1 ft
 Tinggi shell total = 3.69 ft

Menghitung kebutuhan resin yang digunakan

Densitas resin = 53.06 lb/ft³
 Volume resin = 0.40 ft³
 Kebutuhan re: = 21.45 lb
 = 9.74 kg

Menghitung tekanan desain

* tekanan vertikal bahan padat pada kolom

$$P_B = \frac{R \rho_B \left(\frac{g}{g_c} \right)}{2 \mu K} \left[1 - e^{(-2 \mu K Z_t / R)} \right] \quad (\text{Mc. Cabe and Smith, 1985})$$

Dimana:

koefisien friksi = $\mu = 0,35-0,55$
 dipilih = 0.5
 rasio tekanan = $K = 0,3-0,6$
 dipilih = 0.5
 tinggi bahan = $Z_t = 1.80$ ft
 jari-jari tangk = $R = 0.75$ ft
 $e = 2.718$
 $P_b = 58.34$ lb/ft²
 = 0.405 psi
 Tekanan later = 0.203 psi
 Tekanan total = 0.608 psi
 Tekanan oper = 1.200 bar gauge
 = 2.213 bar abs
 Tekanan oper = 32.109 psi
 Tekanan desa = 1,1 x (Tekanan operasi + tekanan bahan)
 = 35.99 psi

Menghitung tebal dinding

Dari *Brownell & Young Page 342*, diperoleh :

Material yang digunakan = Plate steel SA 167 type 304 grade 3
 Tegangan maksimum yang diijinkan (f) = 18750 psi
 Faktor pengelasan double welded butt joint (E) = 0.80
 Faktor korosi (C) = 0.125 in
 Tekanan desain (P desain) = 35.99 psi
 Diameter tangki (ID) = 18.00 in

$$ts = \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C$$

$$= \frac{647.78}{29956.81} + 0.13$$

$$= 0.147 \text{ in}$$

Tebal *shell* standard = 0.1875 in

Perhitungan tebal tutup atas dan tutup bawah

Tutup atas berbentuk standard *dished head*

Dari *Brownell & Young* Tabel 5.7 untuk ID = 18 in, $t_s = 0,1875$ in

$$OD = ID + 2t = 18.38 \text{ in} = 20 \text{ in (standar)}$$

maka $r = 20$ in, $icr = 1 \frac{1}{4}$ in

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0.885 \times P \times r}{2 \times ((f \times E) - (0.1 \times P))} + C \\ &= \frac{636.99}{29992.80} + 0.13 \\ &= 0.146 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standar $t_c = 0.1875$ in

Tutup bawah berbentuk *conical* 120°

$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{P \times d_i}{2 \times (fE - 0.6P) \cos \alpha} + C \\ &= \frac{647.78}{14978.41} + 0.13 \\ &= 0.168 \text{ in} \end{aligned}$$

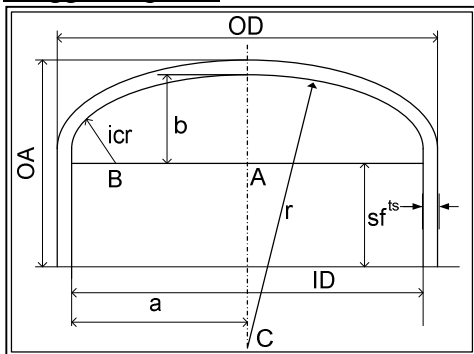
Tebal tutup bawah standar = 0.1875 in

Perhitungan tinggi tangki

Tinggi tutup bawah

$$h_b = \frac{OD}{2 \tan \alpha} = \#\# \text{ in}$$

Tinggi tutup atas



Dari *Brownell & Young* Tabel 5.6 & 5.7 didapat :

$$r = OD = 20 \text{ in}$$

$$icr = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil } 2 \text{ in)}$$

Sehingga dari *Fig. 5.8 Brownell & Young Page 87* dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 9.00 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 7.75 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 18.75 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 2.93 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 17.07 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 5.11 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki} = L_s + OA + h_b$$

$$\begin{aligned}
 &= 44.33 + 5.11 + 5.20 \\
 &= 54.64 \text{ in} \\
 &= 4.55 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Regenerasi Resin

Kebutuhan regenerant

Regenerant yang digunal = H₂SO₄ 4% volume

Kapasitas regenerant = 100 gr/liter resin

Kebutuhan teoritis = 1145 gram

= 1.14 kg

Kebutuhan teknis = 110% kebutuhan teoritis

= 1.26 kg

Waktu regenerasi

Densitas regenerant = 1021.6 kg/m³
= 8.53 lb/galon

Flowrate regenerasi = 12 gpm/ft²

Volume regenerant = 0.0012 m³
= 0.3256 galon

Waktu regenerasi = volume regenerant/(flowrate regenerasi x luas resin)
= 0.080 menit

Waktu pencucian = 10 menit

Waktu Pembilasan = 5 menit

Total waktu = 15.08 menit

Spesifikasi Alat Tangki Reaktor Kation Exchanger

Bahan = Plate steel SA 167 type 304 grade 3

Bentuk = *Silinder*

Jenis tutup atas = *Standard dished head*

Jenis tutup bawah = *Conical 120°*

Jumlah = 1 tangki

Dimensi

Diameter silinder = 18.00 in

Tebal silinder = 0.1875 in

Tinggi silinder = 44.33 in

Tebal tutup atas = 0.19 in

Tinggi tutup atas = 5.11 in

Tebal tutup bawah = 0.1875 in

Tinggi tutup bawah = 5.20 in

Tekanan desain = 35.99 psi

Total waktu regenerasi = 15.08 menit

C.19. Tangki Reaktor Anion Exchanger / Unit Demin Water (R-430)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan kesadahan pada air
Tipe : Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin penukar ion

Menghitung dimensi tangki

Kapasitas : makeup air umpan boiler
asumsi : 2% dari air BFW
 $2.00\% \times 46000 = 920 \text{ kg/jam}$
 $= 4.05 \text{ gpm}$
Siklus regenerasi : 8 jam = 480 menit
Total anion inlet : 62 ppm (1galon/kg grain $\text{CaCO}_3 = 17 \text{ ppm}$)
Total anion outlet : 0 ppm
Anion hilang : 100%
Anion exchanger : Trimethyl benzyl ammonium

Kondisi Operasi : (Tabel 16-6 & 16-19 *Perry's Handbook*)

Temperatur : 30 °C (max. 120°C)
pH : 7 (range 0-14)
Kapasitas resin : 1.340 Eq/L = 29.212 kgrain $\text{CaCO}_3/\text{ft}^3$
Maksimum flow : 7.000 gpm/ft²
Densitas resin : 0.7 kg/L = 43.7 lb/ft³

Jumlah mineral yang dihilangkan = jumlah kation yang dihilangkan x jumlah air x siklus regenerasi

$= 7.05 \text{ kgrain CaCO}_3$
Kebutuhan volume resin = 0.24 ft³ = 0.01 m³
Luas permukaan resin = 0.58 ft² = 0.05 m²
Tinggi bed resin = 0.42 ft = 0.13 m
Diameter Tangki = 0.9 ft = 2 ft = 18 in
Ruang kosong = 75% tinggi bed resin untuk ekspansi saat regenerasi
 $= 0.31 \text{ ft}$
Lapisan pasir = 50% tinggi bed resin
 $= 0.21 \text{ ft}$
Gravel = 12 in = 1 ft
Tinggi shell total = 1.94 ft

Menghitung kebutuhan resin yang digunakan

Densitas resin = 43.70 lb/ft³
Volume resin = 0.24 ft³
Kebutuhan resin = 10.55 lb
 $= 5 \text{ kg}$

Menghitung tekanan desain

* tekanan vertikal bahan padat pada kolom

$$P_B = \frac{R \rho_B \left(\frac{g}{g_c} \right)}{2 \mu K} \left[1 - e^{-2 \mu K Z_t / R} \right] \quad (\text{Mc. Cabe and Smith, 1985})$$

Dimana:

koefisien friksi	=	$\mu = 0,35-0,55$	dipilih = 0.5
rasio tekanan	=	$K = 0,3-0,6$	dipilih = 0.5
tinggi bahan	=	$Z_t = 0.63 \text{ ft}$	
jari-jari tangk	=	$R = 0.75 \text{ ft}$	
e	=	2.7183	
Pb	=	22.79 lb/ft ²	
	=	0.158 psi	
Tekanan later	=	0.079 psi	
Tekanan total	=	0.237 psi	
Tekanan oper	=	1.200 bar gauge	
	=	2.213 bar abs	
	=	32.109 psi	
Tekanan desa	=	1,1x(Tekanan operasi + tekanan bahan)	
	=	35.581 psi	

Menghitung tebal dinding

Dari *Brownell & Young Page 342*, diperoleh :

Material yang digunakan = Plate steel SA 167 type 304 grade 3

Tegangan maksimum yang diijink = 18750 psi

Faktor pengelasan double welded = 0.80

Faktor korosi (C) = 0.13 in

Tekanan desain (P desain) = 35.58 psi

Diameter tangki (ID) = 18.00 in

$$t_s = \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C$$

$$= \frac{640.45}{29957.30} + 0.13$$

$$= 0.146 \text{ in}$$

Tebal *shell standar* = 0.1875 in

Perhitungan tebal tutup atas dan tutup bawah

Tutup atas berbentuk standar *dished head*

Dari *Brownell & Young Tabel 5.7* untuk OD = 18 in, $t_s = 0,1875 \text{ in}$

OI = ID + 2t = # in

OD setelah distandarisas ## in

maka r = 20 in, ic ## in

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P \times r}{2 \times ((f \times E) - (0.1 \times P))} + C$$

$$= \frac{629.78}{29992.88} + 0.125$$

$$= 0.146 \text{ in}$$

Tebal tutup atas standar = 0.188 in

Tutup bawah berbentuk *conical* 120°

$$thb = \frac{P \times d_i}{2 \times (fE - 0.6P) \cos \alpha} + C$$

$$= \frac{640.45}{14978.65} + 0.125$$

$$= 0.1678 \text{ in}$$

Tebal tutup bawah stand = 0.188 in

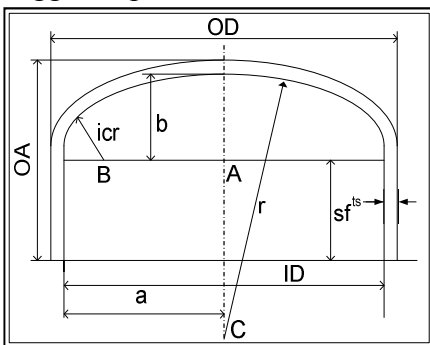
Perhitungan tinggi tangki

Tinggi tutup bawah

$$hb = \frac{OD}{2 \tan \alpha}$$

$$= 5.196 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas



Dari *Brownell & Young Tabel 5.6 & 5.7* didapat :

$$r = OD = 20 \text{ in}$$

$$icr = 1.25 \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil } 2 \text{ in)}$$

Sehingga dari *Fig. 5.8 Brownell & Young Page 87* dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 9.00 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 7.75 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 18.75 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 2.93 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 17.07 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 5.07 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki} = Ls + OA + hb$$

$$= 23.26 + 5.07 + 5.20$$

$$= 33.53 \text{ in}$$

$$= 2.79 \text{ ft}$$

Regenerasi Resin

Kebutuhan regenerant

Regenerant yang digunal = NaOH 70% volume

Kapasitas regenerant = 70 gr/liter resin

Kebutuhan teoritis = 478.35 gram

= 0.48 kg
 Kebutuhan teknis = 110% kebutuhan teoritis
 = 0.53 kg

Waktu regenerasi

Densitas regenerant = 1021.6 kg/m³
 = 8.5257 lb/galon
 Flowrate regenerasi = 7.00 gpm/ft²
 Volume regenerant = 0.0005151 m³
 = 0.14 galon
 Waktu regenerasi = volume regenerant/(flowrate regenerasi x luas resin)
 = 0.0335905 menit
 Waktu pencucian = 10 menit
 Waktu Pembilasan = 5 menit
 Total waktu = 15.034 menit

Spesifikasi Alat Anion Exchanger

Bahan = Plate steel SA 167 type 304 grade 3
 Bentuk = *Silinder*
 Jenis tutup atas = *Standard dished head*
 Jenis tutup bawah = *Conical 120°*
 Jumlah = 1 tangki

Dimensi

Diameter silinder = 18.00 in
 Tebal silinder = 0.1875 in
 Tinggi silinder = 23.26 in
 Tebal tutup atas = 0.19 in
 Tinggi tutup atas = 5.07 in
 Tebal tutup bawah = 0.1875 in
 Tinggi tutup bawah = 5.20 in
 Tekanan desain = 35.58 psi
 Total waktu regenerasi = 15.03 menit

C.20. Pompa Demin Water (L-231)

Fungsi : Untuk memompa air dari air proses ke unit demin

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 Unit

Kapasitas : 46,100 kg/jam

Densitas Air = 966.28 kg/m³ (A.2-3 *Geankoplis*, air pada T= 88,55°C)

$$= 966.28 \times 0.062 = 60.32 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

Rate air = 46,100 kg/jam

$$= \frac{46,100 \times 2.205}{3,600}$$

$$= 28.23 \text{ lbm/s}$$

μ air = 0.32 cp (A.2-4 *Geankoplis*, air pada T= 88,55°C)

$$= 0.32 \times 6.72 \times 10^{-4}$$

$$= 0.000216 \text{ lb}_m/(\text{ft}) \cdot (\text{s})$$

Rate volumet = $\frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}}$

$$= \frac{28.23}{60.32}$$

$$= 0.47 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0.47 \times \# \times 60$$

$$= 210.06 \text{ gal/min}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa = 20 m

$$= 20 \times 3.28 = 65.62 \text{ ft}$$

Beda ketinggian = 4 m

$$= 4 \times 3.3 = 13.12 \text{ ft}$$

Elbow 90° = 2 buah

Globe valve = 1 buah (*wide open*)

Gate valve = 1 buah (*wide open*)

P₁ = 0 barg = 1.01 bar abs

$$= 1.00 \text{ atm} = 14.70 \text{ psia}$$

P₂ = 1.2 barg = 2.21 bar abs

$$= 2.18 \text{ atm} = 32.11 \text{ psia}$$

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

Q_f = Rate Volumetrik

$$= 0.468 \text{ ft}^3/\text{s}$$

ID optimum = $3.9 Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$ (*Peters & Timmerhauss*, pers.15 hal 496)

$$= 3.9 \times \#^{0.5} \times \#^{0.1}$$

$$= 3.9 \times 0.71 \times \#$$

$$= 4.72 \text{ in}$$

Jadi, digunakan diameter pipa = 6.625 in 40

Dari Kern, Tabel 11 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 6.625 \text{ in} & \text{ID} &= 6.065 \text{ in} \\ &= \frac{6.63}{12} = 0.55 \text{ ft} & &= \frac{6}{12} = 0.51 \text{ ft} \\ &= 6.63 \times 0.0254 & &= 6 \times 0.0254 \\ &= 0.17 \text{ m} & &= 0.15 \text{ m} \\ A &= 0.20 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan alir, } v = \frac{Q_f}{A} = \frac{0.47}{0.20} = 2.33 \text{ ft/s}$$

Cek, N_{Re} :

($N_{Re} < 2100$ aliran laminar, $2100 < N_{Re} < 4100$ aliran turbulen, $N_{Re} > 4100$ aliran turbulen)

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{60.32 \times 0.51 \times 2.33}{0.0002} = 328960 \text{ (Turbulen)}$$

Perhitungan *Friction Losses* :

a. *Sudden contraction* dari outlet tangki :

$$K_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_1}\right) \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98})$$

Karena $A_1 \gg A_3$, $m \frac{A_3}{A_1} = 0$

Jadi, $K_c = 0.55$ dan $\alpha \neq$ 'urbule

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98})$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_c &= 0.55 \times \frac{0.22}{2 \times 1.0 \times 32.17} \\ &= \frac{0.12}{64.35} = 0.0019 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/} \end{aligned}$$

b. Friksi pada sambungan dan valve :

Diketahui harga K_f : (*Geankoplis*, Tabel 2.10-1 hal 99)

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0.8$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve} \quad K_f = 0.2$$

Friksi pada 2 elbow 90° :

$$h_{f1} = 2 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, hal 102})$$

$$\begin{aligned}
&= 2 \times 0.8 \frac{0.47^2}{2 \times 1.0 \times 32.17} \\
&= \frac{0.33}{64.35} \\
&= 0.005 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

Friksi pada 1 globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
h_{f2} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
&= 1 \times 6 \frac{0.47^2}{2 \times 1.0 \times 32.17} \\
&= \frac{1.31}{64.35} \\
&= 0.020 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

Friksi pada 1 gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
h_{f3} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
&= 1 \times 0.2 \frac{0.47^2}{2 \times 1.0 \times 32.17} \\
&= \frac{0.04}{64.35} = 0.0006 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
\Sigma h &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} \\
&= 0.01 + 0.02 + 0.0006 \\
&= 0.03 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

c. Friksi pada pipa lurus :

Diketahui :

$$L = 65.62 \text{ ft}$$

Material pipa, yaitu Commercial steel.

$$\varepsilon = 0.000046 \text{ m} \quad \text{(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94)}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
\varepsilon/D &= \frac{0.000046}{0.15} \\
&= 0.00030
\end{aligned}$$

$$f = 0.00375 \quad \text{(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 88)}$$

$$Ff = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{D \times 2 \times g_c} \quad \text{(Geankoplis, pers. 2.10-6 hal 86)}$$

$$\begin{aligned}
&= 4 \times 0.00375 \times \frac{65.62 \times 0.47^2}{0.51 \times 2 \times 32.17} \\
&= \frac{0.2}{32.52} = 0.0066 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

d. Sudden expansion ke inlet boiler :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_4}{A_2}\right)^2 \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93})$$

Karena $A_4 \ll A_2$, $m \cdot \frac{A_4}{A_2} = 0$

Jadi, $K_{ex} = 1.0$ dan $\alpha = 0.75$ (Turbulen)

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93})$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_{ex} &= 1.0 \times \frac{0.22}{2 \times 1.0 \times 32.2} \\ &= \frac{0.22}{64} \\ &= 0.0034 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

e. Total friksi :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} \\ &= 0.0019 + 0.0261 + 0.0066 + 0.0034 \\ &= 0.0380 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance :

$$\begin{aligned} \Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 17.41 \text{ psia} \\ &= 2507.1 \text{ lbf/ft}^2 \end{aligned}$$

$$v_1 = 0$$

$$v_2 = 0.47 \text{ ft/s}$$

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{g_c} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F$$

Persamaan Bernoulli

$$\begin{aligned} W_s &= 41.5614 + 1 \times 13.12 + \frac{0.2190 - 0}{2 \times 1.0 \times 32.17} + 0.04 \\ &= 54.685 + 0 + 0.04 = 54.7 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

Kapasitas = 0.47 ft³/s, maka :

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi pompa} &= 1 - 0.12 q^{-0.27} \\ &= 85\% \end{aligned} \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a hal 205})$$

$$\begin{aligned} W_s &= -\eta_p \times W_p \\ -54.7 &= -85\% \times W_p \\ W_p &= 64.2 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{m \times W_p}{550} \\
 &= \frac{28.23 \times 64.2}{550} \\
 &= 3.29 \text{ hp} \\
 &= 3.29 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, pers. 3.3-2 hal 145)

Efisiensi motor, 94%

(Peters & Timmerhauss, Gb.14-38 hal 521)

$$\begin{aligned}
 \text{Konsumsi} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_m} \\
 \text{Power} &= \frac{3.29}{0.94} \\
 &= 3.50 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/s} \\
 &= 3.50 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Jadi, digunakan power 3.50 hp

Spesifikasi Pompa Demin Water 1 (L-333) :

Kapasitas	=	46,100 kg/jam
Diameter pipa	=	6.625 in 40
Panjang pipa	=	20 m
Beda ketinggian	=	4 m
Elbow 90°	=	2 buah
Globe valve	=	1 buah (<i>wide open</i>)
Gate valve	=	1 buah (<i>wide open</i>)
Head pompa (W_s)	=	-54.7 (lb _f).(ft)/lb _m
W_p	=	64.2 (lb _f).(ft)/lb _m
Efisiensi pompa (η_p)	=	85%
Efisiensi motor (η_m)	=	94%
Power motor	=	3.50 hp
Jumlah	=	1 Unit

C.21. Economizer

1. Heat Balance

Aliran bahan panas,	W	=	391,986.52	kg/h
		=	864,182.50	lb/h
Aliran bahan dingin,	W	=	46,000.00	kg/h
		=	101,412.66	lb/h
	Q	=	20,276,811.56	kJ/h
		=	19,222,417.36	btu/h

2. LMTD

$$T_1 = 30.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 332.36 \text{ } ^\circ\text{C} = 630.25 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 522.11 \text{ } ^\circ\text{C} = 971.79 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 180.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 356 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(86 - 356) - (630.25 - 971.79)}{\ln \frac{(86 - 356)}{(630.253561 - 971.79)}}$$

$$\text{LMTD} = 304.37 \text{ } ^\circ\text{F}$$

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

$$R = \frac{-544.3}{-615.8} = 0.8838$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{-615.8}{-885.8} = 0.6952$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan nilai *Temperature Difference Factor* $F_T = 1$

maka $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 304.37 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 200 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

(Kern, table 8)

4. Memilih ukuran tube

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 8$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0.67 \text{ in}$$

$$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t' = 0.355 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{19,222,417.36}{200 \times 304.37} = 315.7737 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{315.774}{12 \times 0.2618} = 100.51$$

Dari tabel Aspen Plus V8.8 didapatkan spesifikasi sebagai berikut:

Shell	Tube
ID : 39 in	No. of Tube : 130
B : 24.000 in	OD, BWG : 1 in 8 BWG
Pass : 1	Pitch : 1.25 in triangular
	Pass : 1

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = N_t \times L \times a'' = 408.41 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} = 154.64 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

karena viskositas yang relatif kecil, T_c = T_{av} dan t_c = t_{av}

$$T_c = T_{av} = \frac{86 + 630.25}{2} = 358.13 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{971.79 + 356}{2} = 663.9 \text{ }^\circ\text{F}$$

Hot Fluid (shell) : Process Air

Cold Fluid (tube) : BFW

9 Flow area

Menghitung C'

$$C' = P_T - OD = 1.25 - 1 = 0.25$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

9 Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 n} = \frac{130 \times 0.355}{144 \times 1} = 0.3205 \text{ ft}^2$$

$$= \frac{39 \times 0.25 \times 24}{144 \times 1.25}$$

$$= 1.3 \text{ ft}^2$$

10. Mass velocity

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{864182.5}{1.3}$$

$$= 664,755.8 \text{ lb/jam.ft}^2$$

11. Pada $T_c = 663.9 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 351 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 624 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari viskositas yang didapatkan Aspen Plus V8.8

$$\mu = 0.036 \text{ cP}$$

$$= 0.09 \text{ lb/ ft.jam}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$D_e = \frac{0.99 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.08 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \times 664,755.8}{0.08712}$$

$$= 629,503.6$$

12. Dari Fig. 28 Kern didapatkan j_H

$$j_H = 500$$

13. Pada $T_a = 664 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 351.1 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 624.1 \text{ }^\circ\text{K}$

specific heat didapatkan (Aspen Plus V8.8)

10. Mass velocity

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{101412.658}{0.320486}$$

$$= 316,433.86 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = \frac{G_t}{3,600 \times \rho}$$

$$= \frac{316,433.86}{3,600 \times 0.04}$$

$$= 2,197.46 \text{ ft/s}$$

11. Pada $t_c = 358.13 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 181 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 454 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari viskositas yang didapatkan Aspen Plus V8.8

$$\mu = 0.4844 \text{ cP}$$

$$= 1.17 \text{ lb/ ft.jam}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$ID = \frac{0.67 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.056 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0.0558 \times 316,433.9}{1.17225}$$

$$= 15,071.52$$

12. Dari Fig. 24 Kern didapatkan j_H

$$j_H = 60$$

11. Pada $t_a = 358.13 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 181 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 454 \text{ }^\circ\text{K}$

specific heat didapatkan (Aspen Plus V8.8)

$$c = 0.2600 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Thermal conductivity (Aspen Plus V8.8)

$$k = 0.330 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 0.4094$$

14. Dari Fig.25 Kern

Correction factor = 0.9

$$h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o = 500 \times \frac{0.330}{0.08} \times 0.4094$$

$$h_o = 818.9 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

15. *Tube-wall temperature*

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{i_o} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 663.9 + \frac{412.38}{688.68} (-306)$$

$$= 480.801 \text{ }^\circ\text{F}$$

Pada $t_w = 480.80100 \text{ }^\circ\text{F}$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.036 \text{ cP}$$

$$= 0.0871 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$= \left(\frac{0.09}{0.0871}\right)^{0.14}$$

$$= 1$$

Corrected coefficient

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a$$

$$= 818.9 \times 1$$

$$= 818.88 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

16. *Clean overall coefficient*

$$c = 1.2000 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Thermal conductivity (Aspen Plus V8.8)

$$k = 0.360 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 1.5751$$

14. Dari Fig.25 Kern

Correction factor = 0.9

$$h_i = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_t$$

$$h_i = 60 \times \frac{0.360}{0.08} \times 1.575$$

$$h_i = 412.4 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$h_{i_o} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 412.4 \times \frac{0.67}{1}$$

$$= 276.3 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

Pada $t_w = 480.80100 \text{ }^\circ\text{F}$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.4844 \text{ cP}$$

$$= 1.1722 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$= \left(\frac{1.17}{1.1722}\right)^{0.14}$$

$$= 1$$

Corrected coefficient

$$h_{i_o} = \frac{h_{i_o}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$= 276.3 \times 1$$

$$= 276.3 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$U_c = \frac{276.3 \times 818.88}{276.3 + 818.88}$$

$$U_c = 206.59 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

17. Design overall coefficient

$$\text{Diketahui external surface /ft, a"} = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 130 \times 12 \times 0.2618 \\ &= 408.41 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{19222417.36}{408.41 \times 304.37} \\ &= 154.64 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

18. Dirt factor

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{206.591 - 154.64}{206.591 \times 154.64} \\ &= 0.001626 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu} \end{aligned}$$

Ringkasan

818.88	<i>h outside</i>	276.3
U_c	=	206.59
U_D	=	154.64
$R_{d \text{ calc}}$	=	0.0016
$R_{d \text{ req}}$	=	0.001

Pressure Drop

$$1. \quad Re_s = 629503.571$$

Dari Fig.29 Kern, didapatkan

$$\begin{aligned} f &= 0.00100 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ sg &= 1 \end{aligned}$$

$$2. \quad \text{No. of crosses}$$

$$1. \quad Re_t = 15071.5184$$

Dari Fig.26 Kern, didapatkan

$$\begin{aligned} f &= 0.00025 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ s &= 1.2 \end{aligned}$$

$$2. \quad \Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{\dots}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{12}{24}$$

$$N + 1 = 6$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 3.3 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{8617054570}{4306500000}$$

$$= 2.00 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = \frac{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_t}{300,391,168}$$

$$= 0.1031 \text{ psi}$$

$$3. G_t = 316433.8624$$

Dari Fig.27 Kern, didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0.2$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= \frac{4 \times 1}{1} \times 0.2$$

$$= 0.7 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_T = P_t + P_r$$

$$= 0.10 + 0.6667$$

$$= 0.77 \text{ psi}$$

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Heater

Kode Alat : E-221

Fungsi Alat : Memanfaatkan panas fluegas untuk memanaskan BFW

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan Konstruks: *Carbon Steel SA 302*

Tube	: ID	: 0.67	in
	: OD	: 1.00	in
	: BWG	: 8.00	
	: Pitch	: 1.25	in
	: Panjang	: 12.00	ft
	: ΔP_T	: 0.77	psi
	: Passes	: 1	
Shell	: De	: 0.99	in
	: ΔP_s	: 2.00	psi
	: ID	: 39.00	in
	: Baffle	: 24.00	in
	: Passes	: 1	
Rd	:	0.0016	
Luas Area	:	408.41	ft ²
Jumlah	:	1	

C.21. Evaporator

1. Heat Balance

Aliran bahan panas,	W	=	391986.52	kg/h
		=	864182.5016	lb/h
Aliran bahan dingin,	W	=	46000.00	kg/h
		=	101412.658	lb/h
	Q	=	32124250.49	kJ/h
		=	30453789.47	btu/h

2. LMTD

$$T_1 = 180.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 356 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 522.11 \text{ } ^\circ\text{C} = 971.8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 586.30 \text{ } ^\circ\text{C} = 1087.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 351.80 \text{ } ^\circ\text{C} = 665.24 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(356 - 665.24) - (971.8 - 1087.3)}{\ln \frac{(356 - 665.24)}{(971.798 - 1087.3)}}$$

$$\text{LMTD} = 196.75 \text{ } ^\circ\text{F}$$

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

$$R = \frac{-615.8}{-422.1} = 1.4589$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{-422.1}{-731.3} = 0.5772$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan nilai *Temperature Difference Factor* $F_T = 1$

maka $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 196.75 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 80 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

(Kern, table 8)

4. Memilih ukuran tube

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 8$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0.67 \text{ in}$$

$$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t' = 0.355 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{30453789.47}{80 \times 196.75} = 1934.794 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{1934.794}{16 \times 0.2618} = 461.9$$

Dari tabel Aspen Plus V8.8 didapatkan spesifikasi sebagai berikut:

<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
ID : 61 in	No. of Tube : 574
B : 32.000 in	OD, BWG : 1 in 8 BWG
Pass : 1	Pitch : 1.25 in triangular
	Pass : 2

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = N_t \times L \times a'' = 2404.4 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} = 64.376 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

karena viskositas yang relatif kecil, T_c = T_{av} dan t_c = t_{av}

$$T_c = T_{av} = \frac{356 + 971.8}{2} = 663.9 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{1087.3 + 665.24}{2} = 876.29 \text{ }^\circ\text{F}$$

Hot Fluid (shell) : Process Air

Cold Fluid (tube) : Steam

9 Flow area

Menghitung C'

$$C' = P_T - OD = 1.25 - 1 = 0.25$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

9 Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 n} = \frac{574 \times 0.355}{144 \times 2} = 0.7075 \text{ ft}^2$$

$$= \frac{61 \times 0.25 \times 32}{144 \times 1.25}$$

$$= 2.7111 \text{ ft}^2$$

10. Mass velocity

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{864182.5}{2.711111}$$

$$= 318755.8 \text{ lb/jam.ft}^2$$

11. Pada T_c = 876.29 °F
 = 469 °C
 = 742 °K

Dari viskositas yang didapatkan Aspen Plus V8.8

$$\mu = 0.34 \text{ cP}$$

$$= 0.82 \text{ lb/ ft.jam}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$D_e = \frac{0.99 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.08 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \times 318755.8}{0.82280}$$

$$= 31960.81$$

12. Dari Fig. 28 Kern didapatkan j_H

$$j_H = 120$$

13. Pada T_a = 876 °F
 = 469.1 °C
 = 742.1 °K

specific heat didapatkan (Aspen Plus V8.8)

10. Mass velocity

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{101412.66}{0.707535}$$

$$= 143332.4116 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$$

$$= \frac{143332.4116}{3600 \times 0.04}$$

$$= 995.363969 \text{ ft/s}$$

11. Pada t_c = 663.9 °F
 = 351 °C
 = 624 °K

Dari viskositas yang didapatkan Aspen Plus V8.8

$$\mu = 0.0855 \text{ cP}$$

$$= 0.21 \text{ lb/ ft.jam}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$ID = \frac{0.67 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.056 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0.0558 \times 143332.4}{0.20691}$$

$$= 38677.3298$$

12. Dari Fig. 24 Kern didapatkan j_H

$$j_H = 110$$

11. Pada t_a = 663.9 °F
 = 351 °C
 = 624 °K

specific heat didapatkan (Aspen Plus V8.8)

$$c = 0.2600 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Thermal conductivity (Aspen Plus V8.8)

$$k = 0.330$$

$$\text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0.8655$$

14. Dari Fig.25 Kern

$$\text{Correction factor} = 0.9$$

$$h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o = 120 \times \frac{0.330}{0.08} \times 0.8655$$

$$h_o = 415.4 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

15. *Tube-wall temperature*

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 876.29 + \frac{385.45}{643.7} (-212)$$

$$= 749.1098 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Pada } t_w = 749.10976 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.036 \text{ cP}$$

$$= 0.0871 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$= \left(\frac{0.82}{0.0871} \right)^{0.14}$$

$$= 1.3694$$

Corrected coefficient

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a$$

$$= 415.4 \times 1.3694$$

$$= 568.88 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

16. *Clean overall coefficient*

$$c = 0.9010 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Thermal conductivity (Aspen Plus V8.8)

$$k = 0.360$$

$$\text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0.803$$

14. Dari Fig.25 Kern

$$\text{Correction factor} = 0.9$$

$$h_i = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_t$$

$$h_i = 110 \times \frac{0.360}{0.08} \times 0.803$$

$$h_i = 385.4 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 385.4 \times \frac{0.67}{1}$$

$$= 258.25 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Pada } t_w = 749.10976 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.4844 \text{ cP}$$

$$= 1.1722 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$= \left(\frac{0.21}{1.1722} \right)^{0.14}$$

$$= 0.7844$$

Corrected coefficient

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$= 258.3 \times 0.7844$$

$$= 202.58 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$U_c = \frac{202.58 \times 568.88}{202.58 + 568.88}$$

$$U_c = 149.38 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

17. Design overall coefficient

Diketahui *external surface* /ft, a" = 0.2618 ft²/ft

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 574 \times 16 \times 0.2618$$

$$= 2404.4 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{30453789.47}{2404.4 \times 196.75}$$

$$= 64.376 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

18. Dirt factor

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{149.382 - 64.376}{149.382 \times 64.376}$$

$$= 0.00884 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

Ringkasan

568.88	<i>h outside</i>	202.58
U_c	=	149.38
U_D	=	64.38
$R_{d \text{ calc}}$	=	0.0088
$R_{d \text{ req}}$	=	0.001

Pressure Drop

<p>1. $Re_s = 31960.8129$</p> <p>Dari Fig.29 Kern, didapatkan</p> $f = 0.00180 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ $sg = 1$ <p>2. <i>No. of crosses</i></p>	<p>1. $Re_t = 38677.3298$</p> <p>Dari Fig.26 Kern, didapatkan</p> $f = 0.00019 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ $s = 1.2$ <p>2. $\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L_n}{\dots}$</p>
---	---

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{16}{32}$$

$$N + 1 = 6$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 5.1 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{5578130202}{3378089322}$$

$$= 1.65127 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = \frac{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_t}{124908616}$$

$$= \frac{124908616}{2914500000}$$

$$= 0.0429 \text{ psi}$$

$$3. G_t = 143332.4116$$

Dari Fig.27 Kern, didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0.2$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= \frac{4 \times 2}{1} \times 0.2$$

$$= 1.3 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_T = P_t + P_r$$

$$= 0.04 + 1.3333$$

$$= 1.38 \text{ psi}$$

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Heater
Kode Alat	:	E-221
Fungsi Alat	:	Memanaskan BFW untuk menjadi saturated steam dengan menggunakan flue gas
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruks:	:	Carbon Steel SA 302
Tube	:	ID : 0.67 in
	:	OD : 1.00 in
	:	BWG : 8.00
	:	Pitch : 1.25 in
	:	Panjang : 16.00 ft
	:	ΔP_T : 1.38 psi
	:	Passes : 2
Shell	:	de : 0.99 in
	:	ID : 61.00 in
	:	Baffle : 32.00 in
	:	ΔP_s : 1.651 psi
	:	Passes : 1
Rd	:	0.0088
Luas Area	:	2404.37 ft ²
Jumlah	:	1

C.22. Superheater

1. Heat Balance

Aliran bahan panas,	W	=	391986.52	kg/h
		=	864182.5016	lb/h
Aliran bahan dingin,	W	=	46000.00	kg/h
		=	101412.658	lb/h
	Q	=	16661228.13	kJ/h
		=	15794844.27	btu/h

2. LMTD

T_1	=	351.80 °C	=	665.24 °F
T_2	=	586 °C	=	1086.8 °F
t_1	=	632.90 °C	=	1171.2 °F
t_2	=	525.00 °C	=	977 °F

$$\text{LMTD} = \frac{(665.24 - 977) - (1086.8 - 1171.2)}{\ln \frac{(665.24 - 977)}{(1086.8 - 1171.2)}}$$

$$\text{LMTD} = 174.02 \text{ °F}$$

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

$$R = \frac{-421.56}{-194.22} = 2.1705$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{-194.2}{-506} = 0.3838$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan nilai *Temperature Difference Factor* $F_T = 1$

maka $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 174.02 \text{ °F}$$

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 80 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(°F)}$$

(Kern, table 8)

4. Memilih ukuran tube

Dari Aspen Plus V8.8 didapatkan kriteria :

$$\text{OD} = 1.5 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 8$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1.17 \text{ in}$$

$$a'' = 0.3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t' = 1.075 \text{ in}^2$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{15794844.27}{80 \times 174.02} = 1134.581 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{1134.581}{16 \times 0.3925} = 180.67$$

Dari tabel Aspen Plus V8.8 didapatkan spesifikasi sebagai berikut:

Shell	Tube
ID : 72 in	No. of Tube : 216
B : 32.000 in	OD, BWG : 1.5 in 8 BWG
Pass : 1	Pitch : 1.875 in triangular
	Pass : 1

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = N_t \times L \times a'' = 1356.5 \text{ ft}^2$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$U_{D \text{ koreksi}} = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} = 66.9132 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

karena viskositas yang relatif kecil, T_c = T_{av} dan t_c = t_{av}

$$T_c = T_{av} = \frac{665.24 + 1086.8}{2} = 876.02 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{1171.22 + 977}{2} = 1074.1 \text{ }^\circ\text{F}$$

Hot Fluid (shell) : Process Air

Cold Fluid (tube) : Steam

9 Flow area

Menghitung C'

$$C' = P_T - OD = 1.875 - 2 = 0.375$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

9 Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 n} = \frac{216 \times 1.075}{144 \times 1} = 1.6125 \text{ ft}^2$$

$$= \frac{72 \times 0.375 \times 32}{144 \times 1.875}$$

$$= 3.2 \text{ ft}^2$$

10. Mass velocity

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{864182.50}{3.2}$$

$$= 270057.03 \text{ lb/jam.ft}^2$$

11. Pada $T_c = 1074.1 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 579 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 852 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari viskositas yang didapatkan Aspen Plus V8.8

$$\mu = 0.34 \text{ cP}$$

$$= 0.82 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$D_e = \frac{0.99}{12} \text{ in}$$

$$= 0.08 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \times 270057}{0.82280}$$

$$= 27077.911$$

12. Dari Fig. 28 Kern didapatkan j_H

$$j_H = 110$$

13. Pada $T_a = 1074 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 579.0 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 852.0 \text{ }^\circ\text{K}$

specific heat didapatkan (Aspen Plus V8.8)

10. Mass velocity

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{101412.66}{1.6125}$$

$$= 62891.57085 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$$

$$= \frac{62891.57085}{3600 \times 0.04}$$

$$= 436.74702 \text{ ft/s}$$

11. Pada $t_c = 876.02 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 469 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 742 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari viskositas yang didapatkan Aspen Plus V8.8

$$\mu = 0.0855 \text{ cP}$$

$$= 0.21 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$ID = \frac{1.17}{12} \text{ in}$$

$$= 0.098 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0.0975 \times 62891.57}{0.20691}$$

$$= 29635.7264$$

12. Dari Fig. 24 Kern didapatkan j_H

$$j_H = 100$$

11. Pada $t_a = 876.02 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 469 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 742 \text{ }^\circ\text{K}$

specific heat didapatkan (Aspen Plus V8.8)

$$c = 0.2600 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Thermal conductivity (Aspen Plus V8.8)

$$k = 0.330 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 0.8655$$

14. Dari Fig.25 Kern

$$\text{Correction factor} = 0.9$$

$$h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o = 175 \times \frac{0.330}{0.08} \times 0.8655$$

$$h_o = 605.8 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

15. *Tube-wall temperature*

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 1074.1 + \frac{350.409}{623.728} (-198)$$

$$= 962.8235 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Pada } t_w = 962.82348 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.036 \text{ cP}$$

$$= 0.08712 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$= \left(\frac{0.82}{0.08712}\right)^{0.14}$$

$$= 1.3694$$

Corrected coefficient

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a$$

$$= 605.8 \times 1.3694$$

$$= 829.61 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

16. *Clean overall coefficient*

$$c = 0.9010 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

Thermal conductivity (Aspen Plus V8.8)

$$k = 0.360 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 0.803$$

14. Dari Fig.25 Kern

$$\text{Correction factor} = 0.9$$

$$h_i = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_t$$

$$h_i = 100 \times \frac{0.360}{0.08} \times 0.803$$

$$h_i = 350.4 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 350.4 \times \frac{1.17}{1.5}$$

$$= 273.32 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Pada } t_w = 962.82348 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.4844 \text{ cP}$$

$$= 1.1722 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$= \left(\frac{0.21}{1.1722}\right)^{0.14}$$

$$= 0.7844$$

Corrected coefficient

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$= 273.3 \times 0.7844$$

$$= 214.4 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$U_c = \frac{214.4 \times 829.61}{214.4 + 829.61}$$

$$U_c = 170.37 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

17. Design overall coefficient

$$\text{Diketahui external surface /ft, a''} = 0.3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 216 \times 16 \times 0.3925 \\ &= 1356.48 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{15794844.27}{1356.48 \times 174.02} \\ &= 66.9132 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

18. Dirt factor

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{170.368 - 66.913}{170.368 \times 66.913} \\ &= 0.009075 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu} \end{aligned}$$

Ringkasan

829.61	<i>h outside</i>	214.4
U_c	=	170.37
U_D	=	66.91
$R_{d \text{ calc}}$	=	0.0091
$R_{d \text{ req}}$	=	0.001

Pressure Drop

$$1. \quad Re_s = 27077.9109$$

Dari Fig.29 Kern, didapatkan

$$f = 0.00170 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$sg = 1$$

$$2. \quad \text{No. of crosses}$$

$$1. \quad Re_t = 29635.7264$$

Dari Fig.26 Kern, didapatkan

$$f = 0.0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$s = 1.2$$

$$2. \quad \Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{\dots}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{16}{32}$$

$$N + 1 = 6$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 6 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{4463364984}{3378089322}$$

$$= 1.32127 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = \frac{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_t}{12657119}$$

$$= \frac{5089500000}{12657119}$$

$$= 0.0025 \text{ psi}$$

$$3. G_t = 62891.57085$$

Dari Fig.27 Kern, didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0.2$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= \frac{4 \times 1}{1} \times 0.2$$

$$= 0.7 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_r = P_t + P_r$$

$$= 0.00 + 0.6667$$

$$= 0.67 \text{ psi}$$

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Heater
Kode Alat	:	E-221
Fungsi Alat	:	Memanaskan saturated steam menjadi superheated steam menggunakan flue gas
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Tube	:	ID : 1.17 in
	:	OD : 1.50 in
	:	BWG : 8.00
	:	Pitch : 1.875 in
	:	Panjang : 16.00 ft
	:	ΔP_t : 0.67 psi
	:	Passes : 1
Shell	:	De : 0.99 in
	:	ID : 72 in
	:	Baffle : 32 in
	:	ΔP_s : 1.321 psi
	:	Passes : 1
Rd	:	0.0091
Luas Area	:	1356.48 ft ²
Jumlah	:	1

C.23. Pompa Demin Water 1 (L-312)

Fungsi : Untuk memompa air dari tangki penampung BFW menuju economizer

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 Unit

Kapasitas : 46,000 kg/jam

$$\begin{aligned}\text{Densitas Air} &= 966.28 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{A.2-3 Geankoplis, air pada } T=88,55^\circ\text{C}) \\ &= 966.28 \times 0.062 = 60.32 \text{ lb}_m/\text{ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate air} &= 46,000 \text{ kg/jam} \\ &= \frac{46,000 \times 2.205}{3,600} \\ &= 28.17 \text{ lbm/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\mu \text{ air} &= 0.32 \text{ cp} \quad (\text{A.2-4 Geankoplis, air pada } T=88,55^\circ\text{C}) \\ &= 0.32 \times 6.720 \times \#^{-4} \\ &= 0.000216 \text{ lb}_m/(\text{ft}\cdot\text{s})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate volume} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} \\ &= \frac{28.17}{60.32} \\ &= 0.47 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0.47 \times 7.481 \times 60 \\ &= 209.60 \text{ gal/min}\end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

$$\begin{aligned}\text{Panjang pipa} &= 20 \text{ m} \\ &= 20 \times 3.3 = 65.62 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Beda ketinggian} &= 4 \text{ m} \\ &= 4 \times 3.3 = 13.12 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ = 2 \text{ buah}$$

$$\text{Globe valve} = 1 \text{ buah (wide open)}$$

$$\text{Gate valve} = 1 \text{ buah (wide open)}$$

$$\begin{aligned}P_1 &= 0.2 \text{ barg} = 1.21 \text{ bar abs} \\ &= 1.20 \text{ atm} = 17.60 \text{ psia}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_2 &= 112.0 \text{ barg} = 113.01 \text{ bar abs} \\ &= 111.54 \text{ atm} = 1,639.57 \text{ psia}\end{aligned}$$

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

Q_f = Rate Volumetrik

$$= 0.467 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned}\text{ID optimum} &= 3.9 Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhauss, pers.15 hal 496}) \\ &= 3.9 \times \#^{0.5} \times \#^{0.1} \\ &= 3.9 \times 0.71 \times \# \\ &= 4.72 \text{ in}\end{aligned}$$

Jadi, digunakan diameter pipa = 6.625 in 40

Dari Kern, Tabel 11 diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 6.625 \text{ in} & \text{ID} &= 6.065 \text{ in} \\ &= \frac{6.63}{12} = 0.55 \text{ ft} & &= \frac{6}{12} = 0.51 \text{ ft} \\ &= 6.63 \times 0.0254 & &= 6 \times 0.0254 \\ &= 0.17 \text{ m} & &= 0.15 \text{ m} \\ A &= 0.20 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan alir, } v = \frac{Q_f}{A} = \frac{0.47}{0.20} = 2.33 \text{ ft/s}$$

Cek, N_{Re} :

($N_{Re} < 2100$ aliran laminar, $2100 < N_{Re} < 4100$ aliran turbulen, $N_{Re} > 4100$ aliran turbulen)

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{60.32 \times 0.51 \times 2.33}{0.0002} = 328246 \text{ (Turbulen)}$$

Perhitungan *Friction Losses* :

a. *Sudden contraction* dari outlet tangki :

$$K_c = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_3}{A_1}\right) \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98})$$

Karena $A_1 \gg A_3$, $\frac{A_3}{A_1} = 0$

Jadi, $K_c = 0.55$ dan $\alpha \neq \text{urbulen}$

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98})$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_c &= 0.55 \times \frac{5.42}{2 \times 1.0 \times 32.17} \\ &= \frac{2.98}{64.35} = 0.05 \text{ (lb}_f\text{).(ft)} \end{aligned}$$

b. Friksi pada sambungan dan valve :

Diketahui harga K_f : (**Geankoplis, Tabel 2.10-1 hal 99**)

Elbow 90° $K_f = 0.75$

Globe valve $K_f = 6$

Gate valve $K_f = 0.17$

Friksi pada 2 elbow 90° :

$$h_{f1} = 2 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, hal 102})$$

$$\begin{aligned}
&= 2 \times 0.75 \frac{2.33^2}{2 \times 1.0 \times 32.17} \\
&= \frac{8.14}{64} \\
&= 0.13 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

Friksi pada 1 globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
h_{f2} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
&= 1 \times 6 \frac{2.33^2}{2 \times 1.0 \times 32.17} \\
&= \frac{32.54}{64.348} \\
&= 0.51 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

Friksi pada 1 gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
h_{f3} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
&= 1 \times 0.17 \frac{2.33^2}{2 \times 1.0 \times 32.17} \\
&= \frac{0.92}{64.35} = 0.0143 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
\Sigma h &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} \\
&= 0.13 + 0.51 + 0.0143 \\
&= 0.65 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

c. Friksi pada pipa lurus :

Diketahui :

$$L = 65.62 \text{ ft}$$

Material pipa, yaitu Commercial steel.

$$\varepsilon = 0.000046 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94})$$

Maka :

$$\varepsilon/D = \frac{0.000046}{0.15}$$

$$= 0.00030$$

$$f = 0.00375 \quad (\text{Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 88})$$

$$Ff = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{D \times 2 \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-6 hal 86})$$

$$= 4 \times 0.004 \times \frac{65.62 \times 2.33^2}{0.51 \times 2 \times 32.17}$$

$$= \frac{5.3}{32.52} = 0.16 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m$$

d. *Sudden expansion ke inlet boiler :*

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_4}{A_2}\right)^2 \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93})$$

Karena $A_4 \ll A_2$, maka : $\frac{A_4}{A_2} = 0$

Jadi, $K_{ex} = 1.0$ dan $\alpha = 1.0$ (Turbulen)

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93})$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_{ex} &= 1.0 \times \frac{5.42}{2 \times 1.0 \times 32} \\ &= \frac{5.42}{64} \\ &= 0.08 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

e. Total friksi :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} \\ &= 0.05 + 0.65 + 0.16 + 0.08 \\ &= 0.94 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance :

$$\begin{aligned} \Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 1622 \text{ psia} \\ &= 233578 \text{ lbf/ft}^2 \end{aligned}$$

$$v_1 = 0$$

$$v_2 = 2.33 \text{ ft/s}$$

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{g_c} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F \quad \boxed{\text{Persamaan Bernoulli}}$$

$$\begin{aligned} W_s &= 3872.1 + 1 \times 13.12 + \frac{5.42^2 - 0}{2 \times 1.0 \times 32.17} + 0.94 \\ &= 3885.3 + 0.08 + 0.94 = -3886.3 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

Kapasitas = 0.47 ft³/s, maka :

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi pomp} &= 1 - 0.12 q^{-0.27} \quad (\text{Ulrich, pers 4-95a hal 205}) \\ &= 85\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= -\eta_p \times W_p \\ -3886.3 &= -85\% \times W_p \\ W_p &= 4558.1 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{m \times W_p}{550} && \text{(Geankoplis, pers. 3.3-2 hal 145)} \\ &= \frac{28.17 \times 4558.1}{550} \\ &= 233.46 \text{ hp} \\ &= 233.46 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor, $\eta_m = 94\%$ (Peters & Timmerhauss, Gb.14-38 hal 521)

$$\begin{aligned} \text{Konsumsi Power} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_m} \\ &= \frac{233.46}{0.94} \\ &= 248.36 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/s} \\ &= 248.36 \text{ hp} \end{aligned}$$

Jadi, digunakan power 248.36 hp

Spesifikasi Pompa Demin Water 1 (L-312) :

Kapasitas	=	46,000	kg/jam
Diameter pipa	=	6.625 in	40
Panjang pipa	=	20	m
Beda ketinggian	=	4	m
Elbow 90°	=	2	buah
Globe valve	=	1	buah (<i>wide open</i>)
Gate valve	=	1	buah (<i>wide open</i>)
Head pompa (W_s)	=	-3,886.3	(lb _f). (ft)/lb _m
W_p	=	4,558.1	(lb _f). (ft)/lb _m
Efisiensi pompa (η_p)	=	85%	
Efisiensi motor (η_m)	=	94%	
Power motor	=	248.36	hp
Jumlah	=	1	Unit

Divalidasi menggunakan ASPEN PLUS untuk power 248.83 hp, didapatkan tekanan discharge sebesar 116 bar

C.24. Steam Turbine (N-320)

Fungsi	= Mengkonversi steam yang dihasilkan boiler menjadi energi listrik.
Model Number	= YBPST1125
Tipe	= Back Pressure Steam Turbine
Feed	: Steam Superheated
Data operasi	:
Suhu masuk (T1)	= 525 °C = 977 °F
Suhu keluar (T2)	= 134 °C = 272.35 °F
Tekanan masuk (P1)	= 113 bar = 1,639.4 psia
Tekanan keluar (P2)	= 3.00 bar = 43.523 psia
Rate massa	= 46,000 kg/jam
Rate mol	= 2555.56 kgmol/jam

Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, Ps (psia)
Ps = P gas masuk
Ps = 1,639.4 psia
2. Temperatur Suction, Ts (°R)
Ts = 525 °C = 798.2 K
3. Tekanan Discharge, Pd (psia)
Pd = P gas keluar
Pd = 43.5 psia
3. Temperatur Discharge, Td (oR)
Td = 134 oC 406.7 K
4. Ratio spesifik heat, k
k = 1.41 (k untuk steam) **(Hysys)**
5. Overall compresor ratio, Rc (Ludwig vol III,pers.(12-36))
$$= \frac{Ps}{Pd} = \frac{1639.38}{43.523} = 37.667$$

Rc maks/stage = 3-4,5 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)
37.667 / N = 4.5
N = 8.4

sehingga diperlukan 9 stage

Spesifikasi Steam Turbine (N-310)

Nama	= <i>Standard Multi-Stage Steam Turbine</i>
Tipe Blading	= <i>Impulse</i>
Stage max	= 15
Tipe Electricity Gene	= <i>Steam</i>
Outlet Power	= Up to 45 MW
Inlet Steam Pressure	= Up to 140 bar
Inlet Steam Temperat	= 535 °C
Tekanan Outlet Max	= Up to 16 bar
Speed max	= Up to 12000 rpm
Steam Consumption	= 10,5 - 37,8 Kg/KWh
Steam Consumption	= 6 Ton/jam - 260 Ton (www.siemens.com)

C.25. Combustion Chamber R-312

Physical Constants

Berat Molekul Gas	=	31.23
Rasio Specific Heats	=	1.2
Combustion Chamber Temperatur	=	1664.3 F
Gravitasi	=	32 ft/sec/sec
Ambient pressure	=	15 psia
Combustion Chamber Pressure	=	147 psia

Flow Rates

Propellant flow rate	=	240.09 lbs/sec
Oxidizer flow rate	=	206.89 lbs/sec
Fuel flow rate	=	33.21 lbs/sec

Nozzle Properties

Nozzle throat cross-sectional area	=	143.88 sq in
Throat diameter	=	13.54 in
Nozzle exit area	=	325.08 sq in
Exit diameter	=	20.34 in
Expansion ratio	=	2.26
Temperature in the nozzle throat	=	1471.2 F
Temperature at the nozzle exit	=	1133.9 F
Te/Tc	=	0.6813
Gas pressure in the nozzle throat	=	82.978 PSI
Mach number at nozzle	=	2.1629

Chamber Properties

Combustion chamber diameter	=	67.676 in
Chamber volume	=	401670 cubic in
Chamber cross-sectional area	=	3597.1 sq in
Chamber length	=	101.51 in
Stress	=	164388 PSI
Wall thickness	=	0.6218 in
L/D	=	1.5
C	=	88.095

APPENDIKS D
ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	=	13,800 kg/jam
Lama operasi	=	330 hari
Basis	=	1 tahun
Nilai tukar rupiah (1 US\$)	=	14,084 Rupiah (15 Januari 2019)
(sumber : http://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/Default.aspx)		
Pengadaan peralatan, tahun	=	2020
Mulai konstruksi, tahun	=	2021
Lama konstruksi	=	3 tahun
Mulai beroperasi, tahun	=	2024

D.1. Harga Peralatan

Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang di dapatkan dari website www.matche.com yang memberikan harga peralatan berdasarkan pada FOB (*Free on Board*) dari Gulf Coast USA.

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Juli 2019 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani. Instalasi peralatan pada awal tahun 2020 dan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2023. Perubahan harga peralatan ditaksir berdasarkan *Marshall and Swift Equipment Index* yang akan menyesuaikan harga alat pada tahun tertentu pada tahun pembelian alat.

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{(\text{Indeks harga tahun ke sekarang})}{(\text{Indeks harga tahun lampau})} \times \text{Harga alat tahun lampau}$$

Tabel D.1. Marshall and Swift Equipment Cost Index

Tahun	Annual Index
2001	394.3
2002	395.6
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7

www.chemengonline.com

Dengan metode *Least Square*, dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata-rata pada tahun 2017.

Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan persamaan :

- dimana : y = tahun
 m = gradien
 x = indeks harga
 c = konstanta

Untuk mendapatkan harga m dan c , langkah awal adalah membuat tabel antara tahun dan x^2 serta $x.y$, dengan persamaan :

$$m = \frac{n \sum xy - \sum y \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2} \quad \text{(Kusnarjo, 2-5)}$$

$$c = \frac{\sum x^2 \sum y - \sum xy \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2} \quad \text{(Kusnarjo, 2-6)}$$

Tabel D.2. Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

Data	y	x	y ²	x ²	xy
1	2001	394.3	4,004,001	155,472.49	788,994.3
2	2002	395.6	4,008,004	156,499.36	791,991.2
3	2003	402.0	4,012,009	161,604.00	805,206.0
4	2004	444.2	4,016,016	197,313.64	890,176.8
5	2005	468.2	4,020,025	219,211.24	938,741.0
6	2006	499.6	4,024,036	249,600.16	1,002,197.6
7	2007	525.4	4,028,049	276,045.16	1,054,477.8
8	2008	575.4	4,032,064	331,085.16	1,155,403.2
9	2009	521.9	4,036,081	272,379.61	1,048,497.1
10	2010	550.8	4,040,100	303,380.64	1,107,108.0
11	2011	585.7	4,044,121	343,044.49	1,177,842.7
12	2012	584.6	4,048,144	341,757.16	1,176,215.2
13	2013	567.3	4,052,169	321,829.29	1,141,974.9
14	2014	576.1	4,056,196	331,891.21	1,160,265.4
15	2015	556.8	4,060,225	310,026.24	1,121,952.0
16	2016	541.7	4,064,256	293,438.89	1,092,067.2
Σ	32,136	8,189.6	64,545,496	4,264,578.74	16,453,110.4

$$m = \frac{n \sum xy - \sum y \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

$$= \frac{263,249,766.4 - 263,180,985.6}{68,233,259.84 - 67,069,548}$$

$$= 0.0591$$

$$c = \frac{\sum x^2 \sum y - \sum xy \sum x}{n \sum x^2 - (\sum x)^2}$$

$$= \frac{137,046,502,388.64 - 134,744,392,931.84}{68,233,259.84 - 67,069,548.16}$$

$$= 1,978.25$$

Dari hasil perhitungan akan didapatkan persamaan :

$$m = 0.0591$$

$$c = 1,978.25$$

$$y = 0.0591 x + 1,978.25$$

Contoh perhitungan untuk mencari indeks :

Indeks harga pada tahun 2017 atau $x = 2017$:

$$y = mx + c$$

$$2017 = 0.0591 x + 1,978.25$$

$$y = 655.6627$$

dengan cara yang sama dapat dihitung *annual index* untuk tahun 2018 - 2024, sehingga diperoleh :

Tabel D.3. Hasil Perhitungan *Annual Index* Tahun 2017 - 2024

Tahun	Annual Index
2017	655.6627
2018	672.5818
2019	689.5009
2020	706.4201
2021	723.3392
2022	740.2583
2023	757.1775
2024	774.0966

Sehingga, dari tabel D.3. diperoleh *cost index* pada tahun 2020 sebesar = 706.4201

Contoh perhitungan :

Alat : *Belt Conveyor*

Fungsi : Mengangkut TKKS dari gudang penyimpanan menuju *rotary cutter*

Tipe : *Troughed belt on 45° idlers*

Jumlah : 1 buah

Harga tahun 2014 = \$11,100

Harga tahun 2020 = $\frac{\text{Indeks tahun 2020}}{\text{Indeks tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014}$

$$= \frac{706.4201}{576.1} \times \$11,100$$

$$= \$13,610.94$$

Tabel D.4. Harga Peralatan Pabrik Energi dari Tandan Kosong Kelapa Sawit

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan		Harga Total	
			US\$	2014	US\$	2020
J-111	Belt Conveyor 1	1		11,100.00		13,610.94
C-120	Rotary Cutter	1		29,400.00		36,050.60
H-121	Disc Screener	1		25,610.85		31,404.30
J-122	Belt Conveyor 2	1		27,100.00		33,230.31
J-123	Screw Conveyor 1	1		6,800.00		8,338.23
B-130	Fluidized Bed Dryer	1		1,500,000.00		1,839,316.24
G-132	Fan	1		3,500.00		4,291.74
J-133	Screw Conveyor 2	1		6,800.00		8,338.23

B-210	Fluidized Bed Gasifier	1	1,253,297.81	1,536,807.35
G-211	Blower	1	3,000.00	3,678.63
G-212	Compressor	5	54,000.00	331,076.92
E-221	Syngas Cooler	1	64,400.00	78,967.98
R-230	Carbon Filter Reactor	2	8,500.00	20,845.58
L-231	Water Pump	1	5,000.00	6,131.05
R-240	Cation Exchange Reactor	2	7,500.00	18,393.16
R-250	Anion Exchange Reactor	2	6,500.00	15,940.74
L-251	Demin Water Pump	1	15,000.00	18,393.16
N-310	Gas Turbine	1	2,506,595.63	3,073,614.70
G-311	Compressor	1	0.00	0.00
R-312	Combustion Chamber	1	0.00	0.00
P-313	Generator	1	167,106.38	204,907.65
N-320	Steam Turbine	1	1,253,297.81	1,536,807.35
P-321	Generator	1	0.00	0.00
E-330	Heat Recovery Steam Generator	1	2,506,595.63	3,073,614.70
TOTAL				11,893,760

Nilai Tukar Rupiah (1 US\$) = 14,084 Rupiah

Maka harga peralatan proses pada tahun 20 = US\$ 11,893,759.60

= Rp 167,511,710,202.24

D.2. Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk

D.2.1. Harga Bahan Baku

Tabel D.5. Biaya Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kuantitas (kg/jam)	Harga/kg Rp	Harga (Rp/jam)
1	Tandan Kosong Kelapa Sawit	13,800	0	0
2	Karbon aktif	240	7,500	1,800,000
3	<i>Sulfonated phenolic</i>	9.74	21,570	210,092
4	C ₁₀ H ₁₆ CIN	4.79	14,400	68,976
TOTAL				2,079,068

Total biaya bahan baku per tahu = 2,079,068 x 24 x 330

= Rp 16,466,216,976

D.2.2. Hasil Penjualan Produk

Tabel D.6. Harga Penjualan Produk

No.	Produk	Satuan	Kuantitas	Harga	Harga Total (Rp/hari)
1	Listrik	kwh / hari	960,000.00	Rp 1,467.28	Rp 1,408,588,800
2	Steam	kg / hari	1,104,000	Rp 450	Rp 496,800,000
TOTAL					Rp 1,905,388,800

Harga penjualan per tahu = Rp 628,778,304,000

D.3. Biaya Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan sebesar 15% TPC, yang meliputi :

1. Air yang digunakan sebagai umpan pada *electrostatic precipitator* dan *heat recovery steam generator*
2. Udara yang digunakan sebagai umpan pada *gasifier*, *syngas cooler* dan *combustion chamber*.

D.4. Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan dan direncanakan seperti pada tabel berikut ini.

Karyawan bekerja 8 jam / hari tiap *shift* nya, dan satu hari terdapat 3 shift.

Tabel D.7. Daftar Susunan Karyawan Pabrik Energi Tandan Kosong Kelapa Sawit

No.	Jabatan	Gaji (Rp/bulan)	Jumlah Karyawan	Jumlah (Rp/bulan)
1	Direktur Utama	Rp 40,000,000	1	Rp 40,000,000
2	Komisaris Utama	Rp 28,000,000	1	Rp 28,000,000
3	Anggota Komisaris	Rp 20,000,000	2	Rp 40,000,000
4	Sekretaris	Rp 7,500,000	1	Rp 7,500,000
5	Direktur Teknik	Rp 28,000,000	1	Rp 28,000,000
6	Direktur Keuangan	Rp 28,000,000	1	Rp 28,000,000
7	Manajer			
	a. Operasi	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
	b. Teknik	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
	c. <i>Maintenance</i>	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
	d. Logistik	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
	e. Keuangan	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
	f. Personalia & Umum	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
8	Kepala Bagian	Rp 7,500,000	3	Rp 22,500,000
9	Karyawan Operasional			
	a. Teknik	Rp 5,500,000	11	Rp 60,500,000
	b. Logistik	Rp 5,500,000	11	Rp 60,500,000
	c. Keuangan	Rp 5,500,000	11	Rp 60,500,000
	d. Personalia & Umum	Rp 5,500,000	11	Rp 60,500,000
	e. <i>Maintenance</i>			
	S1	Rp 5,500,000	11	Rp 60,500,000
	D3	Rp 4,500,000	13	Rp 58,500,000
	f. Operasi			
	S1	Rp 5,500,000	13	Rp 71,500,000
	D3	Rp 4,500,000	13	Rp 58,500,000
	SMU	Rp 3,500,000	13	Rp 45,500,000
	10	Karyawan Keamanan	Rp 2,500,000	5
11	Supir	Rp 2,500,000	3	Rp 7,500,000
12	Karyawan Kebersihan	Rp 2,000,000	5	Rp 10,000,000
13	Perawat	Rp 3,500,000	2	Rp 7,000,000

14	Dokter	Rp 9,500,000	2	Rp 19,000,000
Total			140	Rp 843,500,000

Biaya untuk gaji karyawan selama sebulan = Rp 843,500,000

Biaya untuk keperluan karyawan selama setahun = Rp **10,122,000,000**

D.5. 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, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 *Net Present Value*, NPV
- 3 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
- 4 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 Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
 - c. 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

Diketahui :

Pabrik pembangkit energi dari tandan kosong kelapa sawit

- 1 Tipe *solid-fluid*
- 2 Utilitas (15% dari *Total Product Co*) = Rp 52,678,221,292.81
- 3 Alat dibuat diluar negeri
- 4 Harga peralatan = Rp 167,511,710,202.24
- 5 Buruh langsung = Rp 843,500,000.00 per bulan
- 6 Umur pabrik = 10 Tahun
- 7 Pajak pendapatan =
 - Kurang dari Rp 50,000,000 = 5%
 - Rp 50,000,000 - Rp250,000,000 = 15%
 - Rp250,000,000 - Rp500,000,000 = 25%
 - Lebih dari Rp500,000,000 = 30%

(UU RI No.36 Tahun 2008, Pasal 17 ayat 1)
- 8 Laju inflasi = 3.13% per tahun (www.bi.go.id)
- 9 Bunga pinjaman bank = 10.50% per tahun (www.bi.go.id)

D.5.1. Total Capital Investment

Berdasarkan buku Kusnarjo halaman 147-148 dan Tabel 6-9 *Timmerhaus* halaman 251

Tabel D.8. Perhitungan *Total Capital Investment*

No	Jenis Biaya			Jumlah (Rp)
A	Direct Cost			
1	Pengadaan Alat			Rp 167,511,710,202
2	Instrumetasi dari kontrol	26%	A1	Rp 43,553,044,653
3	Instalasi	39%	A1	Rp 65,329,566,979
4	Perpipaan	31%	A1	Rp 51,928,630,163
5	Pelistrikan	10%	A1	Rp 16,751,171,020
6	Bangunan pabrik (termasuk service)	29%	A1	Rp 48,578,395,959
7	<i>Yard improvement</i>	12%	A1	Rp 20,101,405,224
8	<i>Service facilities</i>	55%	A1	Rp 92,131,440,611
9	Total Direct Cost (Jumlah 1-8)			Rp505,885,364,811
B	Indirect Cost			
10	<i>Engineering and supervision</i>	32%	A1	Rp 53,603,747,265
11	<i>Construction expenses</i>	34%	A1	Rp 56,953,981,469
12	<i>Legal expense</i>	4%	A1	Rp 6,700,468,408
13	Ongkos kontraktor	19%	A1	Rp 31,827,224,938
14	Biaya tidak terduga	37%	A1	Rp 61,979,332,775
15	Total Indirect Cost (Jumlah 10-14)			Rp 211,064,754,855
C	Fixed Capital Investment (FCI)			
	<i>Direct Cost + Indirect Cost</i>			Rp716,950,119,666
D	Working Capital Investment (WCI)			
16	Inventaris bahan baku			Rp 519,767
17	Inventaris produk			Rp 57,161,664,000
18	<i>Available cash</i>			Rp 843,500,000
19	<i>Extended credit</i>			Rp 16,500,000,000
20	Total Working Capital Investment (Jumlah 16-19)			Rp 74,505,683,767
E	Total Capital Investment (TCI)			
	<i>Fixed Capital Investment + Working Capital Investment</i>			Rp791,455,803,433

Modal yang digunakan :

60% modal sendiri = 60% x TCI = Rp 474,873,482,060

40% modal pinjaman = 40% x TCI = Rp 316,582,321,373

D.5.2. Total Production Cost (TPC)

Total production cost pabrik dihitung berdasarkan komponen biayanya adalah sebagai berikut :

(*Timmerhaus*, hal. 210-211)

D.5.2.1. Manufacturing Cost

Direct cost

1 Bahan baku	Rp 16,466,216,976
2 Buruh langsung	Rp 10,122,000,000
3 Pengawasan langsung dari perburuhan (17.5% dari 2)	Rp 1,771,350,000
4 Utilitas (15% dari <i>Total Production Cost</i>)	(0.15*TPC) Rp 52,678,221,293
5 Pemeliharaan dan perbaikan (6% dari FCI)	Rp 43,017,007,180
6 <i>Operating supplies</i> (15% dari 5)	Rp 6,452,551,077
7 Laboratorium (15% dari 2)	Rp 1,518,300,000
8 <i>Patent and royalties</i> (3% dari TPC)	(0.03*TPC) Rp 10,535,644,259

TOTAL	Rp 79,347,425,233 + 0.18*TPC
--------------	---------------------------------

Fixed Charges

1 Depresiasi (10% dari FCI)	Rp 71,695,011,967
2 Pajak kekayaan (3% dari FCI)	Rp 21,508,503,590
3 Asuransi (1% dari FCI)	Rp 7,169,501,197
4 Biaya sewa, pabrik dianggap tidak menyewa tanah	Rp -
TOTAL	Rp 100,373,016,753

Plant Overhead Cost (POH)

1 Pengeluaran <i>plant overhead cost</i> (70% dari ongkos buruh, supervisi dan pemeliharaan)	Rp 38,437,250,026
TOTAL	Rp 38,437,250,026

Total Manufacturing Cost	Rp 218,157,692,012 + 0.18*TPC
---------------------------------	----------------------------------

D.5.2.2. General Expenses

1 Biaya administrasi (15% dari ongkos buruh, supervisi dan pemeliharaan)	Rp 8,236,553,577
2 Ongkos distribusi dan penjualan	Rp -
3 <i>Research and development</i> (3.5% dari total penjualan)	Rp 22,007,240,640
4 <i>Financing</i> (5% dari <i>Total Capital Investment</i>)	Rp 39,572,790,172

Total General Expenses	Rp 69,816,584,389
-------------------------------	-------------------

$$\begin{aligned}
 \text{Total Production Cost} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\
 &= \text{Rp } 218,157,692,012 + \text{Rp } 69,816,584,389 \\
 &\quad + 0.18*\text{TPC} \\
 &= \text{Rp } 287,974,276,401 + 0.18*\text{TPC}
 \end{aligned}$$

$$0.82 \text{ Total Production Cost} = \text{Rp } 287,974,276,401$$

$$\text{Total Production Cost} = \text{Rp } 351,188,141,952$$

D.5.3. Gross Earning

$$\begin{aligned}
 \text{Gross earning atau laba kotor} &= \text{Total penjualan} - \text{TPC} \\
 &= \text{Rp } 277,590,162,048 \text{ per tahun} \\
 \text{Laba bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak pendapatan} \\
 &= \text{Rp } 194,313,113,434 \text{ per tahun}
 \end{aligned}$$

D.5.4. 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 terpengaruh oleh suku bunga. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap. Untuk modal pinjaman dari bank, total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

Tabel D.9. Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Biaya (Rp)	Bunga Bank	Jumlah (Rp)
-2	50%	158,291,160,687	0	158,291,160,687
-1	50%	158,291,160,687	16,620,571,872	174,911,732,559
0	0	0	34,986,303,791	34,986,303,791
Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi pabrik				368,189,197,036

Tabel D.10. Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Biaya (Rp)	Laju Inflasi	Jumlah (Rp)
-2	50%	237,436,741,030	0	237,436,741,030
-1	50%	237,436,741,030	7,431,769,994	244,868,511,024
0	0	0	14,863,539,988	14,863,539,988
Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi pabrik				497,168,792,042

$$\begin{aligned}
 \text{Total investasi pada akhir masa} &= \text{Modal sendiri} + \text{Modal pinjaman} \\
 \text{konstruksi pabrik} &= \text{Rp } 865,357,989,078
 \end{aligned}$$

D.5.5. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return* , IRR)

Internal Rate of Return berdasarkan *discounted cash flow* adalah tingkat suku bunga tertentu di mana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Untuk menghitung IRR dapat dilakukan dengan trial harga i , yaitu laju bunga didapat :

$$\sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} = \text{Total Modal pada Akhir Konstruksi}$$

dimana:

t = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke - n

$$\frac{1}{(1+i)^t} = \text{discount factor (DF)}$$

Atau dengan menggunakan Aturan Descartes sebagai berikut :

$$\sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+IRR)^t} = 0$$

$$\sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t}$$

dimana nilai IRR dapat dihitung dengan formula yang telah tersedia pada Microsoft Excel = IRR(sel CF dari tahun ke-0 atau nilai investasi sampai dengan tahun ke-10).

Tabel D.11. Perhitungan Nilai IRR

Tahun	Net Cash Flow		IRR	=	15.64%
ke - n			DF	Present Value	
0	-Rp	865,357,989,078	1.000	-Rp	865,357,989,078
1	Rp	84,113,851,704	0.865	Rp	72,738,488,816
2	Rp	141,870,692,026	0.748	Rp	106,092,869,133
3	Rp	199,627,532,348	0.647	Rp	129,095,379,721
4	Rp	202,994,537,442	0.559	Rp	113,519,734,268
5	Rp	206,361,542,535	0.484	Rp	99,795,861,989
6	Rp	209,728,547,629	0.418	Rp	87,707,770,438
7	Rp	213,095,552,723	0.362	Rp	77,064,020,294
8	Rp	216,462,557,817	0.313	Rp	67,695,034,687
9	Rp	219,829,562,911	0.270	Rp	59,450,687,217
10	Rp	223,196,568,005	0.234	Rp	52,198,142,516
Jumlah				-Rp	0.00

Dari perhitungan pada Tabel D.9, nilai $i = 0.1564 = 15.64\%$

Harga IRR yang diperoleh lebih besar dari pada nilai bunga pinjaman modal. Hal ini menunjukkan pabrik layak untuk didirikan.

D.5.6. Net Present Value (NPV)

NPV adalah selisih antara *present value* dari investasi dengan nilai sekarang dari penerimaan-penerimaan kas bersih di masa yang akan datang. Untuk menghitung nilai sekarang perlu ditentukan tingkat bunga yang relevan. NPV dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} \quad \text{atau :} \quad NPV = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} - CF_0$$

Tabel D.12. Perhitungan Net Present Value

Tahun	Net Cash Flow		i	=	10.50%
ke - n			DF	Present Value	
0	Rp	-865,357,989,078	1.000	-Rp	865,357,989,078
1	Rp	84,113,851,704	0.905	Rp	76,121,132,763
2	Rp	141,870,692,026	0.819	Rp	116,189,833,972
3	Rp	199,627,532,348	0.741	Rp	147,956,348,408
4	Rp	202,994,537,442	0.671	Rp	136,155,515,620
5	Rp	206,361,542,535	0.607	Rp	125,261,432,904
6	Rp	209,728,547,629	0.549	Rp	115,208,329,968
7	Rp	213,095,552,723	0.497	Rp	105,934,748,530
8	Rp	216,462,557,817	0.450	Rp	97,383,316,709

9	Rp	219,829,562,911	0.407	Rp	89,500,527,341
10	Rp	223,196,568,005	0.368	Rp	82,236,521,540
Jumlah				Rp	226,589,718,677

Dari perhitungan pada Tabel D.12, nilai NF = Rp 226,589,718,677
 Perhitungan NPV juga dapat dilakukan dengan menggunakan formula pada Microsoft Exc
 $= NPV(i, CF \text{ tahun ke-1 sampai } 10) + \text{modal awal}$
 Sehingga didapat nilai NPV = Rp 226,589,718,677
 Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV > 0). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik layak untuk dilaksanakan.

D.5.7. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel D.13 *Cummulative Cash Flow*

Tahun ke-	Gross Cash Flow	Cummulative Cash Flow
1	Rp84,113,851,704	Rp84,113,851,704
2	Rp141,870,692,026	Rp225,984,543,729
3	Rp199,627,532,348	Rp425,612,076,077
4	Rp202,994,537,442	Rp628,606,613,519
5	Rp206,361,542,535	Rp834,968,156,054
6	Rp209,728,547,629	Rp1,044,696,703,684
7	Rp213,095,552,723	Rp1,257,792,256,407
8	Rp216,462,557,817	Rp1,474,254,814,224
9	Rp219,829,562,911	Rp1,694,084,377,134
10	Rp223,196,568,005	Rp1,917,280,945,139

Dari tabel di atas, total investasi Rp 865,357,989,078 dengan cara interpolasi antara tahun ke-6 dan ke-7 diperoleh waktu pengembalian $mo = 5.16$ tahun

D.5.8. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas dimana posisi jumlah pendapatan dan biaya sama atau seimbang sehingga tidak terdapat keuntungan ataupun kerugian dalam suatu perusahaan. BEP ini digunakan untuk menganalisis proyeksi sejauh mana jumlah unit yang diproduksi atau uang yang harus diterima untuk mendapatkan titik impas atau kembali modal.

Biaya Tetap (FC)

1 Depresiasi	Rp	71,695,011,967
2 Pajak kekayaan	Rp	21,508,503,590
3 Asuransi	Rp	7,169,501,197
4 Ongkos-ongkos sewa	Rp	-

TOTAL		Rp 100,373,016,753
-------	--	--------------------

Biaya *Semi Variabel Cost (SVC)*

1 Buruh pabrik langsung	Rp	10,122,000,000
-------------------------	----	----------------

2 Plant over head cost	Rp	38,437,250,026
3 Pengawasan pabrik	Rp	1,771,350,000
4 General expenses	Rp	69,816,584,389
5 Laboratorium dan kontrol	Rp	1,518,300,000
6 Pemeliharaan dan perbaikan	Rp	43,017,007,180
7 Plant supplies	Rp	6,452,551,077

TOTAL	Rp	171,135,042,671
Biaya Variabel Cost (VC)		
1 Bahan baku	Rp	16,466,216,976
2 Utilitas	Rp	52,678,221,293
3 Pengemasan	Rp	-
TOTAL	Rp	69,144,438,269

Hasil penjualan produ = Rp 628,778,304,000

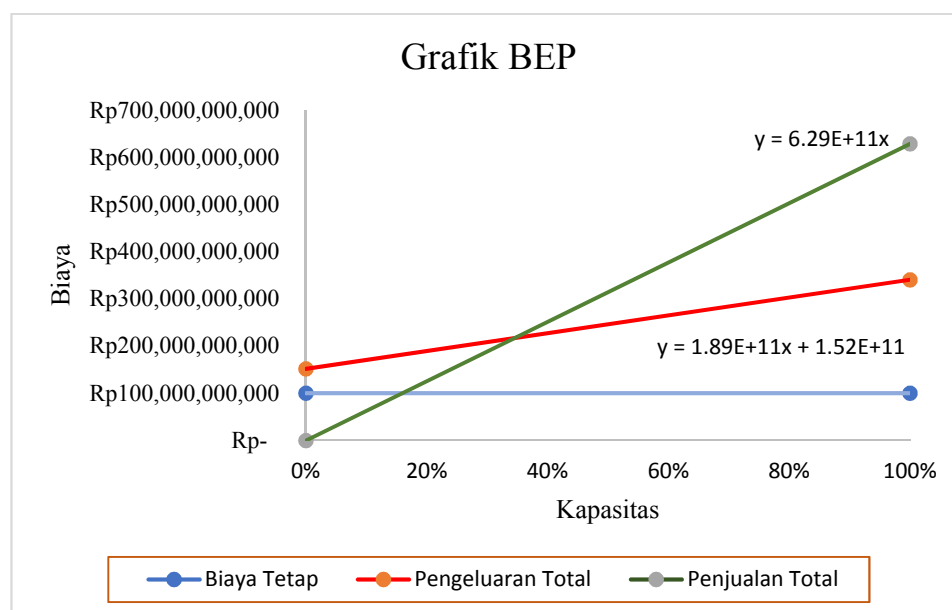
BEP dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0.3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0.7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% = 34 \%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produk = 0.3449 x 464,834,304,000 kWh
= 160,335,029,562 kWh/tahun
dan = 0.3449 x 163,944,000,000 kg kg
= 56,549,109,780 kg steam/tahun

Tabel D.14. Data untuk Membuat Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap	Rp 100,373,016,753	Rp 100,373,016,753.18
Pengeluaran Total	Rp 151,713,529,555	Rp 340,652,497,693.48
Penjualan Total	Rp -	Rp 628,778,304,000.00



yaitu garis pengeluaran total dan penjualan total. BEP merupakan suatu keadaan dimana

biaya total produksi sama dengan penjualan total. Persamaan garis yang didapat yaitu :

$$y_1 = 4.36E+11 x$$

$$y_2 = 2.00E+11 x + 7.00E+10$$

$$y_1 = y_2$$

$$4.36E+11 x = 2E+11 x + 7.00E+10$$

$$2.36E+11 x = 7.00E+10$$

$$\text{BEP} = 29.66 \%$$