

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



**PRA DESAIN PABRIK
“PEMBANGKIT ENERGI BERBAHAN BAKAR BAGASSE”**

Disusun Oleh :

Hendiyansa Dwi Nanda
NRP. 0221154000046

Indita Rizky Jayanti
NRP. 0221154000060

Pembimbing:
Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
NIP. 195209161980031002
Dr. Kusdianto, S.T, M.Sc.Eng
NIP. 197612292009121001

**LABORATORIUM MEKANIKA FLUIDA DAN PENCAMPURAN
SURABAYA
2019**

LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan Judul :

“PRA-DESAIN PABRIK PEMBANGKIT ENERGI BERBAHAN BAKAR BAGASSE”

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

Oleh :

Hendiyansa Dwi Nanda

NRP. 0221154000046

Indita Rizky Jayanti

NRP. 0221154000060

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Penelitian :

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
(Pembimbing I)
2. Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng
(Pembimbing II)
3. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng
(Penguji I)
4. Hikmatun Ni'mah, S.T., M.Sc., Ph.D
(Penguji II)
5. Ni Made Intan Putri S, S.T., M.T
(Penguji III)



INTISARI

Di tengah arus globalisasi yang kuat ini, industri gula dituntut untuk lebih kompetitif menghadapi persaingan yang semakin ketat. Dampak arus global tersebut sangat dirasakan industri gula nasional beberapa tahun lalu ketika import gula menurunkan harga jual gula domestik dan menurunkan minat petani menanam tebu. 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 gula yang menggunakan BBM sebagai tambahan bahan bakar. Meningkatnya harga BBM mempengaruhi daya saing pabrik gula. Dengan kondisi tersebut, penghematan energi dan perhatian pada konservasi energi menjadi penting untuk dilakukan.

Dalam industri tebu, selain dihasilkan gula sebagai produk utama, juga dihasilkan produk samping berupa ampas tebu (*bagasse*) yang selama ini belum dimanfaatkan secara optimal. Ampas tebu (*bagasse*) adalah suatu residu dari proses penggilingan tanaman tebu (*Saccharum officinarum*) setelah diekstrak atau dikeluarkan niranya pada Industri pemurnian gula sehingga diperoleh hasil samping sejumlah besar produk limbah berserat.

Selama ini tanaman tebu di Indonesia digunakan sebagai bahan baku pembuatan gula oleh Pabrik Gula. Sisa-sisa penggilingan berupa ampas tebu biasanya kurang dimanfaatkan secara maksimal. Produk samping ampas tebu ini merupakan biomassa yang mempunyai potensi pemanfaatan yang besar untuk dikonversi menjadi energi sehingga industri gula mampu menjadi industri yang memasok energinya sendiri (*self-sufficiency energy*).

Oleh karena itu, dengan potensi yang dimiliki, maka pendirian Pabrik Energi dari Bagasse yang terintegrasi dengan Pabrik Gula adalah salah satu solusinya. Penerapan industri tebu 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.

Ampas tebu merupakan sumber energi yang terbarukan dan tersedia cukup besar. Untuk PG yang efisien, yaitu dengan instalasi yang seimbang, menggunakan peralatan yang efisien, dengan kapasitas dan kualitas tebu giling yang memadai. Kebutuhan energi untuk produksi gula kristal putih dapat dipenuhi dengan sebagian ampas dari gilingan akhir dan diperoleh kelebihan ampas yang dapat dijual sebagai bahan baku industri kertas, jamur,

kompos atau dijual dalam bentuk tenaga listrik. Pemanfaatan energi di PG dapat berlangsung efisien karena melalui sistem pembangkitan ganda atau yang populer disebut dengan system *cogeneration*, dimana uap yang diproduksi dari ketel pembakaran ampas digunakan untuk turbin penggerak generator listrik, yang secara simultan dihasilkan uap bekas untuk proses pemanasan nira, penguapan nira pada evaporator dan kristalisasi pada *vacuum pan*. Bersamaan dengan penerapan sistem *bleeding* di evaporator, dan digunakan uap nira untuk proses pemanasan dan kristalisasi, maka PG dapat memperoleh lebih ampas hingga 30 %.

Pabrik Energi dari Bagasse ini rencananya akan dibangun di Kelurahan Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur dengan pertimbangan dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku berupa ampas tebu diambil dari Pabrik Gula Gempolkrep di Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto. Penyediaan utilitas mudah, sumber listrik untuk *start up* di suplai dari PLN dan kebutuhan air disuplai dari air Sungai Brantas yang terlebih dahulu diproses di Unit Pengolahan air agar layak pakai. Kabupaten Mojokerto memiliki UMK yaitu sebesar Rp 3.565.660,82 pada tahun 2018 dengan angka pengangguran di Kabupaten Mojokerto masih cukup tinggi yaitu sebesar 275.124 jiwa pada tahun 2015.

Pabrik Pembangkit Energi dari Bagasse dibangun pada tahun 2021 dan akan mulai beroperasi pada tahun 2023. Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 300 hari pertahun operasi dengan perencanaan kapasitas 25.200 kg *bagasse/on season* dan 25.200 kg *bagasse/off season* untuk memproduksi 136,47 MW listrik pada saat *on season* dan *off season* serta 158 ton *steam /on season* untuk memenuhi kebutuhan energi listrik dan *steam* pabrik gula.

Proses awal Pabrik Pembangkit Energi dari Bagasse ini dimulai dengan pengecilan ukuran bagasse sehingga dapat lebih mudah dikeringkan di unit pengeringan karena luas permukaannya lebih besar. Mula-mula tebu yang berbentuk balok-balok besar dengan ukuran 30 x 30 x 60 cm dari gudang penyimpanan (F-110) dibawa ke *Rotary Cutter* (C-120) dengan menggunakan *Belt Conveyor* (J-111). Di *Rotary Cutter*, ukuran ampas tebu diperkecil sehingga ukuran rata-ratanya menjadi 5 mm. Lalu dari *Rotary Cutter* ampas tebu yang telah diperkecil ukurannya di bawa melalui *Screw Conveyor* (J-121) ke *Fluidized Bed Dryer* (B-130) untuk dikeringkan. Kandungan air dalam bagasse sebelum memasuki *fluidized bed dryer* adalah sekitar 50%. Setelah melalui tahap pengeringan dengan menggunakan udara proses, kandungan air dalam *bagasse* berkurang menjadi 5 %. Ampas tebu yang terbawa pada udara proses akan masuk ke dalam *Cyclone* (H-132), dan *bagasse*

yang terbawa akan terbuang dari *cyclone* dan menuju *gasifier* bersama ampas tebu kering lainnya.

Ampas tebu yang telah kering kemudian dialirkan menuju *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210). Proses gasifikasi berlangsung pada suhu 900°C hingga 1300°C. *Syn gas* yang dihasilkan oleh *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) kemudian didinginkan melalui *Syn Gas Cooler* (E-212) dengan menggunakan udara dari suhu 1279°C menjadi 300°C. *Syn gas* yang telah didinginkan kemudian dialirkan menuju *Wet Electrostatic Precipitator* (H-211). *Wet Electrostatic Precipitator* berfungsi untuk menangkap tar dan partikel lain yang ada dalam aliran gas dari hasil proses gasifikasi. *Syn gas* yang sudah tidak mengandung tar akan dialirkan menuju *Combustion Chamber* (R-311). *Combustion Chamber* (R-311) berfungsi untuk mengubah *syn gas* 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 *syn gas* diikuti dengan proses pembakaran *syn gas* di dalam udara. 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-211) kemudian dialirkan menuju *Gas Turbine Generator* (N-310). *Gas Turbine Generator* (N-310) berfungsi untuk mengkonversi *flue gas* menjadi energi listrik. Listrik yang dihasilkan oleh *gas turbine generator* pada saat *on season* dan *off season* adalah sebesar 102,97 MW.

Air proses yang sudah didemineralisasi dialirkan menuju HRSG (E-320) dengan laju 158.000 kg/jam dan tekanan 113 bar kemudian dipanaskan dalam *economizer*. Di dalam *economizer*, air dipanaskan menggunakan *flue gas* dengan suhu 448,96 °C sehingga suhu air naik dari 30°C menjadi 180°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* dari suhu 180°C menjadi 352°C dengan *flue gas* bersuhu 588°C. *Saturated steam* selanjutnya dipanaskan kembali hingga mencapai titik lewat jenuhnya yaitu menjadi *superheated steam* melalui *superheater*. *Superheated steam* yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai pembangkit listrik menggunakan *Steam Turbine Generator* (N-330). Listrik yang dihasilkan melalui

penggunaan STG sebesar 33,5 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 133,53°C dan tekanan 3 bar.

Setelah memutar turbin, *saturated steam* selanjutnya dialirkan ke proses pengolahan gula (158.000 kg/jam) pada saat *on season*, yaitu saat adanya penggilingan di pabrik gula. Sementara pada saat *off season*, *saturated steam* akan dialirkan menuju kondenser dan selanjutnya kondensat dialirkan kembali menuju HRSG untuk digunakan kembali sebagai air proses.

Dari perhitungan analisa ekonomi, *Internal Rate Return (IRR)* yang diperoleh sebesar 33,83% dimana dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa layak untuk didirikan dengan suku bunga sebesar 11,02% dan diperoleh *Pay Out Time (POT)* sebesar 3,05 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada *discounted cash flow*. Modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebesar Rp 2.101.709.109.563. Sedangkan *Break Even Point (BEP)* yang diperoleh sebesar 22%. Dilakukan juga perhitungan NPV (*Net Present Value*), dimana diperoleh nilai Rp 2.739.628.992.952. 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 syukur kami panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas limpahan rahmat dan karunia-Nya, kami dapat menyelesaikan "PRA DESAIN PABRIK PEMBANGKIT ENERGI BERBAHAN BAKAR BAGASSE".

Tugas desain pabrik merupakan salah satu persyaratan guna memperoleh gelar kesarjanaan di Departemen Teknik Kimia FTI ITS. Tugas pradesain pabrik ini kami susun berdasarkan aplikasi ilmu pengetahuan yang terdapat dalam literatur buku maupun data internet, khususnya di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran Teknik Kimia FTI-ITS. Selama penyusunan laporan ini, kami banyak sekali mendapat bimbingan, dorongan, serta bantuan dari banyak pihak. Untuk itu, kami ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng, selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Bapak Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng, selaku Dosen Pembimbing atas bimbingan dan saran yang telah diberikan..
3. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
4. Kedua orang tua kami yang selalu memberikan dukungan dan do'a.
5. Teman-teman di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran yang telah memberikan saran dan turut membantu kami.
6. Seluruh pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu, yang turut membantu kami.

Kami menyadari masih banyak hal yang perlu diperbaiki dalam Tugas Pra Desain Pabrik ini. Saran dan kritik yang membangun sangat kami harapkan.

Surabaya, 14 Februari 2019

Penyusun

DAFTAR ISI

Halaman Judul	
Lembar Pengesahan	
RINGKASAN.....	i
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR GAMBAR.....	x
DAFTAR TABEL	xi
BAB I PENDAHULUAN	I-1
I.1 LATAR BELAKANG	I-1
I.2 Aspek Marketing.....	I-5
I.3 Prospek.....	I-6
I.4 Konsumsi	I-8
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas	II-1
II. 2 Lokasi	II-1
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-2
II.3.1 Potensi Bahan Baku	II-2
II.3.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	II-2
II.3.3 Produk	II-4
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	III-1
III.1 Tipe-tipe Proses	III-1
III.1.1 Pembakaran Langsung	III-1
III.1.2 Gasifikasi (IGCC)	III-8
III.2 Seleksi Proses.....	III-9
III.3 Uraian Proses	III-12
III.3.1 <i>Storage</i>	III-13
III.3.2 <i>Feedstock preparation</i>	III-13
III.3.3 Pengeringan.....	III-14
III.3.4 Pembentukan Listrik	III-15
III.3.5 <i>Power Generation</i>	III-17

III.3.6 Unit <i>Demineralized Water</i>	III-18
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN	V-1
V.1 Daftar Alat.....	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan	VI-2
VI.1.3 Struktur Organisasi	VI-4
VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja	VI-8
VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan	VI-9
VI.1.6 Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja.....	VI-10
VI.1.7 Sistem Jam Kerja	VI-11
VI.2 Utilitas.....	VI-13
VI.2.1 Unit Pengolahan Air	VI-13
VI.2.2 Unit Penyediaan Bahan Bakar	VI-14
VI.2.3 Unit Pemadam Kebakaran	VI-14
VI.3 Analisa Ekonomi.....	VI-14
VI.3.1 Biaya Peralatan.....	VI-15
VI.3.2 Perhitungan Analisa Ekonomi	VI-15
VI.3.2.1 Investasi.....	VI-16
VI.3.3 Laju Pengembalian Modal (<i>Internal Rate of Return/IRR</i>).....	VI-16
VI.3.4 Waktu Pengembalian Modal (<i>Pay Out Time/POT</i>).....	VI-17
VI.3.5 Analisa Titik Impas (<i>Break Even Point/BEP</i>).....	VI-17
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	

DAFTAR GAMBAR

Gambar III. 1	Alur proses pembangkit energi dari ampas tebu.....	III-2
Gambar III. 2	Contoh metode pembakaran langsung.....	III-3
Gambar III. 3	Perbandingan fire-tube dan water-tube boiler	III-4
Gambar III. 4	AFBC.....	III-6
Gambar III. 5	PFBC.....	III-7
Gambar III. 6	Kiri Bubbling Fluidizing Bed dan Kanan Circulating Fluidizing Bed	III-8
Gambar III. 7	Susunan “draughtboard” pada penyimpanan ampas tebu.....	III-16
Gambar III. 8	Fluidized Bed Dryer.....	III-17
Gambar III. 9	Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi Ampas Tebu On Season ...	III-22
Gambar III.10	Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi Ampas Tebu Off Season .	III-22
Gambar VI. 1	Struktur Organisasi Perusahaan	VI-4
Gambar VI. 2	Grafik BEP Pabrik Energi dari Bagasse	VI-19

DAFTAR TABEL

Tabel I. 5 Tarif Tenaga Listrik Bulan Juli – September 2018	I-5
Tabel I. 6 Kebutuhan <i>Steam</i> Pabrik Gula.....	I-9
Tabel I. 7 Penjualan Tenaga Listrik Nasional Per Sektor Pelanggan.	I-9
Tabel II. 1 Komposisi Kimia Ampas Tebu pada <i>Wet Basis</i>	II-2
Tabel II. 2 Komposisi Kimia Ampas Tebu pada <i>Dry Basis</i>	II-3
Tabel II. 3 Hasil rata-rata <i>Proximate Analysis</i> Ampas Tebu	II-4
Tabel II. 4 Hasil rata-rata dari <i>Ultimate Analysis</i> Ampas Tebu.....	II-4
Tabel III. 1 Ringkasan Teknologi Konversi Biomassa	III-9
Tabel III. 2 Pembobotan Proses Teknologi Konversi Biomassa	III-10
Tabel III. 3 Heuristik Uraian Proses	III-12
Tabel IV. 1 Neraca Massa <i>Rotary Cutter</i>	IV-4
Tabel IV. 2 Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer</i> Arus Masuk	IV-5
Tabel IV. 3 Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer</i> Arus Keluar	IV-5
Tabel IV. 4 Neraca Massa <i>Cyclone</i>	IV-6
Tabel IV. 5 Neraca Massa <i>Gasifier</i> Arus Masuk	IV-7
Tabel IV. 6 Neraca Massa <i>Gasifier</i> Arus Keluar	IV-7
Tabel IV. 7 Neraca Massa <i>Syngas Cooler</i> Arus Masuk.....	IV-8
Tabel IV. 8 Neraca Massa <i>Syngas Cooler</i> Arus Keluar.....	IV-8
Tabel IV. 9 Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> Arus Masuk.....	IV-9
Tabel IV. 10 Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> Arus Keluar	IV-10
Tabel IV. 11 Neraca Massa <i>Combustion Chamber</i>	IV-10
Tabel IV. 12 Neraca Massa <i>Gas Turbine</i>	IV-11
Tabel IV. 13 Neraca Massa <i>HRSG</i> Masuk.....	IV-12
Tabel IV. 14 Neraca Massa <i>HRSG</i> Keluar.....	IV-12
Tabel IV. 15 Neraca Massa <i>Gas Turbine</i>	IV-13
Tabel IV. 16 Neraca Massa <i>Splitter</i>	IV-14

Tabel IV. 17 Neraca Massa Reaktor <i>Carbon Filter / Unit Demin Water</i>	IV-14
Tabel IV. 18 Neraca Massa Reaktor <i>Cation Exchanger / Unit Demin Water</i>	IV-15
Tabel IV. 19 Neraca Massa <i>Anion Exchanger / Unit Demin Water</i>	IV-16
Tabel IV. 20 Neraca Massa <i>Splitter</i>	IV-17
Tabel IV. 21 Neraca Massa <i>Splitter</i>	IV-18
Tabel IV. 22 Neraca Massa <i>Rotary Cutter</i>	IV-18
Tabel IV. 23 Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer Arus Masuk</i>	IV-19
Tabel IV. 24 Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer Arus Keluar</i>	IV-20
Tabel IV. 25 Neraca Massa <i>Cyclone</i>	IV-20
Tabel IV. 26 Neraca Massa <i>Gasifier Arus Masuk</i>	IV-21
Tabel IV. 27 Neraca Massa <i>Gasifier Arus Keluar</i>	IV-22
Tabel IV. 28 Neraca Massa <i>Syngas Cooler Arus Masuk</i>	IV-22
Tabel IV. 29 Neraca Massa <i>Syngas Cooler Arus Keluar</i>	IV-23
Tabel IV. 30 Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator Arus Masuk</i>	IV-24
Tabel IV. 31 Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator Arus Keluar</i>	IV-24
Tabel IV. 32 Neraca Massa <i>Combustion Chamber</i>	IV-25
Tabel IV. 33 Neraca Massa <i>Gas Tubrbine</i>	IV-25
Tabel IV. 34 Neraca Massa <i>HRSG Arus Masuk</i>	IV-26
Tabel IV. 35 Neraca Massa <i>HRSG Arus Keluar</i>	IV-27
Tabel IV. 36 Neraca Massa Tangki Reaktor <i>Carbon Filter</i>	IV-27
Tabel IV. 37 Neraca Massa <i>Splitter</i>	IV-28
Tabel IV. 38 Neraca Massa Reaktor <i>Carbon Filter / Unit Demin Water</i>	IV-29
Tabel IV. 39 Neraca Massa Reaktor <i>Cation Exchanger / Unit Demin Water</i>	IV-30
Tabel IV. 40 Neraca Massa Reaktor <i>Anion Exchanger / Unit Demin Water</i>	IV-30
Tabel IV. 41 Neraca Massa <i>Splitter</i>	IV-31
Tabel IV. 42 Neraca Massa Kondensor Arus Masuk.....	IV-32
Tabel IV. 43 Neraca Massa Kondensor Arus Keluar.....	IV-32
Tabel IV. 44 Neraca Massa <i>Splitter</i>	IV-33

Tabel IV. 45 Neraca Energi <i>Fluidized Bed Dryer</i>	IV-32
Tabel IV. 46 Neraca Energi Kompresor.....	IV-33
Tabel IV. 47 Neraca Energi <i>Gasifier</i>	IV-33
Tabel IV. 48 Neraca Energi <i>Syngas Cooler</i>	IV-33
Tabel IV. 49 Neraca Energi <i>Wet Electrostatic Presipitator</i>	IV-34
Tabel IV. 50 Neraca Energi Kompresor	IV-34
Tabel IV. 51 Neraca Energi <i>Combustion Chamber</i>	IV-35
Tabel IV. 52 Neraca Energi <i>Combustion Chamber</i>	IV-35
Tabel IV. 53 Neraca Energi <i>Superheater</i>	IV-36
Tabel IV. 54 Neraca Energi <i>Evaporator</i>	IV-37
Tabel IV. 55 Neraca Energi <i>Economizer</i>	IV-37
Tabel IV. 56 Neraca Energi <i>Steam Turbine</i>	IV-38
Tabel IV. 57 Neraca Energi <i>Fluidized Bed Dryer</i>	IV-38
Tabel IV. 58 Neraca Energi Kompresor.....	IV-39
Tabel IV. 59 Neraca Energi <i>Gasifier</i>	IV-39
Tabel IV. 60 Neraca Energi <i>Syngas Cooler</i>	IV-39
Tabel IV. 61 Neraca Energi <i>Wet Electrostatic Presipitator</i>	IV-40
Tabel IV. 62 Neraca Energi Kompresor	IV-40
Tabel IV. 63 Neraca Energi <i>Combustion Chamber</i>	IV-41
Tabel IV. 64 Neraca Energi <i>Gas Turbine</i>	IV-41
Tabel IV. 65 Neraca Energi <i>Superheater</i>	IV-42
Tabel IV. 66 Neraca Energi <i>Evaporator</i>	IV-42
Tabel IV. 67 Neraca Energi <i>Economizer</i>	IV-43
Tabel IV. 68 Neraca Energi <i>Steam Turbine</i>	IV-43
Tabel IV. 69 Neraca Energi <i>Condensor</i>	IV-44
Tabel V. 1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan <i>Bagasse</i>	V-2
Tabel V. 2 Spesifikasi <i>Belt Conveyor 1</i>	V-2
Tabel V. 3 Spesifikasi <i>Rotary Cutter</i>	V-3

Tabel V. 4 Spesifikasi <i>Screw Conveyor 1</i>	V-3
Tabel V. 5 Spesifikasi <i>Fluidized Bed Dryer</i>	V-4
Tabel V. 6 Spesifikasi <i>Screw Conveyor 2</i>	V-4
Tabel V. 7 Spesifikasi <i>Cyclone</i>	V-5
Tabel V. 8 Spesifikasi <i>Fan</i>	V-5
Tabel V. 9 Spesifikasi <i>Circulating Fluidized Bed Gasifier</i>	V-6
Tabel V. 10 Spesifikasi <i>Belt Conveyor 2</i>	V-6
Tabel V. 11 Spesifikasi <i>Blower</i>	V-7
Tabel V. 12 Spesifikasi Tangki Reaktor <i>Carbon Filter</i> (Unit Demin)	V-7
Tabel V. 13 Spesifikasi Tangki Reaktor <i>Cation Exchanger</i> (Unit Demin)	V-8
Tabel V. 14 Spesifikasi Tangki Reaktor <i>Anion Exchanger</i> (Unit Demin).....	V-8
Tabel V. 15 Spesifikasi Pompa <i>Water Process</i>	V-9
Tabel V. 16 Spesifikasi <i>Wet Electrostatic Precipitator</i>	V-9
Tabel V. 17 Spesifikasi <i>Compressor</i>	V-10
Tabel V. 18 Spesifikasi <i>Steam Turbine</i>	V-10
Tabel V. 19 Spesifikasi Pompa <i>Steam Condensate</i>	V-11
Tabel V. 20 Spesifikasi Pompa <i>Cooling Water</i>	V-11
Tabel V. 21 Spesifikasi Kondenser	V-12
Tabel V. 22 Spesifikasi Pompa <i>Demin Water</i>	V-13
Tabel V. 23 Spesifikasi <i>Gas Turbine</i>	V-13
Tabel V. 24 Spesifikasi <i>Heat Recovery Steam Generator (HRSG)</i>	V-14
Tabel V. 25 Spesifikasi <i>Syngas Cooler</i>	V-16
Tabel V. 26 Spesifikasi <i>Compressor</i>	V-16
Tabel V. 27 Spesifikasi <i>Combustion Chamber</i>	V-17
Tabel VI. 1 Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik Energi dari <i>Bagasse</i>	VI-10
Tabel VI. 2 <i>Production Unit Schedule</i>	VI-13

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Energi merupakan suatu kebutuhan pokok yang tak terpisahkan dari manusia. Hampir semua sektor dalam kehidupan ini membutuhkan energi untuk mencukupi kebutuhan – kebutuhan manusia. Sedangkan seiring berjalanya waktu sumber energi konvensional seperti minyak bumi dan batubara semakin menipis, seperti yang kita tahu bahwa sumber - sumber energi konvensional tersebut merupakan sumber energi yang tidak dapat terbarukan. Artinya sumber energi seperti ini suatu saat akan habis. Dengan kondisi seperti itu kita harus bisa menggunakan energi dengan bijaksana, produktif, dan efisien. Selain itu kita juga dituntut untuk dapat menciptakan dan menggunakan sumber energi yang dapat diperbarui. Namun permasalahan saat ini adalah sumber energi pengganti masih belum membuahkan hasil optimal untuk digunakan secara komersial. Dilain sisi harga untuk sumber energi dalam negeri menunjukkan trend yang terus meningkat, hal tersebut dikarenakan kenaikan harga minyak dunia yang semakin meningkat dan berimbas pada kenaikan harga energi dalam negeri, ditambah menipisnya cadangan minyak nasional (Raharjo, M. A., & Riadi, S., 2016).

Menurut Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral (2016), perkembangan zaman yang diiringi dengan pertambahan jumlah populasi dunia, membuat penggunaan energi juga semakin bertambah. Terlebih dengan adanya revolusi industri yang memicu pertumbuhan industri di segala sektor, membuat penggunaan energi juga semakin bertambah.

Energi mempunyai peranan yang sangat penting dalam berbagai kegiatan ekonomi dan kehidupan masyarakat. Kebutuhan dan konsumsi energi semakin meningkat sejalan dengan bertambahnya populasi manusia dan meningkatnya perekonomian masyarakat, serta perkembangan industri di seluruh dunia. Perlu diketahui bahwa cadangan minyak dan gas bumi khususnya di Indonesia makin menipis dan diperkirakan dalam ratusan tahun ke depan akan habis. Hal ini hendaknya disadari oleh segenap lapisan masyarakat sehingga penggunaan bahan bakar unrenewable untuk kepentingan bangsa dapat dipantau dan diperhatikan bersama – sama (Iman Budi Raharjo 2006 dalam Prasetya 2010).

Berdasarkan Blueprint Pengelolaan Energi Nasional 2006-2025 yang disusun oleh Departemen Energi dan Sumber Daya Mineral tahun 2025, jumlah cadangan minyak di

Indonesia yang berjumlah 9 miliar barel, dengan tingkat produksi 500 juta barel per tahun, diperkirakan akan habis dalam waktu 18 tahun. Sedangkan cadangan batubara yang berjumlah 19,3 miliar ton akan habis dalam waktu 147 tahun dengan tingkat produksi sebesar 130 juta ton per tahun. Sehingga, bahan bakar alternatif yang baru dan terbarukan serta ramah lingkungan, ekonomis, efektif, dan efisien untuk mengurangi keborosan energi dan perhatian pada konservasi energi sangatlah diperlukan.

Dalam industri tebu, selain dihasilkan gula sebagai produk utama, juga dihasilkan produk samping berupa tetes tebu (*molasses*) dan ampas tebu (*bagasse*) serta limbah buangan berupa daun tebu kering, pucuk tebu, sogolan, blotong, abu, dan limbah cair yang selama ini belum dimanfaatkan secara optimal. Produk samping dan limbah buangan dari industri tebu mempunyai potensi pemanfaatan yang besar untuk dijadikan berbagai produk yang bernilai tinggi, sehingga penerapan industri tebu terpadu 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 (Ariningsih, 2014).

Ampas tebu merupakan produk samping yang dihasilkan dalam proses pengolahan tebu menjadi gula, yang merupakan residu dari proses penggilingan tanaman tebu setelah diekstrak atau dikeluarkan niranya. Ampas tebu merupakan produk limbah berserat dan mempunyai tingkat higroskopis tinggi. Menurut Subiyono (Agrofarm, 2014), satu ton tebu dapat menghasilkan sekitar 300 kilogram ampas (30%), sementara menurut Misran (2005), dalam proses produksi di pabrik gula dihasilkan sekitar 35 – 40% ampas tebu dari setiap tebu yang diproses, gula yang dimanfaatkan hanya 5%, sisanya berupa tetes tebu (molase), blotong, dan air. Hasil perhitungan Syahputra et al. (2011), dengan asumsi proses penggilingan tebu menjadi gula menghasilkan ampas tebu sebesar 32%, dihasilkan sekitar 10,2 juta ton ampas tebu per tahun atau per musim giling se-Indonesia. Ampas tebu mudah terbakar karena mengandung air, gula, serat dan mikroba sehingga bila tertumpuk akan terfermentasi dan melepaskan panas. Jika suhu tumpukan mencapai 94°C akan terjadi kebakaran spontan.

Ampas tebu merupakan limbah selulosik yang banyak sekali potensi pemanfaatannya. Selain untuk bahan bakar boiler di pabrik gula, sumber energi listrik, dan pakan ternak, ampas tebu juga dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan kompos, pulp, particle board, juga merupakan bahan pembuatan kanvas rem, furfural, sirup glukosa, etanol, CMC (carboxymethyl cellulose), dan bahan penyerap (adsorbent) zat

warna (Misran, 2005). Ampas tebus diserap untuk bahan pembuatan kertas oleh pabrik kertas. Sebagian besar ampas tebu digunakan sebagai bahan bakar ketel (boiler) untuk memproduksi energi, sedangkan sisanya terhampar di lahan pabrik sebagai limbah padat yang merugikan lingkungan jika tidak dimanfaatkan. Menurut Subiyono (Agrofarm, 2014), dahulu Belanda sudah mendesain semua PG supaya bisa mandiri dengan ampas tebu sebagai bahan bakar. Ampas bisa digunakan untuk menggerakkan mesin tanpa harus menggunakan BBM atau batubara. Namun, dalam perjalanan waktu banyak PG di Indonesia yang justru menggunakan bahan bakar fosil yang sangat mahal, sehingga menimbulkan inefisiensi. Oleh karena itu, sejak empat tahun terakhir PG-PG di Lingkup PTPN X mengoptimalkan pemanfaatan ampas, sehingga penggunaan bahan bakar fosil semakin menurun. Bahkan, tahun depan ditargetkan penggunaan BBM untuk pengoperasian pabrik hingga 0%. Pemanfaatan ampas tebu sebagai bahan bakar lebih ramah lingkungan dibandingkan bahan bakar fosil. Dengan nilai kalor ampas tebu sekitar 7.600 kJ/kg pada kadar air 50%, maka ampas tebu dan daun tebu kering (daduk) merupakan sumber energi potensial penghasil listrik. Potensi produksi listrik dari ampas dan daduk mencapai 1.408.940 MWh dan bisa diwujudkan dalam jangka pendek, sedangkan untuk jangka panjang potensi produksi listrik dapat ditingkatkan hingga 2,80 juta MWh (Kurniawan dan Santoso, 2009). Teknologi pembangkit listrik yang masih banyak digunakan di Indonesia adalah teknologi konvensional Backpressure Turbines. Teknologi ini menggunakan uap bertekanan rendah – menengah (<20 bar) dengan konversi 12 - 19 kg uap/kWh dan mampu memproduksi listrik 28 – 60 kWh/ton tebu. Di Kuba, ampas tebu telah dimanfaatkan sebagai sumber energi listrik yang dapat memenuhi 30% kebutuhan energi listrik di Kuba (Lampung Post, 29 Juni 2004). Subiyono (Agrofarm, 2014) menambahkan bahwa ampas tebu juga bisa digunakan untuk memproduksi listrik melalui program cogeneration. Satu ton ampas tebu bisa untuk membangkitkan listrik dengan cogeneration sebesar 220 - 240 kWh. Di sejumlah negara, cogeneration untuk memproduksi listrik dari ampas tebu sudah dijalankan dengan mengganti boiler bertekanan rendah (7 - 21 bar) dengan boiler bertekanan tinggi (di atas 80 bar) serta melakukan elektrifikasi pada semua penggerak. Dengan lahan tebu nasional seluas sekitar 475 ribu hektar dan lebih dari 33 juta ton produksi tebu, potensi bisnis listrik dari ampas tebu bisa mencapai 3,5 - 3,8 juta MWh (3.800 GWh). Saat ini PTPN X pada tahap uji coba pengembangan program cogeneration di PG Ngadiredjo, Kediri. Listrik yang dihasilkan di PG tersebut akan digunakan untuk operasional pabrik dan dijual ke PLN.

Jumlah perkebunan tebu di Indonesia cukup melimpah mengingat iklim tropis Indonesia cocok dengan tanaman tebu. Salah satunya terletak di daerah Kelurahan Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur. Secara geografis wilayah Kabupaten Mojokerto terletak antara 111°20'13" s/d 111°40'47" Bujur Timur dan antara 7°18'35" s/d 7°47" Lintang Selatan, dimana luas wilayah seluruhnya adalah 692,12 km² atau sekitar 2,09% dari luas Provinsi Jawa Timur (www.mojokertokab.go.id). Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik Provinsi Jawa Timur, produksi tebu di Mojokerto pada tahun 2016 sebesar 9.233 ton. Sehingga *supply* tebu masih melimpah untuk pabrik gula kristal putih di daerah Kabupaten Mojokerto. Hal ini bisa menjamin kontinuitas produksi gula kristal putih pada pabrik nantinya. Apabila pabrik gula memiliki bahan baku tebu yang melimpah, maka *bagasse* (ampas tebu) yang dihasilkan dari pabrik gula juga akan melimpah. Oleh karena itu, pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar *Bagasse* ini dibangun bersamaan dengan pabrik Gula Kristal Putih yang direncanakan akan dibangun di Kelurahan Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur.

Dipilihnya pabrik pembangkit energi biomassa ampas tebu di Mojokerto ini dikarenakan beberapa hal yakni:

1. Dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku berupa ampas tebu diambil dari Pabrik Gula Gempolkrep di Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto.
2. Ketersediaan air.
Kebutuhan air disuplai dari air Sungai Brantas yang terlebih dahulu diproses di Unit Pengolahan Air agar layak pakai.
3. Tenaga Kerja.
Tenaga kerja dapat direkrut dari penduduk sekitar yang memiliki etos kerja tinggi. Kabupaten Mojokerto memiliki UMK (Upah Minimum Kota/Kabupaten) sebesar Rp 3.565.660,82 pada tahun 2018 dengan angka pengangguran di Kabupaten Mojokerto masih cukup tinggi yaitu sebesar 275.124 jiwa pada tahun 2015.
4. Iklim
Wilayah Kabupaten Mojokerto terletak pada ketinggian antara 36 – 240 meter di atas permukaan laut. Kabupaten Mojokerto beriklim tropis. Jumlah curah hujan di Kabupaten Mojokerto tahun 2015 rata-rata mencapai 1.577mm per bulan dengan jumlah hari hujan sebesar 77 hari. Curah hujan tertinggi terjadi pada bulan Maret. Kecamatan Trawas dan Pacet merupakan wilayah dengan curah hujan tertinggi.

Daerah dengan jumlah curah hujan terendah di Kecamatan Gedeg dan Kemlagi (Statistik Daerah Kabupaten Mojokerto 2016).

I.2 Aspek Marketing

Produk dari pabrik ini adalah listrik dan *steam* untuk memenuhi kebutuhan proses produksi pabrik, namun apabila berlebih, energi listrik ini dapat dijual ke PLN. Data PT Perusahaan Listrik Negara (PLN) pada September 2018 menunjukkan harga listrik tahun 2018 cukup tinggi. Tarif tenaga listrik PT. PLN dapat dilihat pada **Tabel I.5** sebagai berikut :

Tabel I.1.Tarif Tenaga Listrik Bulan Juli – September 2018

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	1.300 VA	*)	1.467,28	1.467,28
2.	R-1/TR	2.200 VA	*)	1.467,28	1.467,28
3.	R-2/TR	3.500 VA s.d. 5.500 VA	*)	1.467,28	1.467,28
4.	R-3/TR	6.600 VA ke atas	*)	1.467,28	1.467,28
5.	B-2/TR	6.600 VA s.d. 200 kVA	*)	1.467,28	1.467,28
6.	B-3/TM	di atas 200 kVA	**)	Blok WBP = $K \times 1.035,78$ Blok LWBP = 1.035,78 kVArh = 1.114,74 *****)	-
7.	I-3/TM	di atas 200 kVA	**)	Blok WBP = $K \times 1.035,78$ Blok LWBP = 1.035,78 kVArh = 1.114,78 *****)	-
8.	I-4/TT	30.000 kVA ke atas	***)	Blok WBP dan Blok LWBP = 996,74 kVArh = 996,74 *****)	-
9.	P-1/TR	6.600 VA s.d. 200 kVA	*)	1.467,28	1.467,28

10.	P-2/TM	di atas 200 kVA	**)	Blok WBP = K x 1.035,78 Blok LWBP = 1.035,78 kVArh = 1.114,74 *****)	
11.	P-3/TR		*)	1.467,28	1.467,28
12.	L/TR, TM, TT		-	1.644,52	-

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

Catatan:

*) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

$$RM1 = 40 (\text{Jam Nyala}) \times \text{Daya tersambung (kVA)} \times \text{Biaya Pemakaian}$$

***) Diterapkan Rekening Minimum (RM):

$$RM2 = 40 (\text{Jam Nyala}) \times \text{Daya tersambung (kVA)} \times \text{Biaya Pemakaian LWBP}$$

Jam nyala: kWh per bulan dibagi dengan kVA tersambung

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

$$RM3 = 40 (\text{Jam Nyala}) \times \text{Daya tersambung (kVA)} \times \text{Biaya Pemakaian WBP dan LWBP}$$

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.3 Prospek

Ampas tebu (*bagasse*) adalah bahan sisa berserat dari batang tebu yang telah mengalami ekstraksi nira. Serat sisa dan ampas tebu kebanyakam digunakan sebagai bahan bakar untuk menghasilkan energi yang diperlukan untuk pembuatan gula. Selain untuk bahan bakar *boiler* di pabrik gula, sumber energi listrik, dan pakan ternak, ampas tebu juga dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan kompos, *pulp*, *particle board*, juga merupakan bahan pembuatan kanvas rem, *furfural*, sirup glukosa, etanol, CMC (*carboxymethyl cellulose*), dan bahan penyerap (*adsorbent*) zat warna, atau dijual dalam

bentuk listrik (Misran, 2005). Ampas tebu juga diserap untuk bahan pembuatan kertas oleh pabrik kertas (Paturao, 1989).

Sampai saat ini, sebagian besar ampas tebu digunakan sebagai bahan bakar *boiler* untuk memproduksi energi, sedangkan sisanya terhampar di lahan pabrik sebagai limbah padat yang merugikan lingkungan jika tidak dimanfaatkan. Ampas tebu dapat digunakan untuk menggerakkan mesin tanpa menggunakan BBM atau batubara. Namun, hingga kurun waktu saat ini, banyak PG di Indonesia yang justru menggunakan bahan bakar fosil yang sangat mahal, sehingga menimbulkan ketidakefisiensian. Oleh karena itu, sejak empat tahun terakhir PG-PG di lingkup PTPN X mengoptimalkan pemanfaatan ampas, sehingga penggunaan bahan bakar fosil semakin menurun. Demikian pula dengan pemanfaatan ampas tebu yang dapat digunakan sebagai bahan bakar lebih ramah lingkungan dibandingkan bahan bakar fosil.

Diketahui bahwa nilai kalor ampas tebu sekitar 7.600 kJ/kg pada kadar air 50%, maka dapat disimpulkan ampas tebu dan daun tebu kering (*daduk*) merupakan sumber energi potensial penghasil listrik. Potensi produksi listrik dari ampas dan *daduk* mencapai 1.408.940 MWh dan bisa diwujudkan dalam jangka pendek, sedangkan untuk jangka panjang potensi produksi listrik dapat ditingkatkan hingga 2,80 juta MWh. Untuk optimasi kualitas ampas tebu dapat ditempuh dengan menurunkan kadar air ampas melalui teknologi pengeringan. Setiap penurunan kadar air sebesar 1%, akan menaikkan nilai kalor *bagasse* hingga 196 kJ/kg (Shudakar, 2013).

Bila dikaitkan dengan peningkatan produksi tebu di setiap tahunnya, maka potensi ampas tebu di Indonesia dapat disimpulkan jumlahnya cukup besar. Hal ini terbukti pada tahun 1999 tercatat produksi gula mencapai 2.270.623 ton sehingga ampas tebu yang dihasilkan berkisar antara 340.593 ton sampai 711.614 ton. Selama ini, masyarakat hanya menjadikan menjadikan ampas tebu sebagai pakan ternak saja, namun di balik itu ternyata limbah ampas tebu dapat disulap menjadi bahan baru dengan nilai ekonomis yang lebih tinggi. Salah satunya bahan organik dalam pembuatan sumber listrik alternatif. Ampas tebu kering mengandung hemiselulosa dan selulosa ampas tebu dengan kemumian tinggi masing-masing sebanyak 24,64; 54,4; dan 45,60%.

(<http://konfrontasi.com/>)

Kebutuhan energi untuk mengolah tebu menjadi gula dapat dipenuhi oleh pabrik gula sendiri yang berasal dari limbah padatnya yaitu ampas tebu. Ampas tebu merupakan sumber biomassa potensial untuk menghasilkan energi listrik (*cogeneration*). Menurut Kurniawan dan Santoso (2009), potensi kelebihan ampas tebu pada pabrik gula dengan

kapasitas 5.000 TCD (*Ton Cane per Day*) mencapai 900.000 ton dalam satu musim giling dengan hari giling 180 hari atau setara dengan 34.483 MWH (*Megawatt Hour*). Secara nasional, potensi produksi listrik pabrik gula yang bisa digali dalam jangka pendek atau menengah diperkirakan mencapai 379.310 MWH dari surplus ampas tebu. Hal ini merupakan potensi energi yang cukup besar sehingga surplus energi listrik ini dapat dimanfaatkan untuk industri lain atau dijual ke Perusahaan Listrik Negara (PLN) seperti yang terjadi di beberapa negara seperti Brazil.

(<http://www.puslitgula10.com>)

Ampas tebu dari Pabrik Gula Gempolkrep dihasilkan sebanyak 30% dari massa tebu yaitu 2.160.000 kg/hari atau 90.000 kg/jam yang beroperasi selama 300 hari. Kebutuhan tebu Pabrik Gula Gempolkrep adalah 7200 TCD atau 300.000 kg/jam. Pada PG Gempolkrep kebutuhan *steam* sejumlah 158.000 kg/jam. Berdasarkan ampas tebu yang dihasilkan sehingga digunakan untuk menghasilkan 158.000 kg *steam*/jam dan listrik sebesar 136,47 MW saat *on season* dan *off season*.

I.4 Konsumsi

Pabrik Gula saat ini memerlukan sistem *cogeneration* untuk meningkatkan efisiensi pabrik. Produksi di bagi menjadi dua *season* yaitu *on season* dan *off season*. Saat *on season* atau pabrik gula sedang giling selama 180 hari maka *steam* dan listrik yang dihasilkan pabrik ini akan di *supply* ke Pabrik Gula Gempolkrep untuk memenuhi kebutuhan *steam* dan listrik Pabrik Gula Gempolkrep. Kebutuhan *steam* Pabrik Gula Gempolkrep ketika *on* adalah 1.2884 kg *steam*/ kg tebu. Listrik yang masih tersisa pada *on season* akan dijual ke PLN. Pada saat *off season* atau pabrik gula tidak giling selama 120 hari, produk yang dihasilkan hanya listrik saja dan listrik tersebut 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.3 menunjukkan perkembangan jumlah pelanggan listrik dalam 5 tahun terakhir.

Tabel 1.2 Kebutuhan *Steam* Pabrik Gula

No	Nama Alat	Fraksi Massa
1	<i>Heater Air Ambibisi</i>	0.0461
2	<i>Heater Nira I</i>	0.1438
3	<i>Heater Nira II</i>	0.1038
4	<i>Heater Nira Jernih III</i>	0.0188
5	<i>Evaporator</i>	0.3648
6	<i>Steam Jet Ejector Evaporator</i>	0.1288
7	<i>Vacum Pan A</i>	0.0876
8	<i>Steam Jet Ejector A</i>	0.0224
9	<i>Vacuum Pan C</i>	0.0564
10	<i>Steam Jet Ejector C</i>	0.0012
11	<i>Vacuum Pan D</i>	0.0234
12	<i>Steam Jet Ejector D</i>	0.0010
13	<i>Heater Udara Pengering</i>	0.0018
	Total kebutuhan steam pabrik gula saat on season	1

Rasio steam dan tebu

= 1,2884 kg steam / kg tebu masuk

(Proses Bisnis PG Mojo PTPN IX, 2017)

Tabel I.3. Penjualan Tenaga Listrik Nasional Per Sektor Pelanggan.

TAHUN YEAR	RUMAH TANGGA RESIDENTIAL		INDUSTRI INDUSTRIAL		USAHA COMMERCIAL		UMUM PUBLIC		JUMLAH TOTAL	
	MWh	PELANGGAN CUSTOMER	MWh	PELANGGAN CUSTOMER	MWh	PELANGGAN CUSTOMER	MWh	PELANGGAN CUSTOMER	MWh	PELANGGAN CUSTOMER
2012	72.132,54	46.219.780	60.175,96	52.661	30.988,64	2.218.342	10.693,61	1.304.466	173.990,75	49.795.249
2013	77.210,71	50.116.127	64.381,40	55.546	34.498,38	2.418.431	11.450,53	1.406.104	187.541,02	53.996.208
2014	84.086,46	53.309.325	65.908,68	58.350	36.282,42	2.626.160	12.324,21	1.499.399	198.601,78	57.493.234
2015	88.682,13	56.605.260	64.079,39	63.314	36.978,05	2.894.990	13.106,25	1.604.416	202.845,82	61.167.980
2016	93.634,63	59.243.672	68.145,32	69.629	40.074,38	3.239.764	14.149,99	1.729.428	216.004,32	64.282.493

(Sumber: Statistik Ketenagalistrikan 2016, Edisi No. 30 Tahun Anggaran 2017, Direktorat

Jenderal Ketenagalistrikan Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral.)

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Kapasitas dari pabrik pembangkit harus dapat memenuhi kebutuhan steam dari pabrik gula. Berikut basis perhitungan pada pabrik pembangkit energi dari ampas tebu:

- Waktu produksi dalam 1 tahun = 300 hari produksi
 - *On Season* = 180 hari
 - *Off Season* = 120 hari
- Waktu produksi dalam 1 hari = 24 jam
- Basis = 1 jam operasi
- Kapasitas bahan baku *bagasse* = 25.200 kg/jam
- Kapasitas produk listrik
 - *On Season* = 136,47 MW
 - *Off Season* = 136,47 MW
- Kapasitas produk *steam* = 158.000 kg/jam

II.2 Lokasi

Pabrik pembangkit energi dari ampas tebu yang direncanakan akan didirikan di Kelurahan Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kota Mojokerto, Jawa Timur memiliki luas wilayah 94.155 Ha. Berdasarkan data dari *weather.com*, daerah ini memiliki karakteristik sebagai berikut:

- **Suhu** : 25 - 35 °C
- **Kelembaman** : 42% - 82%
- **Curah Hujan** : 9 - 7187 mm/tahun
- **Kecepatan Angin** : 3 - 9 km/jam
- **Utilitas Pendukung**: Sungai Brantas
- **Garis Lintang** : 7°18'–7°47' Lintang Selatan
111°20'–111°40' Bujur Timur

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Potensi Bahan Baku

Potensi ampas tebu di Indonesia cukup besar. Hal ini dikaitkan dengan peningkatan produksi gula. Menurut Ikatan Ahli Gula Indonesia (Ikagi), pada musim giling 2006 tercatat mencapai 30 juta ton sehingga ampas tebu yang dihasilkan diperkirakan mencapai 9.640.000 ton. Kecenderungan masyarakat selama ini yang menjadikan ampas tebu hanya sebagai pakan ternak, ternyata di balik limbah ampas tebu dapat disulap menjadi bahan baru dengan nilai ekonomis yang lebih tinggi. Dengan nilai kalor ampas tebu sekitar 7.600 kJ/kg pada kadar air 50% maka ampas tebu dan daun tebu kering (*daduk*) merupakan sumber energi potensial penghasil listrik.

II.3.2 Spesifikasi Bahan Baku

Ampas tebu atau lazimnya disebut *bagasse* adalah hasil samping dari proses ekstraksi cairan tebu. Ampas tebu merupakan produk limbah berserat dan mempunyai tingkat higroskopis tinggi. Pada satu pabrik gula, dapat menghasilkan ampas tebu sekitar 35-40% dari berat tebu yang digiling. Ampas tebu ini kaya akan serat selulosa, yaitu sekitar 50% zat lilin, zat lignin, dan pektin. Ampas yang dihasilkan setelah mengalami pengeringan dimasukkan ke dalam tungku pembakaran sebagai bahan bakar *boiler*. Sebagian dijual untuk industri kertas dan medium penumbuh jamur.

Berdasarkan data Pusat Penelitian Perkebunan Gula Indonesia (P3GI), ampas tebu yang dihasilkan sebanyak 30% dari berat tebu giling. Pada musim giling 2006, data Ikatan Ahli Gula Indonesia (Ikagi) menunjukkan bahwa jumlah tebu dari pabrik gula di seluruh Indonesia mencapai sekitar 30 juta ton, dan ampas tebu yang dihasilkan diperkirakan mencapai 9.640.000 ton. Hasil tersebut menunjukkan bahwa proses penggilingan tebu menjadi gula menghasilkan ampas tebu sebesar 30%. Ampas tebu dari pabrik gula Mojo di hasilkan sebanyak 30% dari massa tebu yaitu 4000 ton/hari beroperasi selama 300 hari. Adapun komposisi kimia ampas tebu disajikan pada tabel berikut ini:

Tabel II.1 Komposisi Kimia Ampas Tebu pada *Wet Basis*

Unsur	Kadar Kandungan
Karbon (C)	47,0%
Hidrogen (H)	6,5%
Oksigen (O)	44,0%
Abu	2,5%

Total	100 %
Protein Kasar	1,01 - 2,11%
Serat Kasar	43 – 52%
Kecernaan	<25%
Kadar NDF (Neutral Detergent Fiber)	84,2%
Kadar ADF (Acid Detergent Fiber)	51%
Hemiselulosa	33,2%
Selulosa	40,3%
Lignin	11,2%
Nilai Kalor	7.600 kJ/Kg (kadar air 50%)

Sumber : Ariningsih, 2014

Dari tabel dapat diketahui bahwa ampas tebu memiliki nilai kalor yang cukup tinggi dengan asumsi pada kadar air sebesar 50%, dan memiliki kandungan gula sebesar 2,5%. Selain itu, ampas tebu mengandung serat kasar sebesar 43 – 52% , yang terdiri atas hemiselulosa sebesar 33,2%, selulosa sebesar 40,3%, dan lignin sebesar 11,2%. (±)

(Ariningsih, 2014)

Hasil analisis serat *bagasse* adalah seperti pada Tabel II.2. Berdasarkan bahan kering, ampas tebu adalah terdiri dari unsur C (*carbon*) 47%, H (*hydrogen*) 6,5%, O (*oxygen*) 44% dan abu (*ash*) 2,5%. Menurut rumus Pritzelitz (Hugot, 1986) tiap kilogram ampas dengan kandungan gula sekitar 2,5% akan memiliki kalor sebesar 1.825 kkal/kg atau 7.640,91 kJ/kg. Nilai kalor tersebut cukup tinggi dibandingkan sekam padi yang memiliki nilai kalor sebesar 5.059,23 kJ/kg.

Tabel II.2 Komposisi Kimia Ampas Tebu pada *Dry Basis*

Kandungan	Kadar (%)
Abu	3,82
Lignin	22,09
Selulosa	37,65
Sari	1,81
Pentosan	27,97
SiO ₂	3,01

Sumber : Husin 2007

Tabel II.3. Hasil rata-rata *Proximate Analysis* Ampas Tebu

<i>Determination</i> <i>% Weight*</i>	<i>Dry</i> <i>leaves</i>	<i>Green</i> <i>leaves</i>	<i>Tops</i>	<i>Bagasse</i>
<i>Moisture</i> <i>content</i>	13,5	67,7	82,3	50,2
<i>Ash</i>	3,9	3,7	4,3	2,2
<i>Fixed carbon</i>	11,6	15,7	16,4	18,0
<i>Volatile</i> <i>matter</i>	84,5	80,6	79,3	79,9

(*Dry basis)

Perbedaan besar yang diamati pada komposisi bahan pada Tabel II.3 adalah kadar air. Sampel komponen limbah yang disajikan pada tabel memiliki komposisi yang sama dalam hal abu (~ 4%), karbon tetap (~ 15%), dan bahan mudah menguap (~ 80%) dalam *dry basis*. Angka-angka ini cukup dekat dengan apa yang diperoleh dengan ampas tebu, kecuali kandungan abu yang lebih rendah pada ampas tebu.

Tabel II.4. Hasil rata-rata dari *Ultimate Analysis* Ampas Tebu

<i>Determination*</i>	<i>Dry</i> <i>leaves</i>	<i>Green</i> <i>leaves</i>	<i>Tops</i>	<i>Bagasse</i>
<i>Carbon</i>	46,2	45,7	43,9	44,6
<i>Hydogen</i>	6,2	6,2	6,1	5,8
<i>Nitrogen</i>	0,5	1,0	0,8	0,6
<i>Oxygen</i>	43,0	42,8	44,0	44,5
<i>Sulfur</i>	0,1	0,1	0,1	0,1
<i>Chlorine</i>	0,1	0,4	0,7	0,02

(*Dry basis)

Semua komponen yang disajikan pada tabel memiliki komposisi karbon (~ 45%), hidrogen (~ 6%), nitrogen (0,5 - 1%), oksigen (~ 43%), sulfur (~ 0,1%) yang sama. Angka-angka klorin bervariasi dengan angka terendah untuk ampas tebu (Tabel II.4).

(Hassuani, 2005)

II.3.3 Produk

Melalui sistem *cogeneration*, ampas tebu juga dapat digunakan untuk memproduksi listrik. Satu ton ampas tebu bisa untuk membangkitkan listrik dengan *cogeneration* sebesar

220-240 kWh. Di sejumlah negara, *cogeneration* untuk memproduksi listrik dari ampas tebu sudah dijalankan dengan mengganti *boiler* bertekanan rendah (7-21 bar) dengan *boiler* bertekanan tinggi (di atas 80 bar) serta melakukan elektrifikasi pada semua penggerak. Dengan lahan tebu nasional seluas sekitar 475 ribu hektar dan lebih dari 33 juta ton produksi tebu, potensi bisnis listrik dari ampas tebu bisa mencapai 3,5-3,8 juta MWh (3.800 GWh). Saat ini PTPN X pada tahap uji coba pengembangan program *cogeneration* di PG Ngadiredjo, Kediri. Listrik yang dihasilkan di PG tersebut akan digunakan untuk operasional pabrik dan dijual ke PLN.

Di beberapa negara seperti Hawaii dan Kuba, ampas tebu telah dipakai sebagai *co-generation* (kogenerasi). Produksi gula di Kuba merupakan bahan ekspor utama yang menghidupi perekonomian rakyat. Krisis energi yang melanda Kuba membuat negara komunis ini memanfaatkan ampas tebu untuk memasok kebutuhan energi nasional. Begitu juga di Hawaii yang telah menerapkan teknologi kogenerasi listrik dengan efisien. Setelah tebu dipanen, *bagasse* atau ampas tebu yang mirip jerami dibakar untuk menghasilkan listrik bagi pabrik itu sendiri. Selebihnya dijual ke jaringan listrik konvensional. Daun dan tangkai tebu dipres untuk digunakan sebagai bahan bakar padat.

Ada sekitar 156 pabrik gula di seluruh Kuba. Pabrik yang sudah tua hanya dapat membangkitkan 20 KWh (kilowatt hour) listrik untuk setiap ton tebu. Mereka menggunakan turbin uap tua yang kurang efisien bertekanan 18 atmosfer. Sedangkan konversi energi pada pabrik yang lebih baru bisa menghasilkan 40 KWh listrik dari setiap ton tebu. Kementerian gula Kuba bertekad mencukupi kebutuhan listrik seluruh negeri dengan memasang peralatan kogenerasi di pabrik gula sebesar 100 MW, senilai US\$ 1 miliar. Berdasarkan perhitungan, dalam waktu 15 tahun daya listrik yang potensial dapat ditambahkan ke jaringan nasional adalah 400 MW (megawatt). Itu berarti, seluruh kebutuhan BBM untuk menghidupkan pembangkit listrik dapat digantikan oleh ampas tebu yang dulunya terbuang percuma. Di berbagai negara industri maju angka itu mencapai 60-80 KWh/ton tebu. Di Hawaii, dengan pemanfaatan teknologi kogenerasi listrik yang efisien, listrik yang dihasilkan satu ton tebu dapat mencapai 100 KWh.

(<http://konfrontasi.com/>)

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 gula kristal putih Gempolkrep di Kecamatan Gedeg, Mojokerto, Jawa Timur.

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.

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 dan *Integrated Gasification Combined Cycle* (IGCC).

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*, mengurangi limbah, dan mengembangkan ekonomi lokal. Namun, apakah manfaat ini dapat direalisasikan, dan sampai sejauh mana, sangat bergantung pada sumber dan sifat bahan baku biomassa yang digunakan.

III.1.1. Pembakaran Langsung

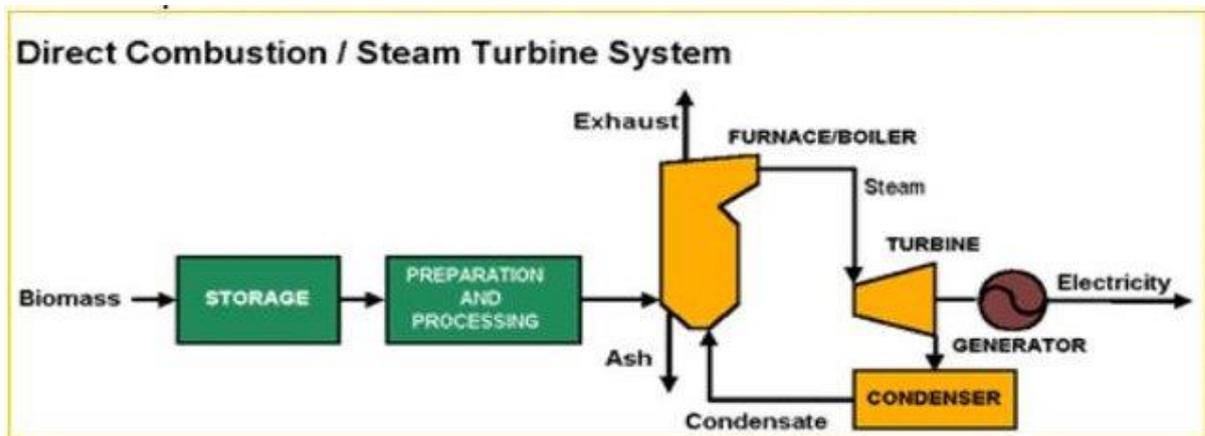
Pembakaran langsung biomassa untuk pembangkit listrik merupakan teknologi yang tersedia secara komersial dan dapat diterapkan pada berbagai skala dari 10 MW hingga 100 MW atau lebih dan merupakan bentuk yang paling umum dari pembangkit listrik biomassa. Di seluruh dunia, lebih dari 90% pembangkit listrik 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.



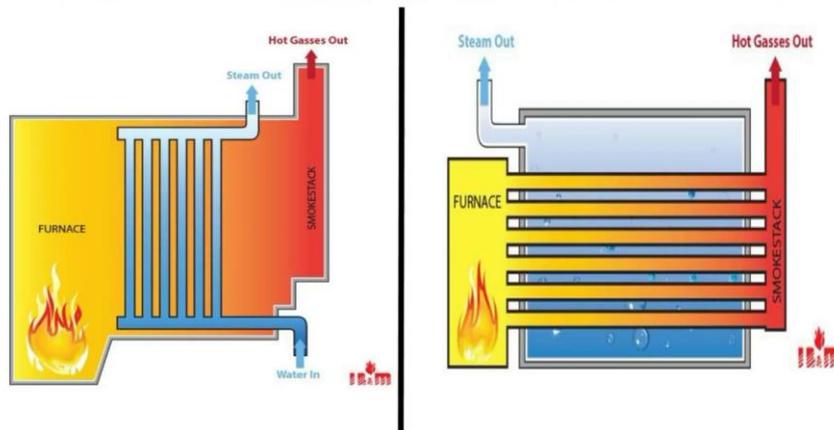
Gambar III.1. Contoh metode pembakaran langsung

(Amadi, 2017)

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

Tube Boiler

WATER TUBE BOILER VS FIRE TUBE BOILER



Gambar III.2. Perbandingan *fire-tube* dan *water-tube boiler*

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

Desain *fire-tube boiler* terdiri dari sekumpulan *fire tubes* yang terdapat pada *shell* dan proses evaporasi berada diluar *fire tubes* yang menghasilkan *steam*. Dalam *fire-tube boiler*, gas buang mengalir di dalam *tube boiler*, dan panas ditransfer ke air pada sisi *shell* (Ortiz, 2011).

Kelebihan:

1. Strukturnya kompak.
2. Fluktuasi steam yang dihasilkan dapat disesuaikan dengan mudah.
3. Harga lebih murah daripada *water-tube boiler*

Kekurangan:

1. Karena jumlah air yang cukup banyak, dibutuhkan waktu yang cukup lama untuk membuat steam dengan pressure yang diinginkan.
2. Tekanan *steam output* tidak bisa menghasilkan pada tekanan sangat tinggi karena air dan uap disimpan didalam bejana yang sama.
3. Kualitas steam yang dihasilkan oleh *fire-tube boiler* tidak terlalu kering.

(zgindustrialboiler.com, 2016)

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

Proses pengapian terjadi diluar pipa, kemudian panas yang dihasilkan memanaskan pipa yang berisi air dan sebelumnya air tersebut dikondisikan terlebih dahulu melalui economizer, kemudian steam yang dihasilkan terlebih dahulu dikumpulkan di dalam sebuah steam-drum. Sampai tekanan dan temperatur sesuai, melalui tahap secondary superheater dan primary superheater baru steam dilepaskan ke pipa utama distribusi. Didalam pipa air, air yang mengalir harus dikondisikan terhadap mineral atau kandungan lainnya yang larut di dalam air tersebut (Duarte, 2017).

Kelebihan:

1. Efisiensi dapat ditingkatkan dengan menggunakan suhu dan tekanan yang lebih tinggi tanpa terlalu meningkatkan ketebalan dinding
2. Fleksibilitas desain dan peredarannya yang cepat mencegah masalah stres termal di boiler tangka.
3. Bahan tabung tipis memungkinkan peningkatan uap yang cepat dan tingkat perpindahan panas yang lebih cepat
4. Tabung tipis ini lebih mudah untuk diperluas atau ditekuk
5. Desain boiler ini memberikan kinerja yang sangat efisien karena dapat digunakan untuk menghasilkan uap jenuh atau superheated

Kekurangan:

1. Instalasi boiler di tempat kerja cenderung relatif sulit dan memakan waktu
2. Proses pembersihan dan perawatan mereka cukup rumit jika dibandingkan dengan sistem boiler tabung api

(www.kainonboiler.com , 2017)

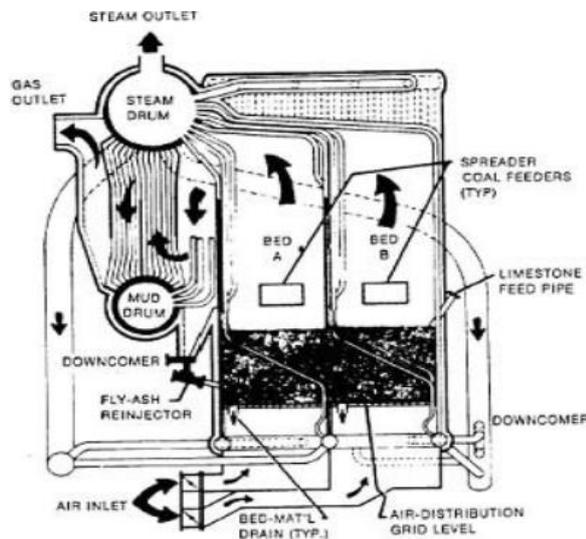
Pembakaran Unggun Terfluidisasi (*Fluidized Bed Combustion*)

Fluidized Bed Combustion adalah sebuah proses dimana partikel padatan dibuat terlihat menyerupai sifat – sifat seperti fluida dengan cara meniupkan udara keatas menggunakan blower. Fleksibilitas bahan bakar dan pengurangan emisi adalah keuntungan dari pembakaran ungun terfluidisasi. Ada dua kategori dasar pembakaran ungun terfluidisasi, yaitu pembakaran ungun terfluidisasi secara tekanan atmosferik (*Atmospheric Fluidized Bed Combustion*) dan pembakaran ungun terfluidisasi bertekanan (*Pressurized Fluidized Bed Combustion*).

Berikut ini adalah jenis *fluidized bed combustion boilers*:

1. *Atmospheric Fluidized Bed Combustion (AFBC)*

Alat ini hanya 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.3 AFBC

Kelebihan:

Tipe ini dapat mengurangi emisi SO_2 dan NO_2 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.

(Oka, 2004)

2. *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 hingga 8 persen.

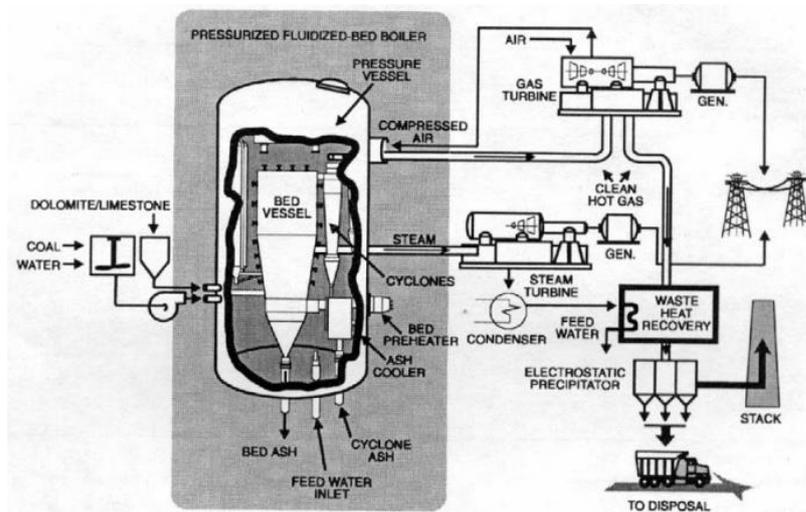
(Oka, 2004)

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, dan 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 dan minimnya pengalaman dalam pengoperasian PFBC jika dibandingkan dengan AFBC.



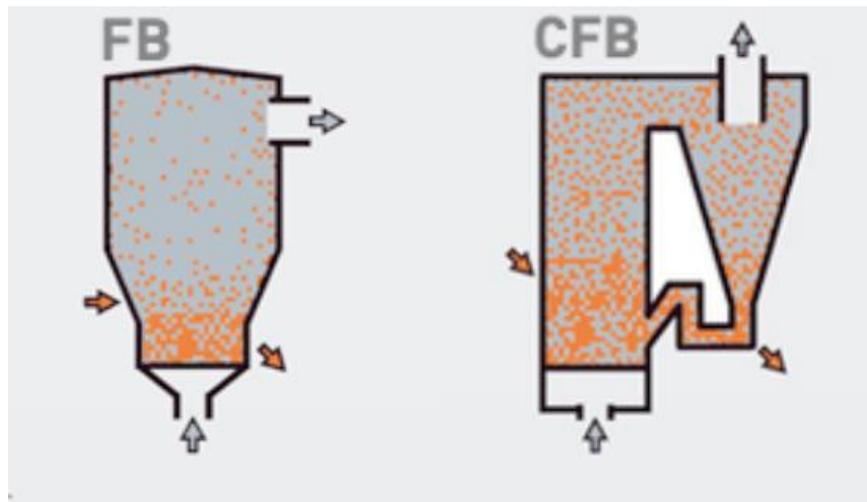
Gambar III.4 PFBC

(Graves, 1979)

Setiap kategori selanjutnya terdiri dari *Bubbling Fluidized Bed Combustion* (BFBC) dan *Circulating Fluidized Bed Combustion* (CFBC).

(Sarkar, 2015)

Berikut ini adalah penjelasan dari jenis – jenis *fluidized bed combustion boilers*:



Gambar III.5. Kiri *Bubbling Fluidizing Bed* dan Kanan *Circulating Fluidizing Bed*

3. *Bubbling Fluidized Bed Combustion (AFBC)*

Kelebihan:

1. Ukuran partikel yang masuk dapat lebih besar (sehingga tidak memerlukan pretreatment) (Koornneef, 2006)
2. Nilai laju erosi lebih rendah (Khana, 2009)

Kekurangan:

1. Suhu dan efisiensi yang dihasilkan kurang (Koornneef, 2006).
2. Biaya operasional lebih besar.

4. *Circulating Fluidized Bed Combustion (CFBC)*

Kelebihan :

1. Suhu dan efisiensi yang dihasilkan lebih tinggi (Koornneef, 2006).
2. Dapat digunakan untuk menghilangkan Sulfur, NO_x, dan HCl
3. Memiliki thermal inertia (Huang, 2013).
4. Biaya operasional lebih rendah (Huang, 2013 dan Themelis, 2013)

Kekurangan :

1. Biaya pembelian alat lebih mahal karena memerlukan *cyclone* untuk menangkap partikel padatan yang lolos.

III.1.2 Gasifikasi (IGCC)

Gasifikasi adalah sebuah proses dimana sebuah material padatan yang terdiri dari karbon, seperti batu bara atau biomassa, yang akan diubah menjadi gas. Ini adalah sebuah proses termokimia, dimana bahan baku dipanaskan hingga mencapai suhu tinggi dan menghasilkan gas dimana mengalami reaksi kimia untuk membentuk gas sintesis. Gas sintesis ini sebagian besar terdiri dari H_2 dan CO , dan dapat digunakan untuk menghasilkan energi atau berbagai bahan kimia, termasuk bahan bakar cair atau gas suatu kendaraan.

(E4Tech, 2009)

Proses gasifikasi mengikuti beberapa tahapan dibawah ini – dengan diikuti beberapa set persamaan reaksi :

- Pirolisis adalah proses menguapkan komponen volatil dari bahan baku ketika dipanaskan. Uap volatil utamanya terdiri dari H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , gas hidrokarbon, tar dan uap air. Karena bahan baku dari biomassa cenderung lebih memiliki komponen volatile (70 – 86% pada dry basis) daripada batubara (sekitar 30%), pirolisis memiliki peran utama terhadap gasifikasi biomassa daripada gasifikasi batubara. Adapun produk sampingnya yang dihasilkan adalah arang dan abu.
- Tahapan gasifikasi lebih lanjut memecah produk pirolisis dengan penyediaan panas tambahan :
 - Beberapa tar dan hidrokarbon dalam uap dipecah secara termal untuk menghasilkan molekul – molekul hidrokarbon yang lebih kecil, dengan suhu yang lebih tinggi menghasilkan sisa tar dan hidrokarbon yang tidak bereaksi lebih sedikit.
 - Gasifikasi uap – reaksi ini mengubah arang menjadi gas melalui berbagai reaksi dengan CO_2 dan H_2O untuk menghasilkan CO dan H_2 .
 - Suhu dan tekanan yang lebih tinggi akan menghasilkan H_2 dan CO lebih banyak.
 - Panas yang diperlukan untuk terjadinya reaksi biasanya disediakan oleh pembakaran sebagian dari bahan baku dalam reaktor dengan sejumlah udara.
 - Panas juga dapat disediakan dari sumber panas lain seperti menggunakan *superheated steam*, material yang dipanasi, dan dengan membakar beberapa arang atau gas dengan terpisah. Pilihan ini bergantung pada teknologi gasifier yang digunakan.

- Kemudian ada reaksi lebih lanjut dari gas yang terbentuk, yaitu reaksi bolak-balik dari *water-gas shift reaction* yang dapat berpengaruh terhadap konsentrasi CO, H₂O, CO₂, dan H₂ di dalam gasifier. Hasil dari proses gasifikasi adalah campuran gas.

(E4Tech, 2009)

III.2 Seleksi Proses

Berdasarkan yang telah disebutkan di atas, ada tiga teknologi konversi biomassa yang dipertimbangkan dalam tugas ini, diantaranya yaitu *Direct Combustion Tube Boiler*, *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC)* dan *Direct Combustion Fluidized Bed*. 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 gas dengan nilai kalor rendah atau menengah yang disebut <i>syngas</i> .	Biomassa dibakar pada <i>boiler</i> bertekanan tinggi dengan udara yang ditiup dari bawah menggunakan blower sehingga benda padat di atasnya 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,</i>	<i>Circulating Fluidized bed boiler</i> dan turbin uap

			<i>entrained flow</i>)	
5.	<i>Maturity of technology</i>	<i>Mature Technology</i>	<i>Demostration Stage</i>	<i>Mature Technology</i>
6.	Efisiensi (%)	20-25	50	37,2
7.	Kelebihan	Peralatan yang digunakan lebih sederhana.	Lebih efisien dibanding metode pembakaran langsung dan pirolisis.	Kondisi pembakaran dalam furnace 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 III.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 Hierarchy 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.

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 produk

III.3. Uraian Proses

Berdasarkan seleksi proses yang telah dijabarkan, maka metode IGCC yang lebih baik. Pada metode ini *bagasse* digunakan sebagai *feed* dari proses pembakaran yang dilakukan di *gasifier*, kemudian panas yang dihasilkan digunakan untuk menghasilkan listrik melalui *gas turbine generator* dan *steam* melalui *steam turbine generator*. *Steam* hasil pemanasan merupakan *steam* bertekanan 3 bar dengan suhu 133,52°C. *Steam* tersebut digunakan sebagai utilitas pabrik dan sebagai penggerak turbin penghasil listrik sebesar 136,47 MW pada *on season* dan *off season*,

Alur proses pabrik pembangkit energi dari ampas tebu dapat digambarkan dalam gambar sebagai berikut:



Gambar III.6 Alur proses pembangkit energi dari ampas tebu

Tahapan generasi listrik melalui metode ini dibagi menjadi lima tahapan proses, yaitu *storage*, *feedstock preparation*, pengeringan, pembentukan *steam*, dan pembangkit energi.

Tabel III.3 Heuristik Uraian Proses

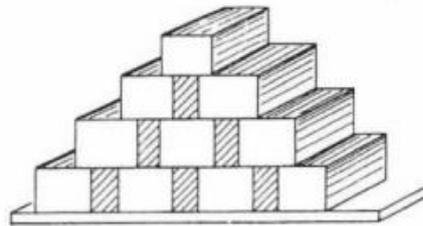
<i>Unit</i>	<i>Input</i>	<i>Ouput</i>	Proses
<i>Rotary Cutter</i>	Ampas tebu (<i>bagasse</i>) besar dari <i>storage</i>	Ampas tebu berukuran 5 mm	Memperkecil ukuran
Pengering	Ampas tebu basah berukuran 5 mm (30°C; 25.200 kg/jam) dan <i>flue gas</i> (283°C; 626.817 kg/jam)	Ampas tebu berukuran kecil 5 mm yang telah kering dan udara jenuh	Pengeringan ampas tebu (125,35°C; 13.608 kg/jam)
<i>Gasifier</i>	Bagasse Udara	<i>Syn gas</i> (1279,43°C; 155.911 kg/jam; 30 bar)	Pengeringan, pirolisis, reduksi, dan pembakaran <i>bagasse</i> .
<i>Gas Turbine</i>	<i>Flue gas</i> (798,81°C; 626.817 kg/jam; 28 bar)	<i>Flue gas</i> (633°C; 626.817 kg/jam; 1 bar)	Penggerakkan turbin dengan <i>flue gas</i>

<i>Steam Turbine</i>	<i>Superheated steam</i> (420°C; 158.000 kg/jam; 113 bar)	<i>Saturated steam</i> (133,52°C; 158.000 kg/jam; 3 bar)	Penggerakkan turbin dengan <i>steam</i> (ekspansi <i>steam</i>)
----------------------	---	--	--

III.3.1 Storage

Ampas tebu sebagai *feed* disimpan terlebih dahulu di Gudang Penyimpanan dengan dimensi 53,43 x 53,43 x 35,62 m. Hal ini dikarenakan ampas tebu tidak boleh dibiarkan di tempat terbuka, kecuali daerah yang sangat kering. Ampas tebu memiliki kemampuan untuk mengabsorpsi air sekitar 5-10 kali berat keringnya. Ampas tebu yang basah dapat menyebabkan kelapukan dan nilai kalor dari ampas tebu sebagai bahan bakar berkurang.

Sebelum dimasukan ke gudang ampas tebu terlebih dahulu di *press* yang bertujuan untuk mengurangi volume sehingga dapat menghemat kebutuh ruang pada gudang. Ampas tebu dimampatkan hingga berukuran 30 x 30 x 60 cm dan diikat dengan dua atau tiga kawat. Balok ampas tebu memiliki 600 kg/m³. Ampas tebu ditumbuk dengan kemiringan 45-50° seperti ditunjukkan pada gambar II.5, yang disebut mode “*droughtboard*”.



Gambar III.7 Susunan “*droughtboard*” pada penyimpanan ampas tebu

(Hugot, 1986)

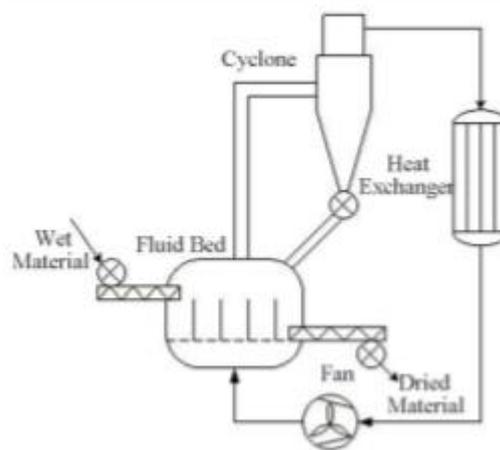
III.3.2 Feedstock preparation

Pada proses ini bahan baku dipersiapkan, dimana ampas tebu yang berada dalam gudang penyimpanan akan diangkut menggunakan *Belt Conveyor* (J-111) ke *Rotary Cutter* (C-120). *Rotary cutter* berfungsi untuk memperkecil ukuran dari ampas tebu menjadi 5 mm. Dengan pencacahan ini luas permukaan dari ampas tebu akan bertambah. Hal tersebut memungkinkan semakin cepatnya pengeringan ampas tebu serta lebih mudah terbakarnya ampas tebu pada proses selanjutnya. Selanjutnya ampas tebu dialirkan menggunakan *Screw Conveyor* (J-121) ke *Fluidized Bed Dryer* (B-130).

III.3.3. Pengeringan

Tahap pengeringan ampas tebu menggunakan unit *Fluidized Bed Dryer* (B-130). Kandungan air ampas tebu sebelum memasuki *dryer* adalah 50%, sedangkan setelah dikeringkan menjadi 5%, yang merupakan kondisi optimum untuk pembakaran ampas tebu. *Fluidized Bed Dryer* (B-130) mengeringkan ampas tebu dengan menggunakan *flue gas*. *Flue gas* dialirkan dari bagian bawah unit operasi (*dryer*) dan mengenai hamparan ampas tebu di dalam unit tersebut. Hal ini menyebabkan ampas tebu bersifat sebagai fluida (*fluidized*).

(Rahman, 2003)



Gambar III.8 *Fluidized Bed Dryer*

Pada gambar III.8 *flue gas* yang digunakan merupakan sisa *flue gas* yang dihasilkan dari HRSG dengan suhu 283°C. Fluidisasi dapat terjadi apabila kecepatan minimum fluidisasi telah tercapai. Sedangkan, kecepatan udara maksimum adalah kecepatan tertinggi udara panas sehingga tidak terjadi *entrainment*/ampas tebu yang terikut keluar *dryer*. Proses pengeringan dengan fluidisasi dapat dipercepat dengan menaikkan kecepatan *flue gas*. Kondisi ini menyebabkan luas kontak pengeringan membesar, peningkatan koefisien perpindahan kalor konveksi, dan peningkatan laju difusi uap. Dalam pengaturan kecepatan udara panas harus memperhatikan kecepatan fluidisasi minimum dan kecepatan maksimum.

Perpindahan panas dari *flue gas* ke ampas tebu dapat terjadi karena suhu bahan lebih rendah daripada suhu udara pengering yang dialirkan di sekelilingnya. Pemanasan ampas tebu oleh udara ini dapat 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 proses pengeringan, laju perpindahan panas dapat dihubungkan dengan laju perpindahan massa uap air ke udara. Dalam proses pengeringan diperlukan adanya waktu istirahat (*tempering time*), yaitu waktu yang dibutuhkan oleh seluruh air di dalam bahan untuk mencapai keseimbangannya.

Setelah proses *drying*, ampas tebu akan keluar menjadi suatu produk ampas tebu kering. Ampas tebu tersebut kemudian didistribusikan ke *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) melalui *Screw Conveyor* (J-131). Sedangkan, udara pengering akan mengalir ke *Cyclone* (H-132). *Cyclone* berfungsi untuk memisahkan udara dengan ampas tebu yang terbawa (*entrainment*) dari proses pengeringan, yang kemudian udara akan di-*recycle* kembali dan ampas tebu akan dimasukkan ke *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210).

Kelebihan alat:

1. Efisiensi energi hal ini terjadi karena pencampuran atau pengadukan bahan yang menyebabkan kondisi bahan hampir mendekati isothermal dimana perpindahan panas antara udara dan ampas tebu menjadi lebih mudah.
2. Keselamatan (*inert environment*) dimana bahan yang digunakan tidak berbahaya bagi lingkungan.
3. Pengeringan tipe fludisasi cocok untuk skala besar.
4. Aliran bahan yang menyerupai fluida mengakibatkan bahan bergerak sehingga memudahkan operasinya

Kekurangan alat:

1. Membutuhkan energi listrik yang besar disebabkan kecepatan udara yang tinggi.
2. Dapat terjadi fluidisasi heterogen, yaitu partikel – partikel padat tidak terpisah secara sempurna

III.3.4 Pembentukan Listrik

Ampas tebu yang sudah dikeringkan kemudian dimasukkan ke dalam unit *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) melalui *Screw Conveyor* (J-131). *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) adalah alat pembakaran biomassa sehingga dapat

menghasilkan *syn gas*. 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, karena suhu ini jauh berada dibawah suhu fusi abu, maka pelelehan abu dan permasalahan yang terkait didalamnya dapat dihindari. 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* (R-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 fluida-*bed* gelembung atau *bubbling fluidized bed*. Jika partikel dalam keadaan terfluidisasikan dipanaskan hingga suhu nyala dan ampas tebu diinjeksikan secara terus menerus ke *bed*, ampas tebu 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.

Syn gas yang dihasilkan oleh *Circulating Fluidized Bed Gasifier* (R-210) kemudian didinginkan melalui *Syn Gas Cooler* (E-212) dengan menggunakan udara dari suhu 1279°C menjadi 300°C. *Syn gas* yang telah didinginkan kemudian dialirkan menuju *Wet Electrostatic Precipitator* (H-211). *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 *rappet* khusus akan membuat tar jatuh kebawah dan keluar dari ESP bersama air keluar menuju *waste water treatment*. *Syn gas* yang sudah tidak mengandung tar akan dialirkan menuju *Combustion Chamber* (R-311).

Combustion Chamber (R-311) berfungsi untuk mengubah *syn gas* 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 *syn gas* diikuti dengan proses pembakaran *syn gas* 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-211) 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* pada saat *on season* dan *off season* sebesar 102,97 MW.

III.3.5 Power Generation

Air proses yang sudah didemineralisasi dialirkan menuju HRSG (E-320) dengan laju 158.000 kg/jam dan tekanan 113 bar kemudian dipanaskan dalam *economizer*. Di dalam *economizer*, air dipanaskan menggunakan *flue gas* dengan suhu 448,96 °C sehingga suhu air naik dari 30°C menjadi 180°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* dari suhu 180°C menjadi 352°C dengan *flue gas* bersuhu 588°C . *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-330). Listrik yang dihasilkan melalui penggunaan STG sebesar 33,5 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 133,53°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.

Setelah memutar turbin, *saturated steam* selanjutnya dialirkan ke proses pengolahan gula (158.000 kg/jam) pada saat *on season*, yaitu saat adanya penggilingan di pabrik gula. Sementara pada saat *off season*, *saturated steam* akan dialirkan menuju kondenser yang selanjutnya kondensat dialirkan kembali menuju HRSG untuk digunakan kembali sebagai air proses.

III.3.6 Unit *Demineralized Water*

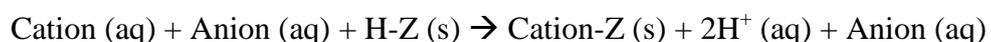
Unit ini berfungsi menghilangkan mineral – mineral yang terkandung di dalam air umpan. Air diolah dengan sistem pertukaran ion (*cation-anion exchanger*) menggunakan *Cation Exchanger* (R-240) dan *Anion Exchanger* (R-250). Hal ini dilakukan agar air yang digunakan akan sesuai dengan mutu dan persyaratan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

Air sungai 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 dgn ion OH^- dari resin anion. Air yang sudah tidak memiliki mineral (*demineralized*) kemudian dialirkan menuju *Wet Electrostatic Presipitator* (H-211) dan HRSG (E-320).

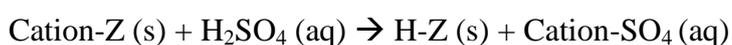
Untuk menjaga efektivitas resin kation – anion maka harus adanya regenerasi. Regenerasi resin kation dengan menggunakan larutan H_2SO_4 sedangkan, resin anion dengan menggunakan larutan $NaOH$. Arah aliran saat regenerasi merupakan kebalikan dari saat demineralisasi air. Reaksi pengikatan ion positif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

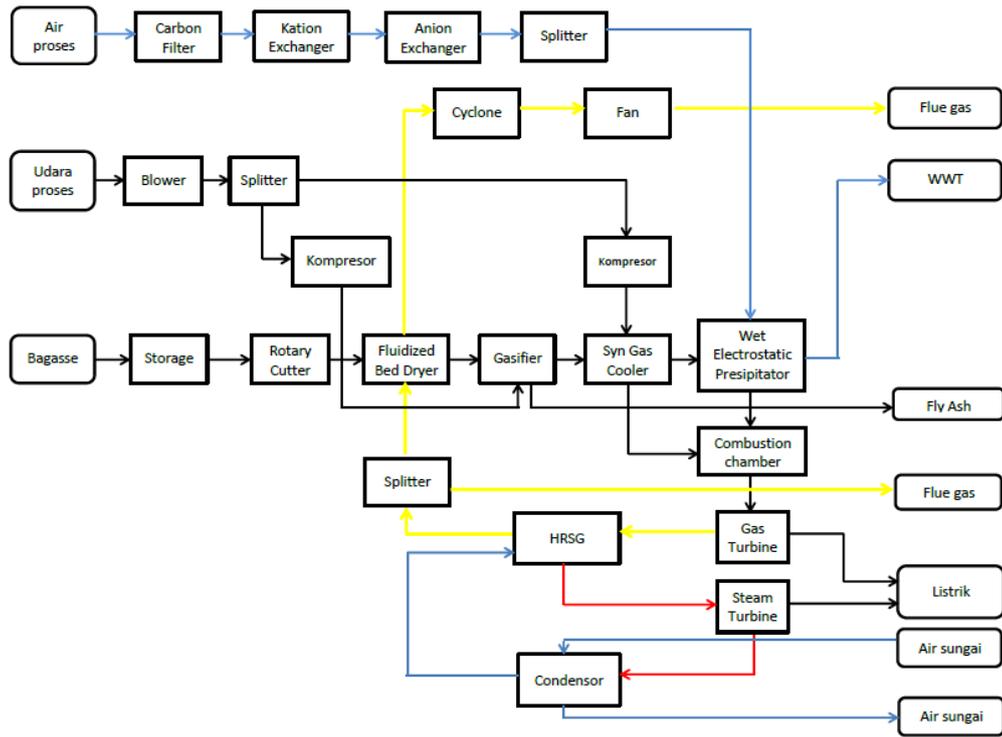
Reaksi pengikatan ion positif dan ion negatif pada resin adalah seperti proses berikut.

1. Reaksi pengikatan cation pada resin H-Z



2. Reaksi regenerasi cation





Gambar III.10 Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu *Off Season*

BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, dan kebutuhan lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku teori Hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran *steady state*. Maka rumus yang digunakan :

$$[\text{Akumulasi}] = [\text{Aliran Massa Masuk}] - [\text{Aliran Massa Keluar}] + [\text{Reaksi}]$$

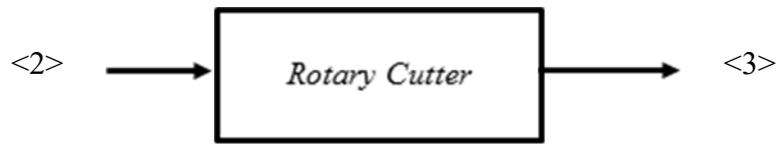
Karena asumsi aliran *steady state* maka akumulasi massa sama dengan nol, sehingga neraca massa pembangkit energi dari ampas tebu dapat dihitung sebagai berikut : Pabrik beroperasi selama 300 hari dengan kapasitas total *bagasse* 30% dari massa tebu pabrik gula Gempolkrep. Selama *on season* 28% dari total pasokan *bagasse* masuk setiap harinya akan diolah untuk memenuhi kebutuhan *steam* dan listrik selama musim giling (180 hari). Selanjutnya 19% *bagasse* yang terakumulasi selama musim giling akan diproses saat *off season* selama 120 hari untuk menghasilkan listrik. Untuk *bagasse* yang masih tersisa, selanjutnya akan dijual ke pabrik kertas.

IV.1 Neraca Massa *On Season*

Kapasitas Pabrik *On season*

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200	ton/hari
Kapasitas <i>bagasse</i> (30% dari tebu)	:	2160	ton/hari
	:	90.000	Kg/jam
(28% dari <i>bagasse</i>)	:	25.200	kg/jam
	:	7,00	kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	180	Hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24	Jam
Basis perhitungan	:	1	Jam

1. ROTARY CUTTER (C-120)



Keterangan :

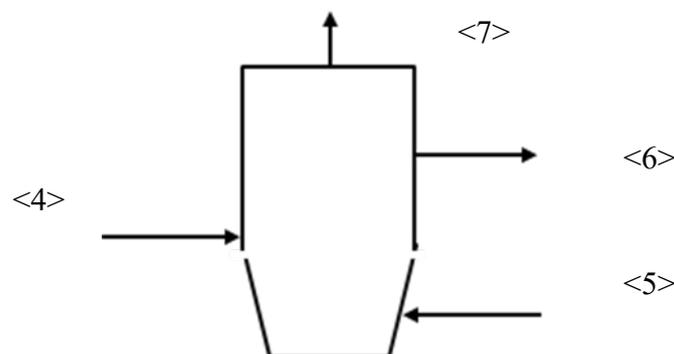
Aliran <2> = *Wet Bagasse sebelum dihaluskan*

Aliran <3> = *Wet Bagasse setelah dihaluskan*

Tabel IV.1 Neraca Massa *Rotary Cutter*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2325	5859,00	0,2325	5859,00
N ₂	0,0000	0,00	0,0000	0,00
H ₂	0,0325	819,00	0,0325	819,00
O ₂	0,2300	5796,00	0,2300	5796,00
CO	0,0000	0,00	0,0000	0,00
CO ₂	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Ash	0,0050	126,00	0,0050	126,00
H ₂ O	0,5000	12600,00	0,5000	12600,00
CH ₄	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Total	1,0000	25200,000	1,0000	25200,000

2. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



Keterangan :

Aliran <4> = *Wet Bagasse* sebelum proses pengeringan

Aliran <5> = Udara Pengeringan masuk

Aliran <7> = Udara Pengeringan keluar

Aliran <6> = *Dry Bagasse* setelah proses pengeringan

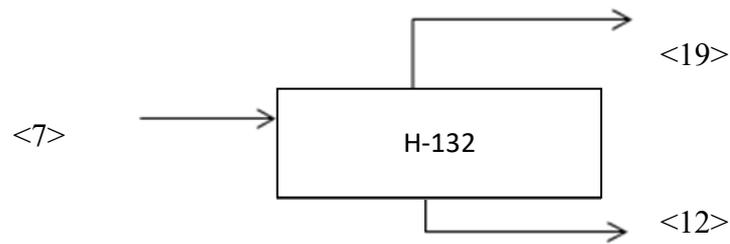
Tabel IV.2 Neraca Massa *Fluidized Bed Dryer* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<4>		<5>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2325	5859,00	0,0000	0,0006
N ₂	0,0000	0,00	0,7502	470218,4181
H ₂	0,0325	819,00	0,0000	2,5757
O ₂	0,2300	5796,00	0,2018	126501,7946
CO	0,0000	0,00	0,0000	15,7427
CO ₂	0,0000	0,00	0,0342	21449,2603
Ash	0,0050	126,00	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,5000	12600,00	0,0138	8629,9124
CH ₄	0,0000	0,00	0,0000	0,0703
Total	1,0000	25200,00	1,0000	626817,7746
Total Aliran	652017,7746			

Tabel IV.3 Neraca Massa *Fluidized Bed Dryer* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<7>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0002	117,18	0,4219	5741,8200
N ₂	0,7365	470218,42	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	18,96	0,0590	802,6200
O ₂	0,1983	126617,71	0,4174	5680,0800
CO	0,0000	15,74	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0336	21449,26	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	2,52	0,0091	123,4800
H ₂ O	0,0313	19969,91	0,0926	1260,0000
CH ₄	0,0000	0,0703	0,0000	0,0000
Total	1,0000	638409,77	1,0000	13608,0000
Total Aliran	652017,7746			

3. CYCLONE (H-132)



Keterangan :

Aliran <7> = Flue gas pengering yang keluaran *fluidized bed dryer*

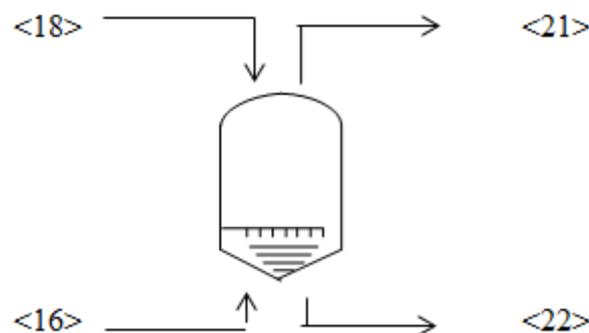
Aliran <19> = Flue gas keluar cyclone

Aliran <12> = Bagasse keluar cyclone

Tabel IV.4 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk		Keluar			
	<7>		<19>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0002	117,18	0,0000	2,34	0,4219	114,8364
N ₂	0,7365	470218,42	0,7369	470218,42	0,0000	0
H ₂	0,0000	18,96	0,0000	2,90	0,0590	16,0524
O ₂	0,1983	126617,71	0,1982	126504,11	0,4174	113,6016
CO	0,0000	15,74	0,0000	15,74	0,0000	0
CO ₂	0,0336	21449,26	0,0336	21449,26	0,0000	0
Ash	0,0000	2,52	0,0000	0,05	0,0091	2,4696
H ₂ O	0,0313	19969,91	0,0313	19944,71	0,0926	25,2
CH ₄	0,0000	0,07	0,0000	0,07	0,0000	0
Total	1,0000	638409,77	1,0000	638137,61	1,0000	272,1600
Total Aliran	638409,77		638409,8			

4. GASIFIER (R-120)



Keterangan :

Aliran <18> = Bagasse kering

Aliran <16> = Udara masuk
 Aliran <21> = *Syn gas* keluar.
 Aliran <22> = *Ash* keluar.

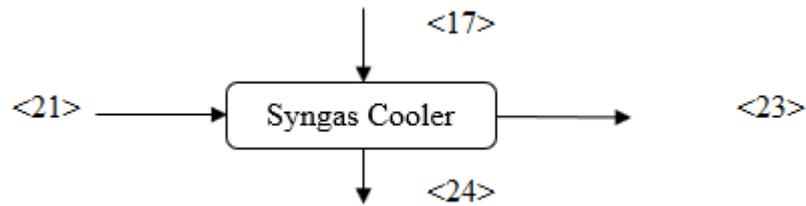
Tabel IV.5 Neraca Massa *Gasifier* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<18>		<16>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,4219	5856,6564	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,7670	109033,5982
H ₂	0,0590	818,6724	0,0000	0,0000
O ₂	0,4174	5793,6816	0,2330	33124,1311
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0091	125,9496	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0926	1285,2000	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	13880,1600	1,0000	142157,7293
Total Aliran	156037,889			

Tabel IV.6 Neraca Massa *Gasifier* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,0000	0,0000
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,0000	0,0000
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	1,0000	125,9496
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	125,9496
Total Aliran	156037,889			

5. SYNGAS COOLER (E-212)



Keterangan :

Aliran <17> = *Process Air* masuk.

Aliran <24> = *Process Air* keluar.

Aliran <21> = *Syngas* masuk.

Aliran <23> = *Syngas* keluar.

Tabel IV.7 Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Masuk

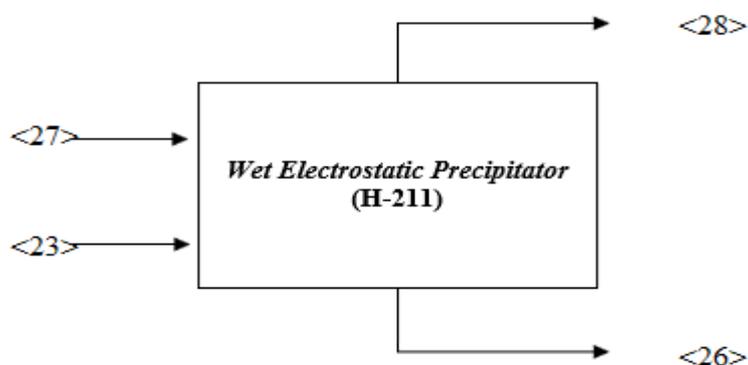
Komponen	Masuk			
	<21>		<17>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,7670	361184,8199
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,2330	109721,0731
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	470905,8929
Total Aliran	626817,8326			

Tabel IV.8 Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Keluar

Komponen	Masuk			
	<23>		<24>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,7670	361184,8199
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,2330	109721,0731
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Komponen	Masuk			
	<23>		<24>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	470905,8929
Total Aliran	626817,8326			

6. WET ELECTROSTATIC PRECIPITATOR (H-211)



Keterangan:

Aliran <27> = *Demin Water*

Aliran <23> = *Syn gas yang mengandung tar*

Aliran <28> = *Syn gas keluar Electrostatic Precipitator*

Aliran <26> = *Demin Water yang mengandung tar keluar Electrostatic Precipitator*

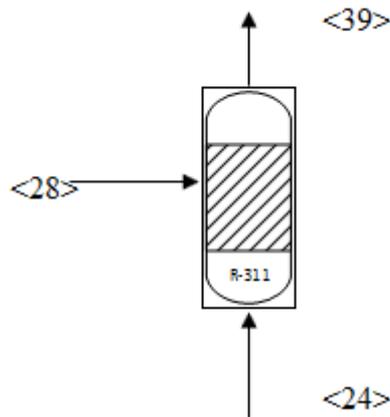
Tabel IV.9 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<27>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,06
N ₂	0,000	0,00	0,699	109033,60
H ₂	0,000	0,00	0,000	25,76
O ₂	0,000	0,00	0,109	17049,66
CO	0,000	0,00	0,001	157,43
CO ₂	0,000	0,00	0,136	21224,87
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	1,000	100,00	0,054	8419,86
CH ₄	0,000	0,00	0,000	0,70
Total	1,000	100,00	1,000	155911,94
Total Aliran	156011,9397			

Tabel IV.10 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<28>		<26>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,001	0,06
N ₂	0,699	109033,60	0,000	0,00
H ₂	0,000	25,76	0,000	0,00
O ₂	0,109	17049,66	0,000	0,00
CO	0,001	157,43	0,000	0,00
CO ₂	0,136	21224,87	0,000	0,00
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	0,054	8419,86	0,999	100,00
CH ₄	0,000	0,70	0,000	0,00
Total	1,00	155911,88	1,00	100,06
Total Aliran	156011,94			

7. COMBUSTION CHAMBER (R-311)



Keterangan :

Aliran <28> = *Syn gas* masuk

Aliran <24> = Udara masuk

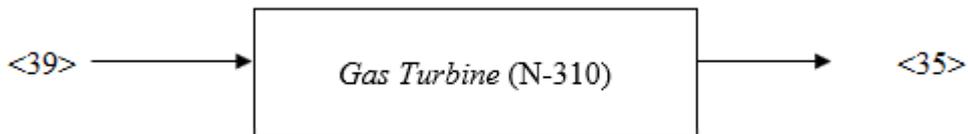
Aliran <39> = *flue gas* keluar

Tabel IV.11 Neraca Massa *Combustion Chamber*

Komponen	Masuk				Keluar	
	<28>		<24>		<39>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,001
N ₂	0,699	109033,598	0,767	361184,82	0,750	470218,42
H ₂	0,000	25,757	0,000	0,000	0,000	2,576
O ₂	0,109	17049,662	0,233	109721,073	0,202	126501,795
CO	0,001	157,427	0,000	0,000	0,000	15,743

Komponen	Masuk				Keluar	
	<28>		<24>		<39>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
CO ₂	0,136	21224,874	0,000	0,000	0,034	21449,260
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,054	8419,860	0,000	0,000	0,014	8629,912
CH ₄	0,000	0,703	0,000	0,000	0,000	0,070
Total	1,000	155911,88	1,000	470905,89	1,000	626817,77
Total aliran	626817,77				626817,77	

8. GAS TURBINE (N-310)



Keterangan :

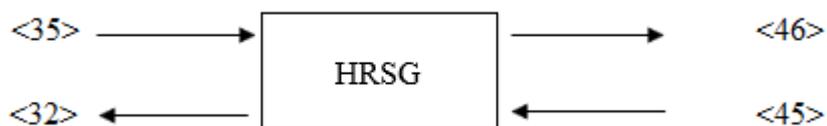
Aliran <39> = *Syn gas* masuk

Aliran <35> = *Flue gas* keluar

Tabel IV.12 Neraca Massa Gas Turbine

Komponen	Masuk		Keluar	
	<39>		<35>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,000	0,001
N ₂	0,750	470218,418	0,750	470218,418
H ₂	0,000	2,576	0,000	2,576
O ₂	0,202	126501,795	0,202	126501,795
CO	0,000	15,743	0,000	15,743
CO ₂	0,034	21449,260	0,034	21449,260
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,014	8629,912	0,014	8629,912
CH ₄	0,000	0,070	0,000	0,070
Total	1,000	626817,775	1,000	626817,775
Total aliran	626817,775		626817,775	

9. HEAT RECOVERY STEAM GENERATOR (E-320)



Keterangan :

Aliran <35> = *hot flue gas* masuk HRSG

Aliran <45> = air demin masuk HRSG

Aliran <46> = *flue gas* keluar HRSG

Aliran <32> = *steam* keluar HRSG

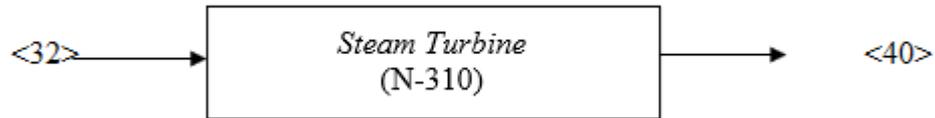
Tabel IV.13 Neraca Massa *HRSG* Masuk

Komponen	Masuk			
	<45>		<35>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0006
N ₂	0,00	0,00	0,75	470218,418
H ₂	0,00	0,00	0,00	2,5757
O ₂	0,00	0,00	0,20	126501,7946
CO	0,00	0,00	0,00	15,7427
CO ₂	0,00	0,00	0,03	21449,2603
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H ₂ O	1,00	158000,00	0,01	8629,9124
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,0703
Total	1,00	158000,00	1,00	626817,775
Total Aliran	784817,7746			

Tabel IV.14 Neraca Massa *HRSG* Keluar

Komponen	Keluar			
	<32>		<46>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0006
N ₂	0,00	0,00	0,75	470218,418
H ₂	0,00	0,00	0,00	2,5757
O ₂	0,00	0,00	0,20	126501,7946
CO	0,00	0,00	0,00	15,7427
CO ₂	0,00	0,00	0,03	21449,2603
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H ₂ O	1,00	158000,00	0,01	8629,9124
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,0703
Total	1,00	158000,00	1,00	626817,775
Total Aliran	784817,7746			

10. STEAM TURBINE (N-310)



Keterangan :

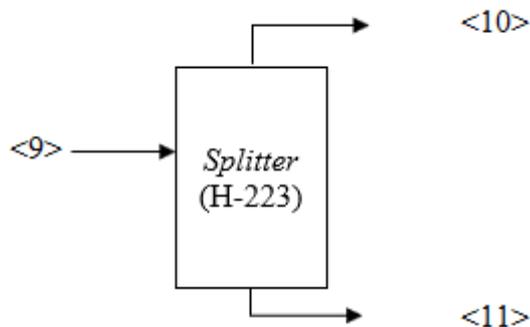
Aliran <32> = *Steam* masuk turbin

Aliran <40> = *Steam* sisa keluar turbin

Tabel IV.15 Neraca Massa *Gas Turbine*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<32>		<40>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
O ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	1,000	158000,000	1,000	158000,000
CH ₄	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	158000,000	1,000	158000,000
Total aliran	158000,000		158000,000	

11. SPLITTER (H-223)



Keterangan :

Aliran <9> = Udara masuk

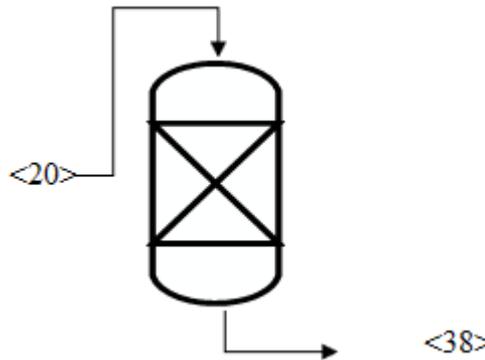
Aliran <10> = Udara untuk kompresor *combustion chamber*

Aliran <11> = Udara untuk kompresor *gasifier*

Tabel IV.16 Neraca Massa Splitter

Komponen	Masuk		Keluar			
	<9>		<10>		<11>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,7670	470218,4	0,7670	361184,8	0,7670	109033,5982
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O ₂	0,2330	142845,2	0,2330	109721,1	0,2330	33124,1311
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	613063,6	1,0000	470905,89	1,0000	142157,729
Total Aliran	613063,6		613063,6			

12. TANGKI REAKTOR CARBON FILTER/UNIT DEMIN WATER (R-230)



Keterangan :

Aliran <20> = Air Masuk tangki *Carbon Filter*

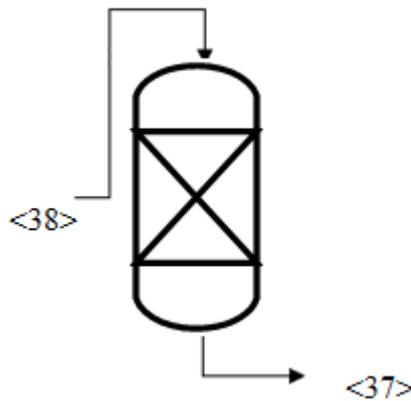
Aliran <38> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

Tabel IV.17 Neraca Massa Reaktor *Carbon Filter* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<20>		<38>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	1,00	158100,000	1,00	158100,000

Komponen	Masuk		Keluar	
	<20>		<38>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

13. TANGKI REAKTOR CATION EXCHANGER / UNIT DEMIN WATER (R-240)



Keterangan :

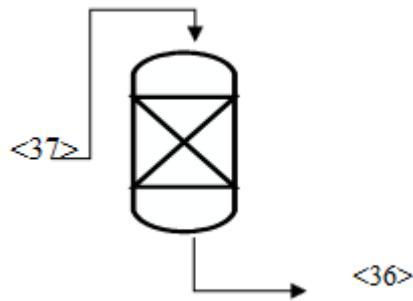
Aliran <38> = Air Masuk reaktor *Cation Exchanger*

Aliran <37> = Air keluar *Cation Exchanger*

Tabel IV.18 Neraca Massa Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<38>		<37>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	0,00	0,000	0,00	0,000
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

14. TANGKI REAKTOR ANION EXCHANGER/UNIT DEMIN WATER (R-430)



Keterangan ;

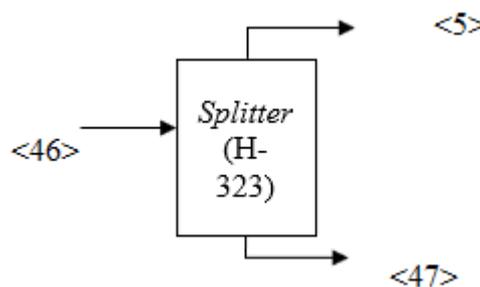
Aliran <37> = Air Masuk reaktor *AnionExchanger*

Aliran <36> = Air keluar *Anion Exchanger*

Tabel IV.19 Neraca Massa *Anion Exchanger / Unit Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<37>		<36>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	0,00	0,000	0,00	0,000
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

15. SPLITTER (H-323)



Keterangan :

Aliran <46> = *flue gas* masuk

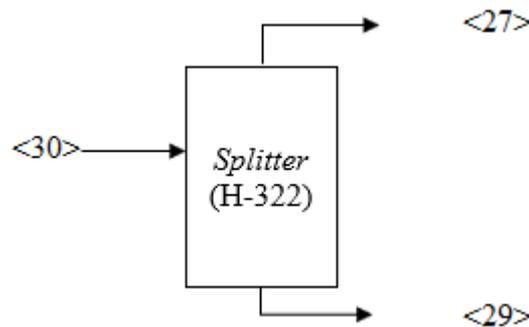
Aliran <5> = *flue gas* masuk ke *fluidized bed dryer*

Aliran <47> = *flue gas* keluar

Tabel IV.20 Neraca Massa Splitter

Komponen	Masuk		Keluar			
	<46>		<5>		<47>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0006	0,0000	0,0002	0,0000	0,0004
N ₂	0,7502	470218,4181	0,7502	162666,3215	0,7502	307552,0966
H ₂	0,0000	2,5757	0,0000	0,8910	0,0000	1,6846
O ₂	0,2018	126501,7946	0,2018	43761,7516	0,2018	82740,0430
CO	0,0000	15,7427	0,0000	5,4460	0,0000	10,2967
CO ₂	0,0342	21449,2603	0,0342	7420,1097	0,0342	14029,1505
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0138	8629,9124	0,0138	2985,4129	0,0138	5644,4996
CH ₄	0,0000	0,0703	0,0000	0,0243	0,0000	0,0460
Total	1,0000	626817,7746	1,0000	216839,96	1,0000	409977,8174
Total Aliran	626817,8		626817,7746			

16. SPLITTER (H-322)



Keterangan :

Aliran <30> = air masuk

Aliran <27> = air masuk ke *wet electrostatic presipitator*

Aliran <29> = air masuk ke HRSG

Tabel IV.21 Neraca Massa Splitter

Komponen	Masuk		Keluar			
	<30>		<27>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

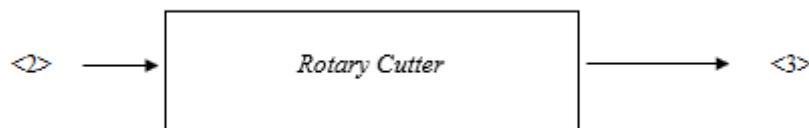
Komponen	Masuk		Keluar			
	<30>		<27>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	1,0000	158100,0000	1,0000	100,058	1,0000	158000
CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	158100,000	1,0000	100,06	1,0000	158000
Total Aliran	158100,0		158100,0000			

IV.2 Neraca Massa *Off Season*

Kapasitas Pabrik *Off season*

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200	ton/hari
Kapasitas <i>bagasse</i> (30% dari tebu)	:	2160	ton/hari
	:	90.000	Kg/jam
(19% dari <i>bagasse</i>)	:	25.200	kg/jam
	:	7,00	kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	120	hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24	jam
Basis perhitungan	:	1	jam

1. ROTARY CUTTER (C-120)



Keterangan :

Aliran <2> = *Wet Bagasse* sebelum dihaluskan

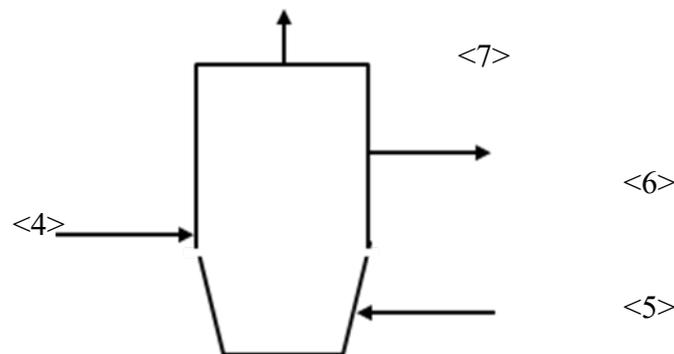
Aliran <3> = *Wet Bagasse* setelah dihaluskan

Tabel IV.22 Neraca Massa *Rotary Cutter*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2325	5859,00	0,2325	5859,00
N ₂	0,0000	0,00	0,0000	0,00

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
H ₂	0,0325	819,00	0,0325	819,00
O ₂	0,2300	5796,00	0,2300	5796,00
CO	0,0000	0,00	0,0000	0,00
CO ₂	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Ash	0,0050	126,00	0,0050	126,00
H ₂ O	0,5000	12600,00	0,5000	12600,00
CH ₄	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Total	1,0000	25200,000	1,0000	25200,000

2. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



Keterangan :

Aliran <4> = *Wet Bagasse* sebelum proses pengeringan

Aliran <5> = *Flue gas* masuk

Aliran <7> = *Flue gas* keluar

Aliran <6> = *Dry Bagasse* setelah proses pengeringan

Tabel IV.23 Neraca Massa *Fluidized Bed Dryer* Arus Masuk

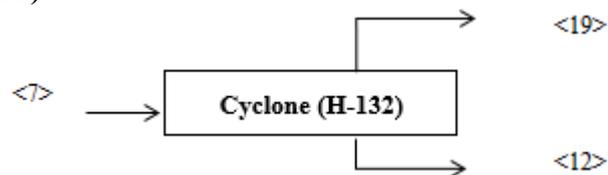
Komponen	Masuk			
	<4>		<5>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2325	5859,00	0,0000	0,0006
N ₂	0,0000	0,00	0,7502	470218,4181
H ₂	0,0325	819,00	0,0000	2,5757
O ₂	0,2300	5796,00	0,2018	126501,7946
CO	0,0000	0,00	0,0000	15,7427
CO ₂	0,0000	0,00	0,0342	21449,2603

Ash	0,0050	126,00	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,5000	12600,00	0,0138	8629,9124
CH ₄	0,0000	0,00	0,0000	0,0703
Total	1,0000	25200,00	1,0000	626817,7746
Total Aliran	652017,7746			

Tabel IV.24 Neraca Massa *Fluidized Bed Dryer* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<7>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0002	117,18	0,4219	5741,8200
N ₂	0,7365	470218,42	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	18,96	0,0590	802,6200
O ₂	0,1983	126617,71	0,4174	5680,0800
CO	0,0000	15,74	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0336	21449,26	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	2,52	0,0091	123,4800
H ₂ O	0,0313	19969,91	0,0926	1260,0000
CH ₄	0,0000	0,0703	0,0000	0,0000
Total	1,0000	638409,77	1,0000	13608,0000
Total Aliran	652017,7746			

3. CYCLONE (H-133)



Keterangan :

Aliran <7> = *Flue gas* yang membawa sebagian kecil bagasse (keluar *fluidized bed dryer*).

Aliran <19> = *Flue Gas* keluaran *Cyclone*.

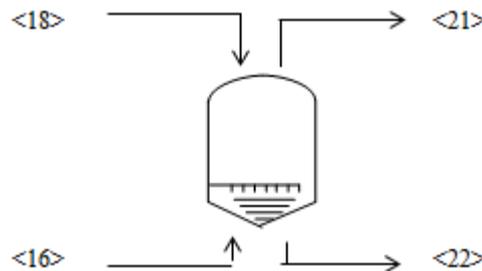
Aliran <12> = Bagasse keluaran *Cyclone*.

Tabel IV.25 Neraca Massa *Cyclone*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<7>		<19>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0002	117,18	0,0000	2,34	0,4219	114,8364
N ₂	0,7365	470218,42	0,7369	470218,42	0,0000	0
H ₂	0,0000	18,96	0,0000	2,90	0,0590	16,0524

Komponen	Masuk		Keluar			
	<7>		<19>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
O ₂	0,1983	126617,71	0,1982	126504,11	0,4174	113,6016
CO	0,0000	15,74	0,0000	15,74	0,0000	0
CO ₂	0,0336	21449,26	0,0336	21449,26	0,0000	0
Ash	0,0000	2,52	0,0000	0,05	0,0091	2,4696
H ₂ O	0,0313	19969,91	0,0313	19944,71	0,0926	25,2
CH ₄	0,0000	0,07	0,0000	0,07	0,0000	0
Total	1,0000	638409,77	1,0000	638137,61	1,0000	272,1600
Total Aliran	638409,77		638409,8			

4. GASIFIER (R-210)



Keterangan :

Aliran <18> = Bagasse kering

Aliran <16> = Udara masuk.

Aliran <21> = *Syn gas* keluar.

Aliran <22> = *Ash* keluar.

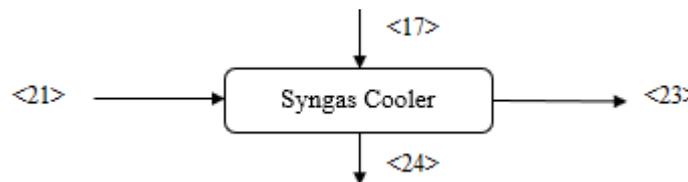
Tabel IV.26 Neraca Massa *Gasifier* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<18>		<16>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,4219	5856,6564	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,7670	109033,5982
H ₂	0,0590	818,6724	0,0000	0,0000
O ₂	0,4174	5793,6816	0,2330	33124,1311
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0091	125,9496	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0926	1285,2000	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	13880,1600	1,0000	142157,7293
Total Aliran	156037,889			

Tabel IV.27 Neraca Massa *Gasifier* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,0000	0,0000
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,0000	0,0000
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	1,0000	125,9496
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	125,9496
Total Aliran	156037,889			

5. ELECTROSTATIC PRECIPITATOR (H-211)



Keterangan :

Aliran <17> = *Process Air* masuk.

Aliran <24> = *Process Air* keluar.

Aliran <21> = *Syngas* masuk.

Aliran <23> = *Syngas* keluar.

Tabel IV.28 Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Masuk

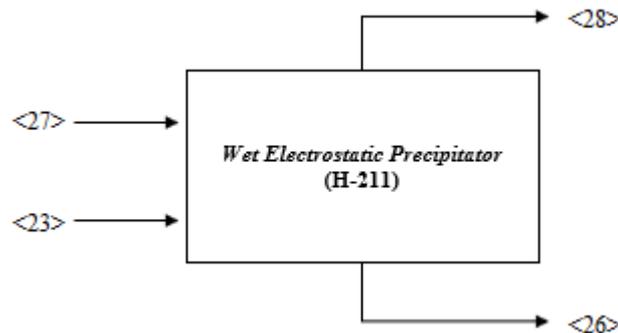
Komponen	Masuk			
	<21>		<17>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,7670	361184,8199
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,2330	109721,0731
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000

Komponen	Masuk			
	<21>		<17>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
CH4	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	470905,8929
Total Aliran	626817,8326			

Tabel IV.29 Neraca Massa Syngas Cooler Arus Keluar

Komponen	Masuk			
	<23>		<24>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,7670	361184,8199
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,2330	109721,0731
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000
CH4	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	470905,8929
Total Aliran	626817,8326			

6. WET ELECTROSTATIC PRECIPITATOR (H-220)



Keterangan :

Aliran <27> = *Demin Water*

Aliran <23> = *Syn gas yang mengandung Tar*

Aliran <28> = *Syn gas keluar Electrostatic Precipitator*

Aliran <26> = *Demin Water yang mengandung Tar keluar Electrostatic Precipitator*

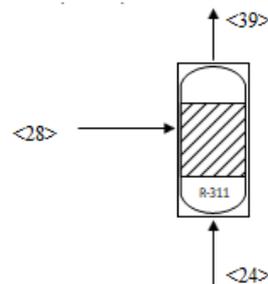
Tabel IV.30 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<27>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,06
N ₂	0,000	0,00	0,699	109033,60
H ₂	0,000	0,00	0,000	25,76
O ₂	0,000	0,00	0,109	17049,66
CO	0,000	0,00	0,001	157,43
CO ₂	0,000	0,00	0,136	21224,87
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	1,000	100,00	0,054	8419,86
CH ₄	0,000	0,00	0,000	0,70
Total	1,000	100,00	1,000	155911,94
Total Aliran	156011,9397			

Tabel IV.31 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<28>		<26>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,001	0,06
N ₂	0,699	109033,60	0,000	0,00
H ₂	0,000	25,76	0,000	0,00
O ₂	0,109	17049,66	0,000	0,00
CO	0,001	157,43	0,000	0,00
CO ₂	0,136	21224,87	0,000	0,00
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	0,054	8419,86	0,999	100,00
CH ₄	0,000	0,70	0,000	0,00
Total	1,00	155911,88	1,00	100,06
Total Aliran	156011,94			

7. COMBUSTION CHAMBER (R-311)



Keterangan :

Aliran <28> = *Syn gas* masuk

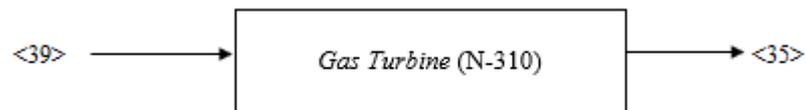
Aliran <24> = Udara masuk

Aliran <39> = *flue gas* keluar

Tabel IV.32 Neraca Massa *Combustion Chamber*

Komponen	Masuk				Keluar	
	<28>		<24>		<39>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,001
N ₂	0,699	109033,598	0,767	361184,82	0,750	470218,42
H ₂	0,000	25,757	0,000	0,000	0,000	2,576
O ₂	0,109	17049,662	0,233	109721,073	0,202	126501,795
CO	0,001	157,427	0,000	0,000	0,000	15,743
CO ₂	0,136	21224,874	0,000	0,000	0,034	21449,260
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,054	8419,860	0,000	0,000	0,014	8629,912
CH ₄	0,000	0,703	0,000	0,000	0,000	0,070
Total	1,000	155911,88	1,000	470905,89	1,000	626817,77
Total aliran	626817,77				626817,77	

8. GAS TURBINE (N-310)



Keterangan :

Aliran <39> = *Syn gas* masuk

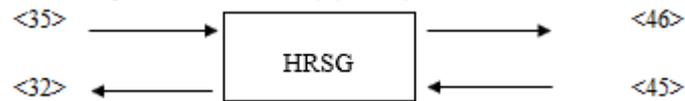
Aliran <35> = *Flue gas* keluar

Tabel IV.33 Neraca Massa *Gas Turbine*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<39>		<35>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,000	0,001
N ₂	0,750	470218,418	0,750	470218,418
H ₂	0,000	2,576	0,000	2,576
O ₂	0,202	126501,795	0,202	126501,795
CO	0,000	15,743	0,000	15,743
CO ₂	0,034	21449,260	0,034	21449,260
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,014	8629,912	0,014	8629,912

Komponen	Masuk		Keluar	
	<39>		<35>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,000	0,070	0,000	0,070
Total	1,000	626817,775	1,000	626817,775
Total aliran	626817,775		626817,775	

9. HEAT RECOVERY STEAM GENERATOR (E-320)



Keterangan :

Aliran <35> = *hot flue gas* masuk HRSG

Aliran <45> = air demin masuk HRSG

Aliran <46> = *flue gas* keluar HRSG

Aliran <32> = *steam* keluar HRSG

Tabel IV.34 Neraca Massa HRSG Arus Masuk

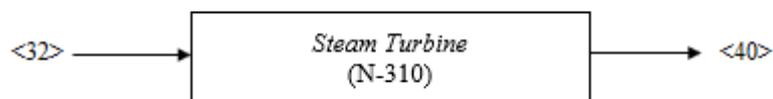
Komponen	Masuk			
	<45>		<35>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0006
N ₂	0,00	0,00	0,75	470218,418
H ₂	0,00	0,00	0,00	2,5757
O ₂	0,00	0,00	0,20	126501,7946
CO	0,00	0,00	0,00	15,7427
CO ₂	0,00	0,00	0,03	21449,2603
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H ₂ O	1,00	158000,00	0,01	8629,9124
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,0703
Total	1,00	158000,00	1,00	626817,775
Total Aliran	784817,7746			

Tabel IV.35 Neraca Massa HRSG Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<32>		<46>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0006
N ₂	0,00	0,00	0,75	470218,418
H ₂	0,00	0,00	0,00	2,5757
O ₂	0,00	0,00	0,20	126501,7946

Komponen	Keluar			
	<32>		<46>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
CO	0,00	0,00	0,00	15,7427
CO ₂	0,00	0,00	0,03	21449,2603
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H ₂ O	1,00	158000,00	0,01	8629,9124
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,0703
Total	1,00	158000,00	1,00	626817,775
Total Aliran	784817,7746			

10. STEAM TURBINE (N-310)



Keterangan :

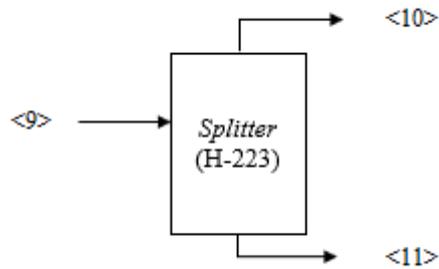
Aliran <32> = *Steam* masuk turbin

Aliran <40> = *Steam* sisa keluar turbin

Tabel IV.36 Neraca Massa Tangki Reaktor *Carbon Filter*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<32>		<40>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
O ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	1,000	158000,000	1,000	158000,000
CH ₄	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	158000,000	1,000	158000,000
Total alira	158000,000		158000,000	

11. SPLITTER (H-223)



Keterangan :

Aliran <9> = Udara masuk

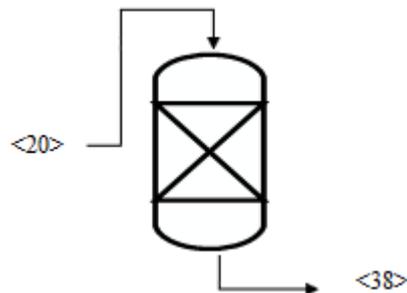
Aliran <10> = Udara untuk kompresor *combustion chamber*

Aliran <11> = Udara untuk kompresor *gasifier*

Tabel IV.37 Neraca *Massa Splitter*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<9>		<10>		<11>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,7670	470218,4	0,7670	361184,8	0,7670	109033,5982
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O ₂	0,2330	142845,2	0,2330	109721,1	0,2330	33124,1311
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	613063,6	1,0000	470905,89	1,0000	142157,7293
Total Aliran	613063,6		613063,6222			

12. TANGKI REAKTOR CARBON FILTER/UNIT DEMIN WATER (R-230)



Keterangan :

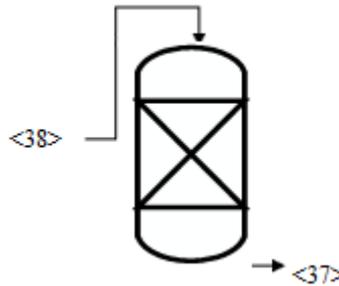
Aliran <20> = Air Masuk tangki *Carbon Filter*

Aliran <38> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

Tabel IV.38 Neraca Massa Reaktor *Carbon Filter* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<20>		<38>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

13. TANGKI REAKTOR CATION EXCHANGER / UNIT DEMIN WATER (R-240)



Keterangan :

Aliran <38> = Air Masuk reaktor *Cation Exchanger*

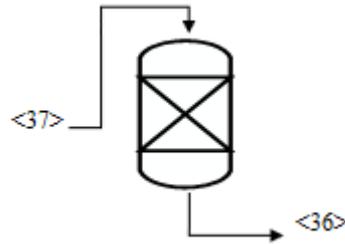
Aliran <37> = Air keluar *Cation Exchanger*

Tabel IV.39 Neraca Massa Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<38>		<37>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	0,00	0,000	0,00	0,000

Komponen	Masuk		Keluar	
	<38>		<37>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

14. TANGKI REAKTOR ANION EXCHANGER/UNIT DEMIN WATER (R-430)



Keterangan ;

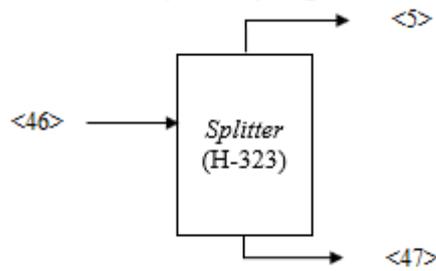
Aliran <37> = Air Masuk reaktor *AnionExchanger*

Aliran <36> = Air keluar *Anion Exchanger*

Tabel IV.40 Neraca Massa Reaktor *Anion Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<37>		<36>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	0,00	0,000	0,00	0,000
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

15. SPLITTER (H-323)



Keterangan :

Aliran <46> = flue gas masuk

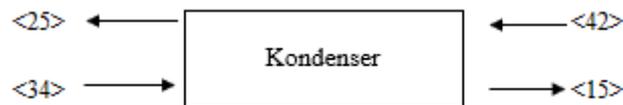
Aliran <5> = flue gas masuk ke fluidized bed dryer

Aliran <47> = flue gas keluar

Tabel IV.41 Neraca Massa Splitter

Komponen	Masuk		Keluar			
	<46>		<5>		<47>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0006	0,0000	0,0002	0,0000	0,0004
N ₂	0,7502	470218,4181	0,7502	146153,2758	0,7502	324065,1423
H ₂	0,0000	2,5757	0,0000	0,8006	0,0000	1,7751
O ₂	0,2018	126501,7946	0,2018	39319,2843	0,2018	87182,5103
CO	0,0000	15,7427	0,0000	4,8931	0,0000	10,8495
CO ₂	0,0342	21449,2603	0,0342	6666,8585	0,0342	14782,4018
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0138	8629,9124	0,0138	2682,3491	0,0138	5947,5633
CH ₄	0,0000	0,0703	0,0000	0,0218	0,0000	0,0484
Total	1,0000	626817,775	1,0000	194827,48	1,0000	431990,2911
Total Aliran	626817,8		626817,8			

16. KONDENSOR (E-335)



Keterangan :

Aliran <34> = Saturated steam dari Steam Turbine

Aliran <42> = Cooling water masuk

Aliran <25> = Cooling water keluar

Aliran <15> = Kondensat menuju HRSG

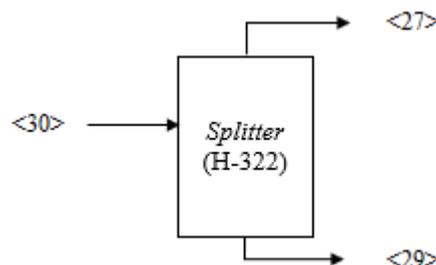
Tabel IV.42 Neraca Massa Kondensor Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<34>		<42>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,00	0,000	0,00
N ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
H ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
O ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
CO ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
Ash	0,0000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	1,0000	158000,00	1,000	132180,44
Total	1,0000	158000,00	1,000	132180,44
Total Aliran	290180,44			

Tabel IV.43 Neraca Massa Kondensor Arus Keluar

Komponen	Masuk			
	<15>		<25>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,00	0,000	0,00
N ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
H ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
O ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
CO ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
Ash	0,0000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	1,0000	158000,00	1,000	132180,44
Total	1,0000	158000,00	1,000	132180,44
Total Aliran	290180,44			

17. SPLITTER (H-322)



Keterangan :

Aliran <30> = air masuk

Aliran <27> = air masuk ke *wet electrostatic presipitator*

Aliran <29> = air masuk ke HRSG

Tabel IV.44 Neraca Massa *Splitter*

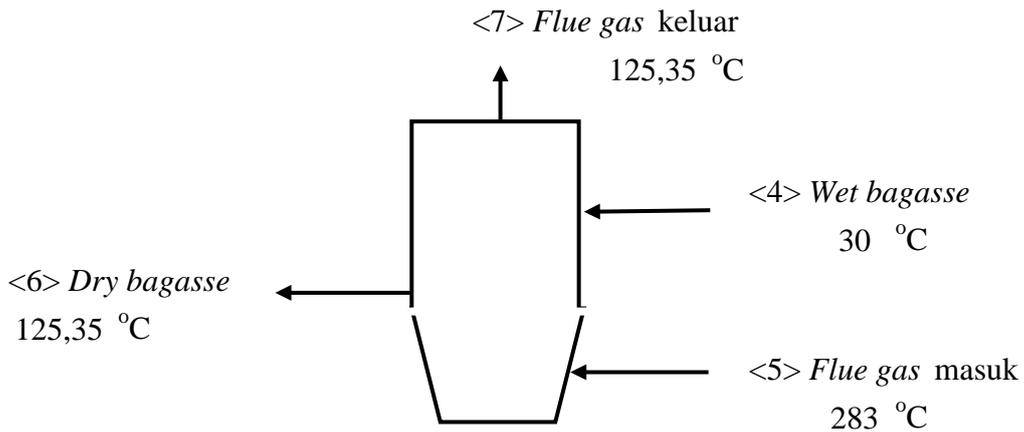
Komponen	Masuk		Keluar			
	<30>		<27>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	1,0000	158100,0000	1,0000	100,058	1,0000	158000
CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	158100,000	1,0000	100,06	1,0000	158000
Total Aliran	158100,0		158100,0000			

NERACA ENERGI

IV.3 Neraca Energi *On Season*

Waktu Operasi = 180 hari kerja
 Basis Waktu = 1 jam
 Basis Ampas Tebu = 25200 kg/jam
 Satuan Panas = Kj
 Satuan *Reference* = 25 °C = 298,15 °K

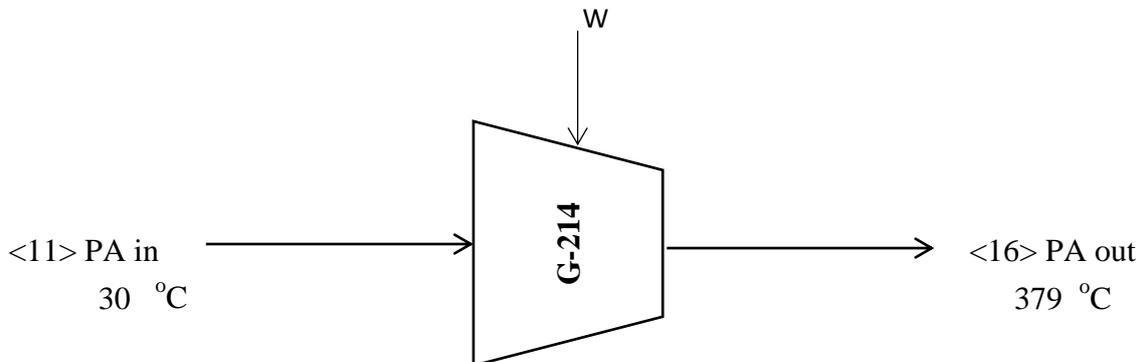
1. Fluidized Bed Dryer (B-130)



Tabel IV.45 Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<4>	1992060,0000	<6>	2039130,3014
<5>	74785529,024	<7>	74738458,72
Total	76777589,024	Total	76777589,02

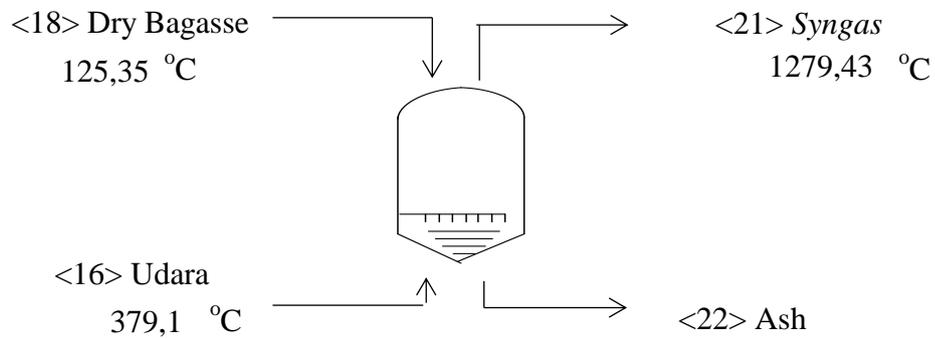
2. Compressor (G-214)



Tabel IV.46 Neraca Energi Kompresor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<11>	683848,97	<16>	52554708,00
W	51870859,0397		
Total	52554708,00	Total	52554708,00

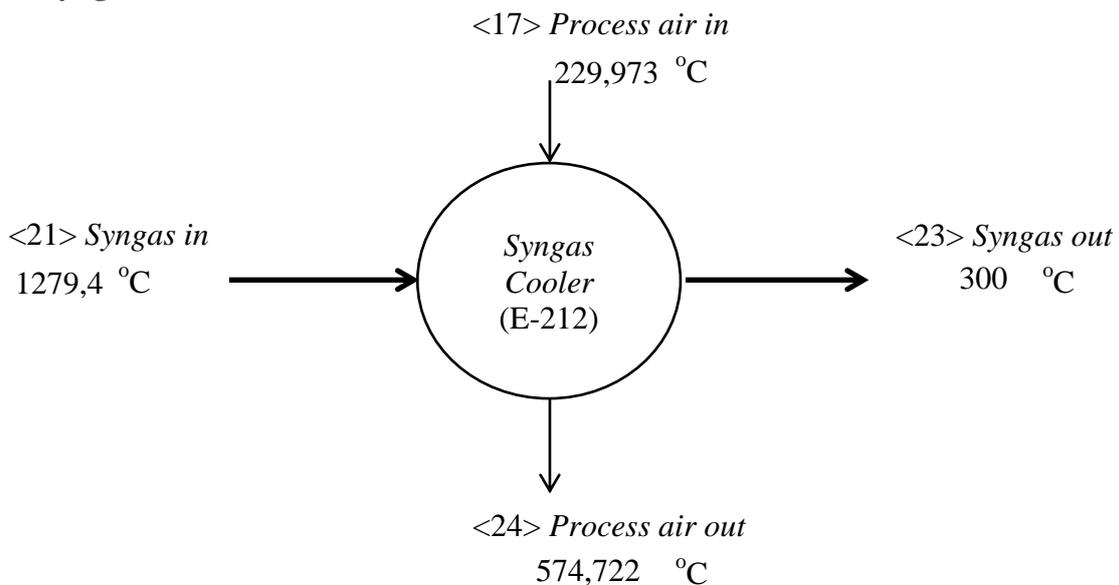
3. Gasifier (R-210)



Tabel IV.47 Neraca Energi Gasifier

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<18>	53163517,0318	<21>	234064013
<16>	180900495,723		
Total	234064013	Total	234064013

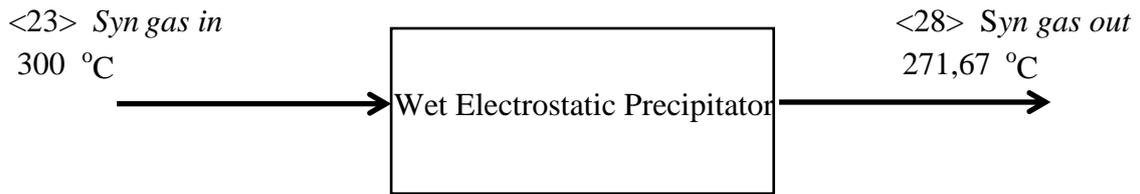
4. Syngas Cooler (E-212)



Tabel IV.48 Neraca Energi Syngas Cooler

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<21>	229099787,4577	<23>	48479238,60
<17>	102157688,396	<24>	282778237,26
Total	331257475,85	Total	331257475,85

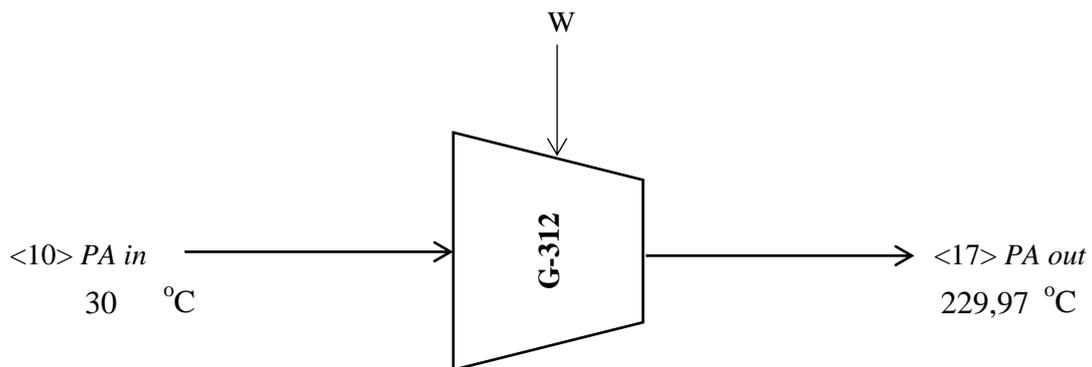
5. Wet Electrostatic Precipitator (H-211)



Tabel IV.49 Neraca Energi *Wet Electrostatic Presipitator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<23>	49176523,90	<28>	43892274,53
		<i>Q Loss</i>	5284249,37
Total	49176523,90	Total	49176523,90

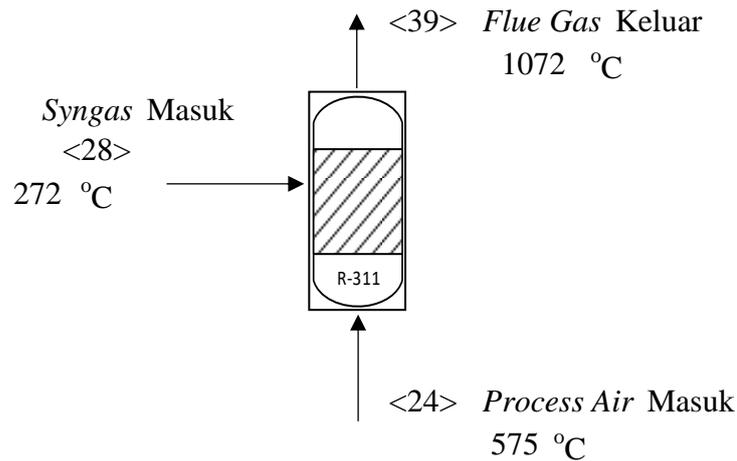
6. COMPRESSOR (G-312)



Tabel IV.50 Neraca Energi Kompresor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<10>	683848,97	<17>	30043500,66
W	29359651,6980		
Total	30043500,66	Total	30043500,66

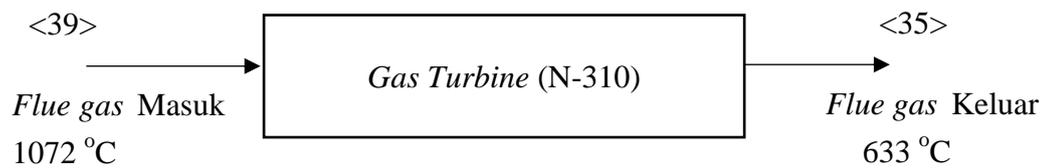
7. COMBUSTION CHAMBER (R-311)



Tabel IV.51 Neraca Energi *Combustion Chamber*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<28>	926756252,67	<39>	1252670221,18
<24>	325913968,51		
Total	1252670221,18	Total	1252670221,18

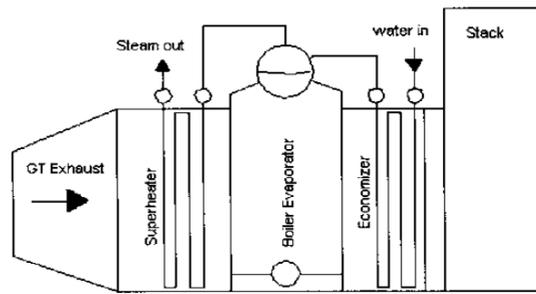
8. GAS TURBINE (N-310)



Tabel IV.52 Neraca Energi *Gas Turbine*

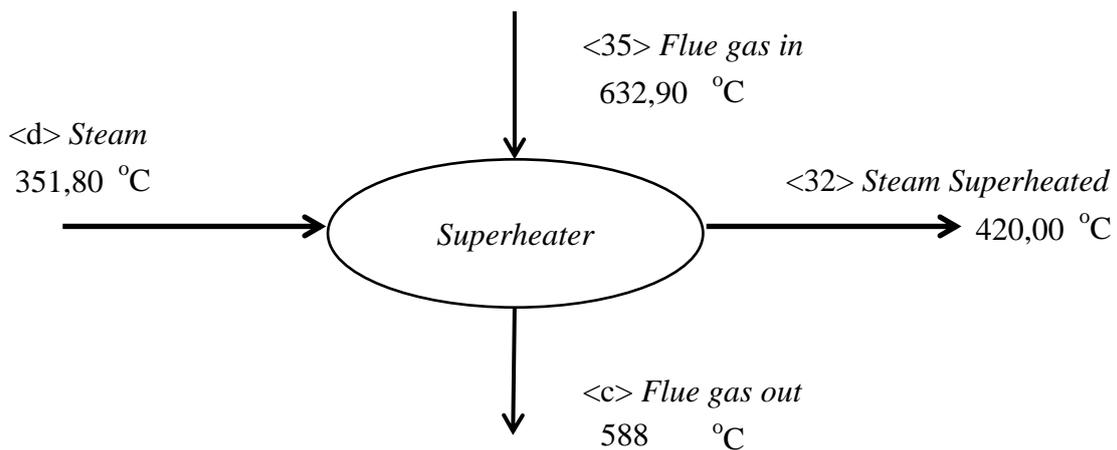
Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<39>	1252670221,18	<35>	460773746,13
		Listrik	370702501,07
		<i>Q loss</i>	421193973,98
Total	1252670221,18	Total	1252670221,18

9. HEAT RECOVERY STEAM GENERATOR (HRSG) (B-210)



(Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators Design, Applications, and Calculations)

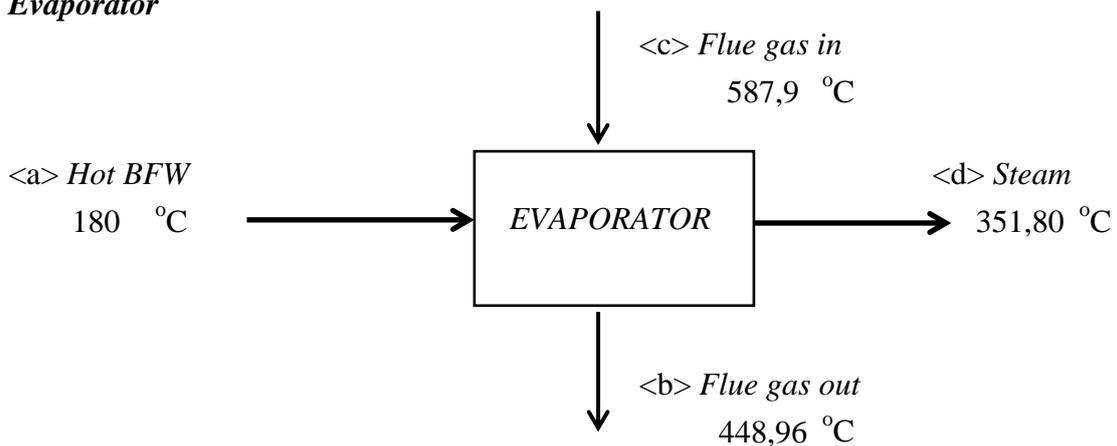
Superheater



Tabel IV.53 Neraca Energi Superheater

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<35>	463687471,8069	<c>	427226182,0902
<d>	100548431,8847	<32>	122723553,4878
		<i>Q Loss</i>	14286168,1137
Total	564235903,6916	Total	564235903,6916

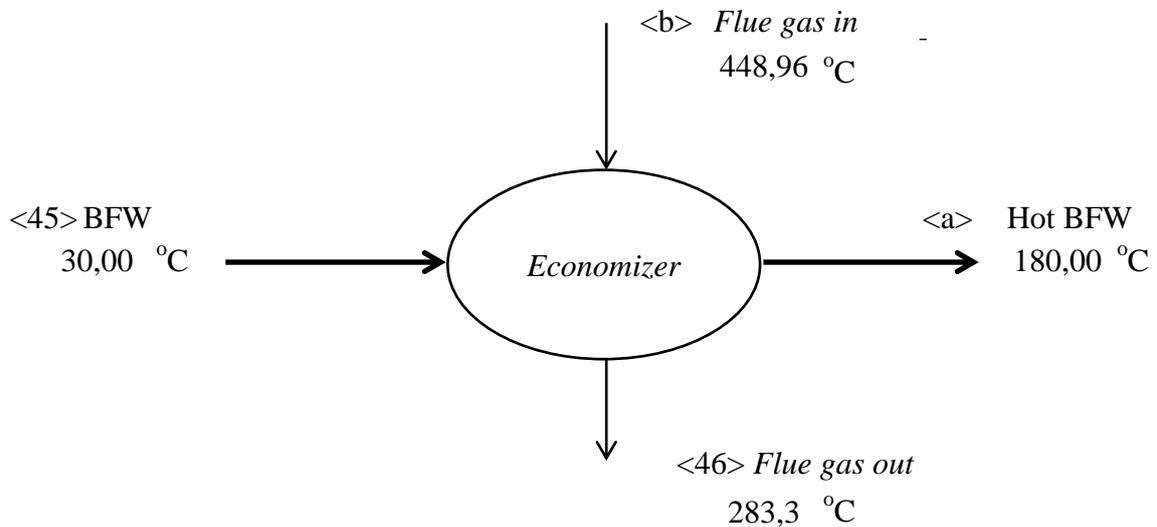
Evaporator



Tabel IV.54 Neraca Energi *Evaporator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<a>	427226182,09		316886365,18
<c>	70975921,94	<d>	181315738,85
		Q loss	
Total	498202104,03	Total	498202104,03

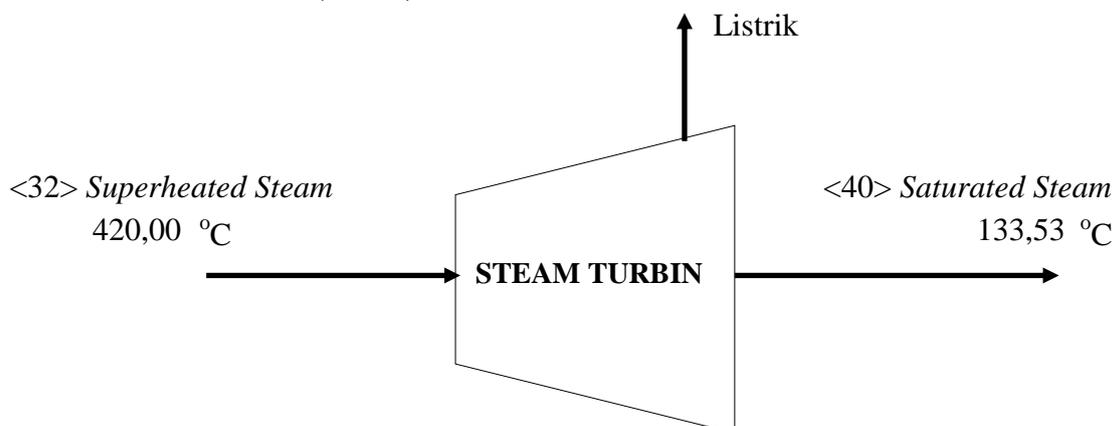
Economizer



Tabel IV.55 Neraca Energi *Economizer*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<45>	1329482,2426	<46>	189665159,2461
	259311598,9436	<c>	70975921,9401
Total	260641081,1862	Total	260641081,1862

10. STEAM TURBIN (N-310)



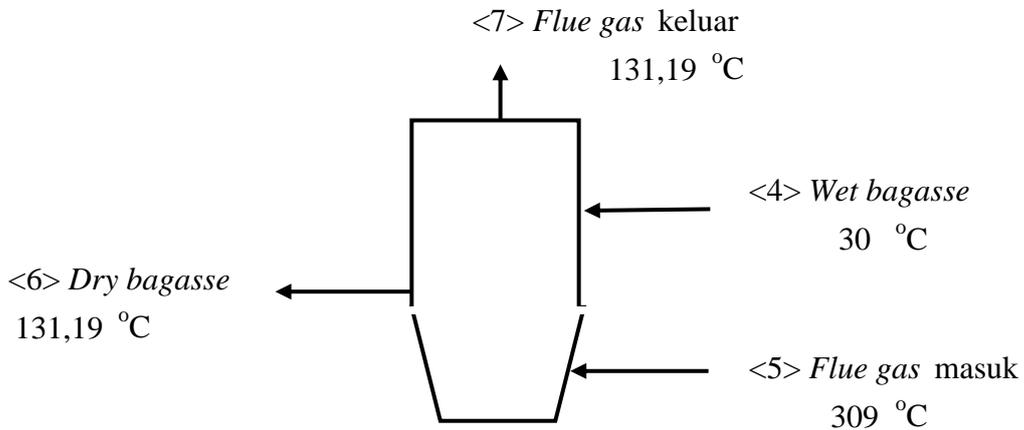
Tabel IV.56 Neraca Energi *Steam Turbine*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<32>	122723553,488	Listrik	124091207,8495
		<40>	-11185538,6407
		<i>Q loss</i>	9817884,2790
Total	122723553,488	Total	122723553,488

IV.4 Neraca Energi *Off Season*

Waktu Operasi = 120 hari kerja
 Basis Waktu = 1 jam
 Basis Ampas Tebu = 25200 kg/jam
 Satuan Panas = Kj
 Satuan *Reference* = 25 °C = 298,15 °K

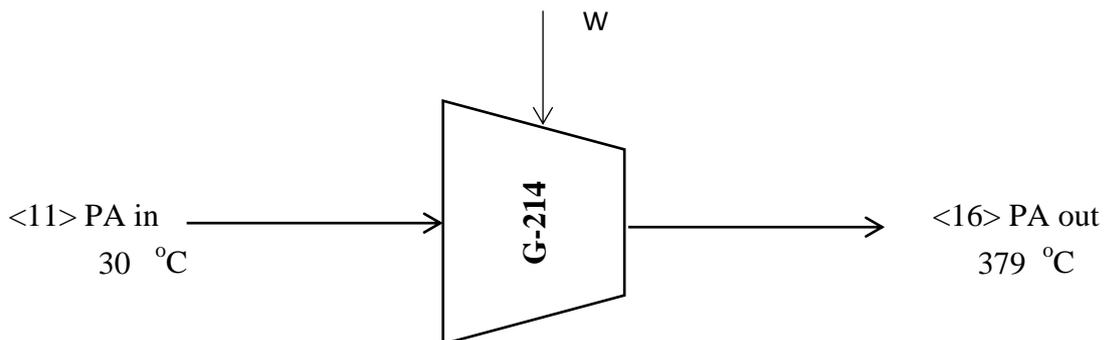
1. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



Tabel IV.57 Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<4>	1992060,0000	<6>	2134128,1042
<5>	72797444,347	<7>	72655376,24
Total	74789504,347	Total	74789504,35

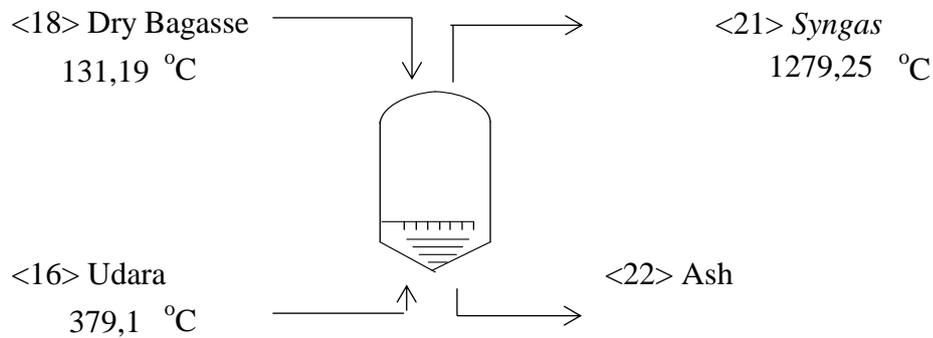
2. COMPRESSOR (G-214)



Tabel IV.58 Neraca Energi Kompresor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<11>	683848,97	<16>	52554708,00
W	51870859,0397		
Total	52554708,00	Total	52554708,00

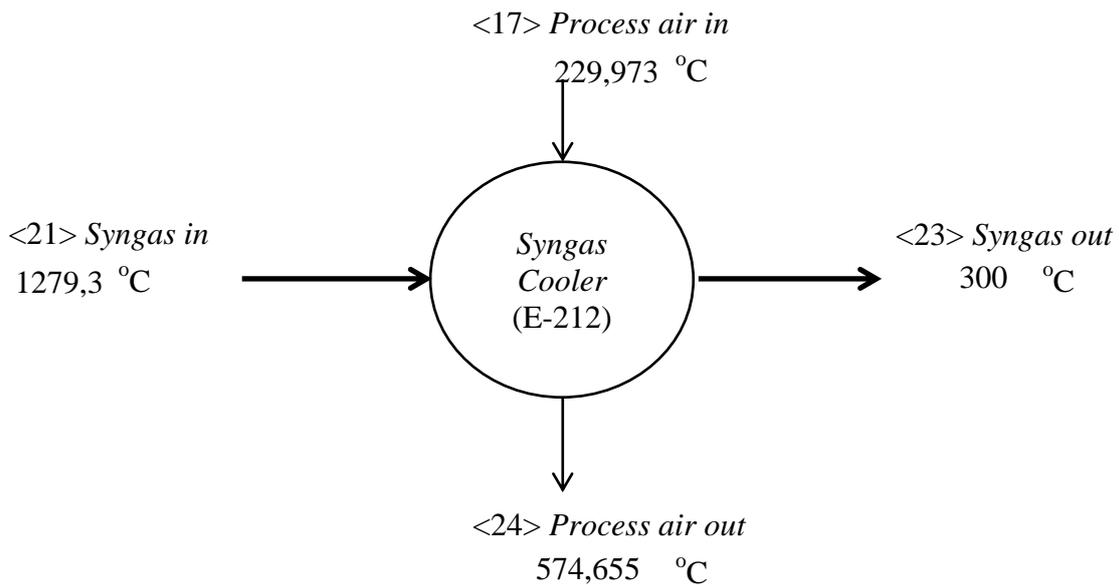
3. GASIFIER (R-210)



Tabel IV.59 Neraca Energi Gasifier

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<18>	53200803,5106	<21>	234026726
<16>	180825922,7656	<22>	
Total	234026726	Total	234026726

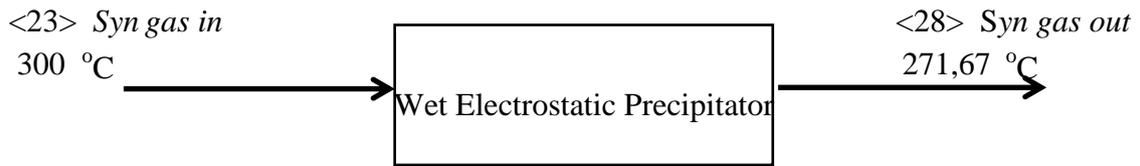
4. SYNGAS COOLER (E-212)



Tabel IV.60 Neraca Energi Syngas Cooler

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<21>	229063598,1214	<23>	48479238,60
<17>	102157688,396	<24>	282742047,92
Total	331221286,52	Total	331221286,52

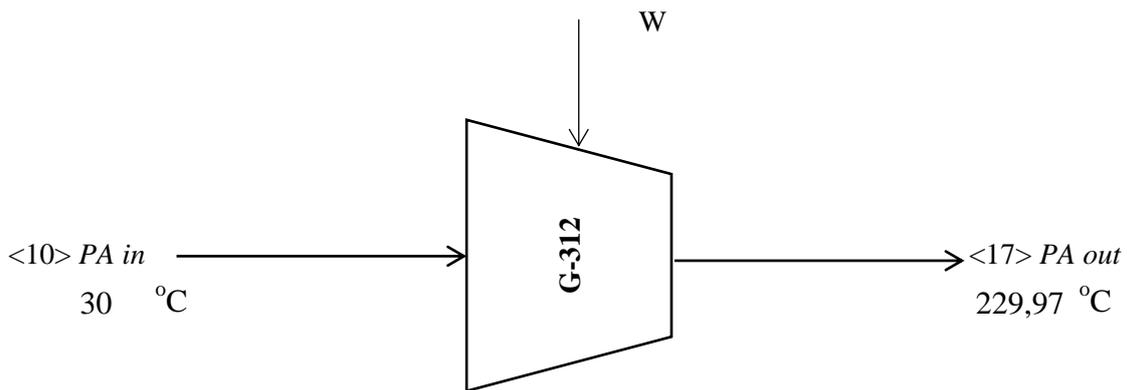
5. WET ELECTROSTATIC PRECIPITATOR (H-220)



Tabel IV.61 Neraca Energi Wet Electrostatic Presipitator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<23>	49176523,90	<28>	43892274,53
		<i>Q Loss</i>	5284249,37
Total	49176523,90	Total	49176523,90

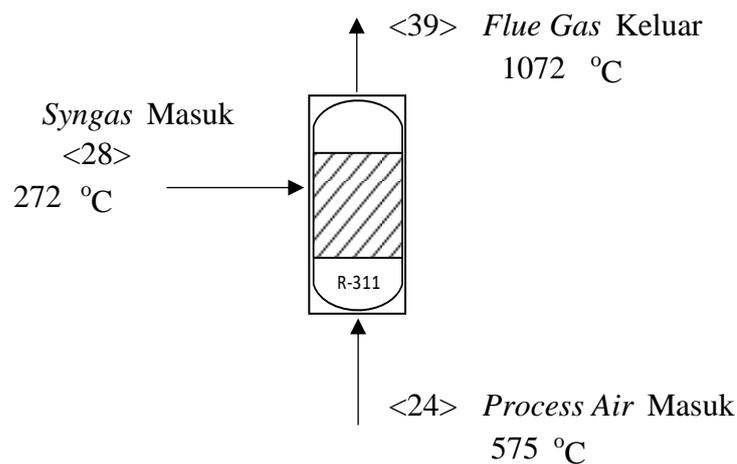
6. COMPRESSOR (G-312)



Tabel IV.62 Neraca Energi Kompresor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<10>	683848,97	<17>	30043500,66
W	29359651,6980		
Total	30043500,66	Total	30043500,66

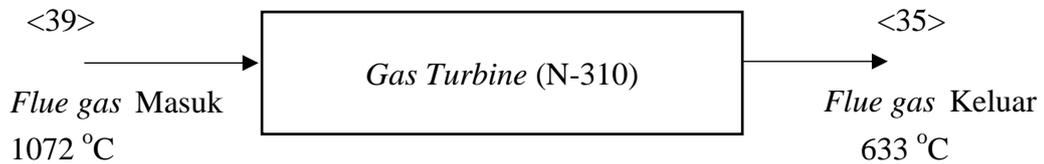
7. COMBUSTION CHAMBER (R-311)



Tabel IV.63 Neraca Energi *Combustion Chamber*

Masuk		Keluar	
	1252670221,18	<e>	460773746,13
		Listrik	370702501,07
		<i>Q loss</i>	421193973,98
Total	1252670221,18	Total	1252670221,18

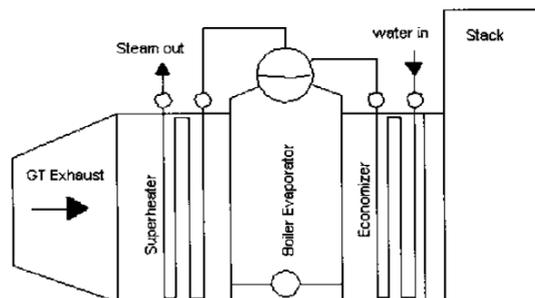
8. GAS TURBINE (N-310)



Tabel IV.64 Neraca Energi *Gas Turbine*

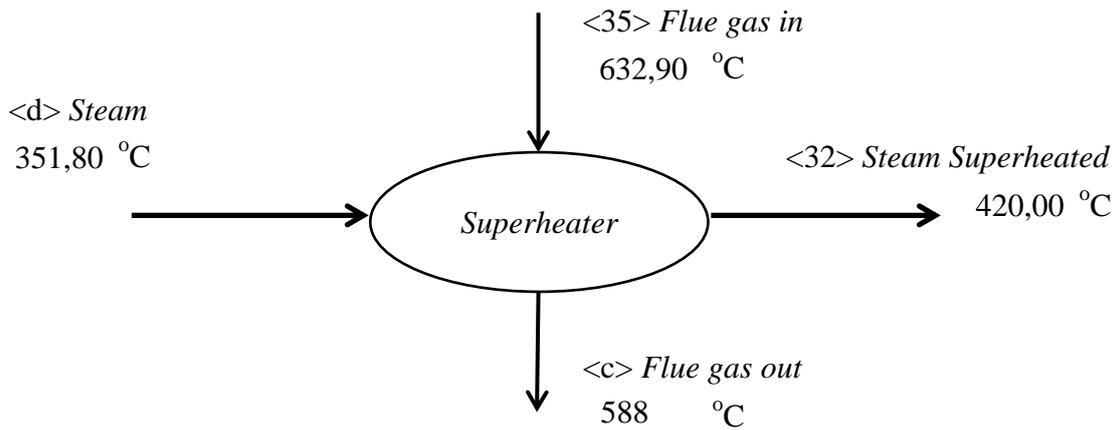
Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<39>	1252670221,18	<35>	460773746,13
		Listrik	370702501,07
		<i>Q loss</i>	421193973,98
Total	1252670221,18	Total	1252670221,18

9. HEAT RECOVERY STEAM GENERATOR (HRSG) (B-210)



(Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators Design, Applications, and Calculations)

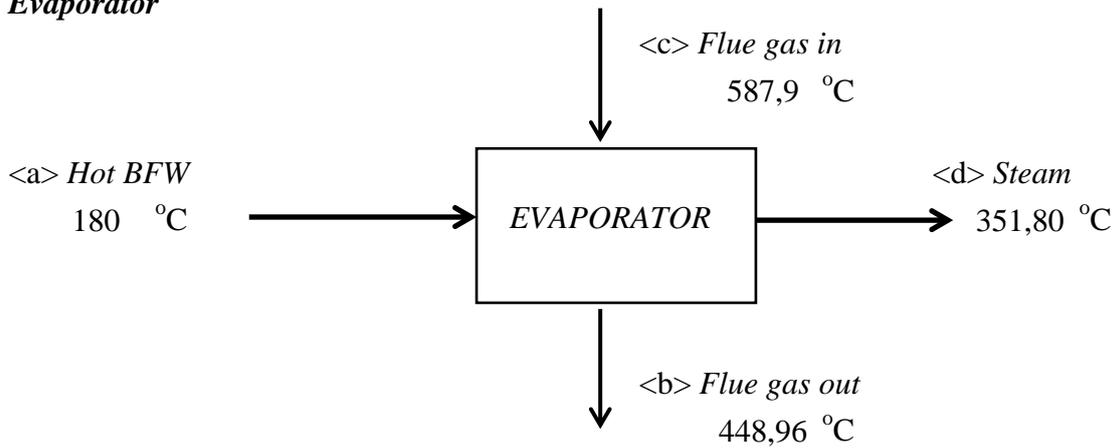
Superheater



Tabel IV.65 Neraca Energi Superheater

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<35>	463687471,8069	<c>	427226182,0902
<d>	100548431,8847	<32>	122723553,4878
		Q Loss	14286168,1137
Total	564235903,6916	Total	564235903,6916

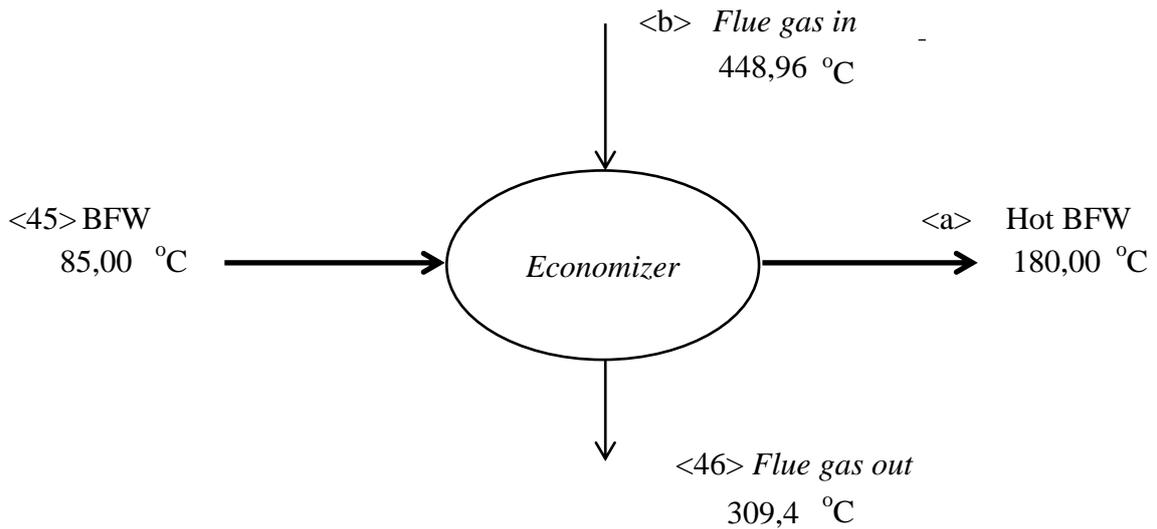
Evaporator



Tabel IV.66 Neraca Energi Evaporator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<a>	427226182,09		316886365,18
<c>	70975921,94	<d>	181315738,85
		Q loss	
Total	498202104,03	Total	498202104,03

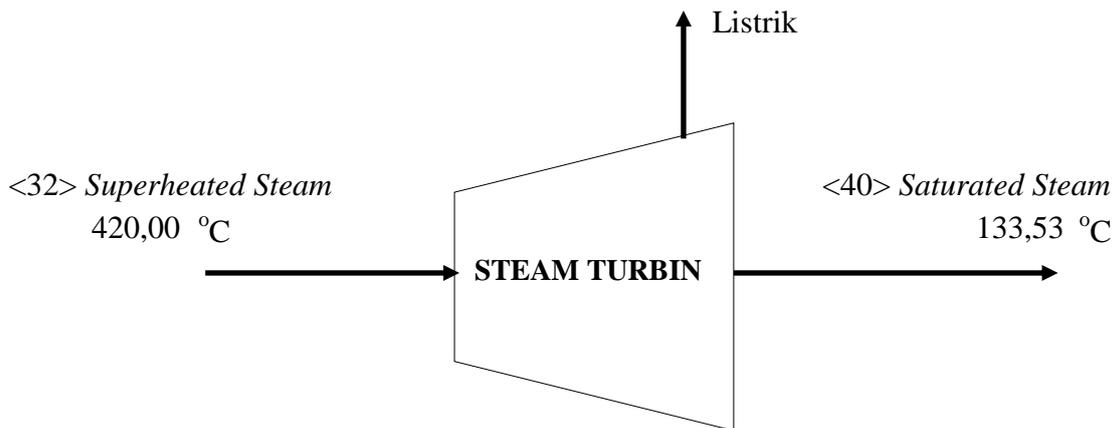
Economizer



Tabel IV.67 Neraca Energi Economizer

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<45>	21116801,6072	<46>	209452478,6097
	259311598,9436	<c>	70975921,9401
Total	280428400,5508	Total	280428400,5498

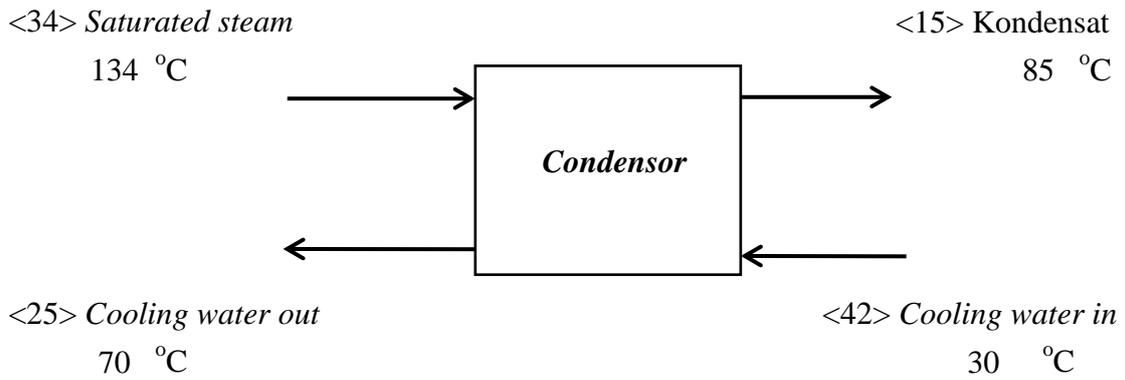
10. STEAM TURBIN (N-310)



Tabel IV.68 Neraca Energi Steam Turbine

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<32>	122723553,488	Listrik	124091207,8495
		<40>	-11185538,6407
		<i>Q loss</i>	9817884,2790
Total	122723553,488	Total	122723553,488

11. CONDENSOR (E-332)



Tabel IV.69 Neraca Energi *Condensor*

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<34>	32445386,00	<15>	21116801,61
<42>	1112225,02	<25>	12440809,4
Total	33557611,03	Total	33557611,03

BAB V

DAFTAR DAN HARGA ALAT

V.1 Daftar Alat

Daftar dan spesifikasi peralatan yang digunakan di Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar *Bagasse* adalah sebagai berikut :

Tabel V.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan *Bagasse*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-110
Fungsi	Menyimpan <i>bagasse</i> yang digunakan sebagai bahan baku proses
Tipe	Bangunan persegi dengan tutup prisma segi empat
Panjang	53,43 m
Lebar	53,43 m
Tinggi	35,62 m
Konstruksi	Dasar beton, dinding batako
Jumlah	1 unit

Tabel V.2 Spesifikasi *Belt Conveyor 1*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-111
Fungsi	Mengangkut <i>bagasse</i> dari gudang penyimpanan ke <i>rotary cutter</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i>
Kapasitas	32 ton/jam
Luas pengangkutan	0,01 m ²
Lebar <i>belt</i>	0,36 m
Kecepatan <i>belt</i>	0,51 m/s
Panjang <i>belt</i>	15 m
Kemiringan	22,5°
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-Steel</i>
Jumlah	1 unit

Tabel V.3 Spesifikasi *Rotary Cutter*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	C-120
Fungsi	Memperkecil ukuran <i>bagasse</i> menjadi ukuran ± 5 mm
Tipe	<i>Rotary knife cutter</i> dengan <i>razor sharp alloy blades</i>
Kapasitas	7,00 kg/s
Kapasitas maksimum	50 kg/s
Maksimum diameter feed masuk	0,5 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah	1

Tabel V.4 Spesifikasi *Screw Conveyor 1*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-121
Fungsi	Mengangkut <i>bagasse</i> dari <i>rotary cutter</i> menuju <i>fluidized bed dryer</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i>
Diameter flight	0,356 m
Diameter pipa	0,089 m
Diameter shafts	0,076 m
Kecepatan	55 rpm
Diameter feed section	0,305 m
Hp motor/ 30 ft length	3,94 HP
Jumlah	1 unit

Tabel V.5 Spesifikasi *Fluidized Bed Dryer*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	B-130
Fungsi	Untuk mengeringkan bahan baku berupa ampas tebu sebelum masuk unit boiler sehingga <i>moisture content</i> nya dapat berkurang dari 50% menjadi 5%.
Tipe	<i>Fluidized Bed Dryer</i>
Kapasitas	254.639,96 kg/jam
Diameter Dryer	6,93 m
Tinggi Dryer	8,04 m
Minimum velocity	1,80 m/s
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-steel</i>
Jumlah	1 unit

Tabel V.6 Spesifikasi *Screw Conveyor 2*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-131
Fungsi	Mengangkut Dry Bagasse dari <i>fluidized bed dryer</i> menuju <i>gasifier</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i> dengan tutup
Kapasitas	13.860 kg/jam
Diameter flight	0,305 m
Diameter pipa	0,089 m
Diameter shafts	0,051 m
Kecepatan	80 rpm
Diameter feed section	0,254 m
Hp motor/ 30 ft length	2,25 HP
Jumlah	1

Tabel V.7 Spesifikasi *Cyclone*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-132
Fungsi	Menangkap ampas tebu yang terbawa saat proses pengeringan di <i>fluidized bed dryer</i>
Tipe	<i>Effluent Dust Cyclone</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-240 grade C</i>
Kapasitas	638.409,77 kg/jam
Tinggi masukan (Hc)	5,443 m
Diameter <i>cyclone</i> (Dc)	10,89 m
Diameter keluaran (De)	5,443 m
Tinggi bagian silinder (Lc)	21,77 m
Tebal bagian silinder (ts)	0,0047625 m
Tebal bagian konis (tc)	0,0047625 m
Jumlah	1 unit

Tabel V.8 Spesifikasi *Fan*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-133
Fungsi	Untuk menghembuskan udara dari <i>cyclone</i> proses menuju <i>atmosfer</i>
Tipe	<i>Centrifugal fan</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	216.839,96 kg/jam
Efisiensi	65%
Temperature Inlet Design	125,35 °C
Tekanan Suction	0,7 bar
Tekanan Discharge	1 bar
Power	3674,6 kW
Jumlah	1 unit

Tabel V.9 Spesifikasi *Circulating Fluidized Bed Gasifier*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-210
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari bagasse menjadi gas sintesa
Tipe	<i>Circulating Fluidized Bed Gasifier</i>
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	0,620 m
ID tangki	0,617 m
Tinggi silinder	1,851 m
Tinggi <i>dished</i>	0,104 m
Tinggi tangki	1,956 m
Volume tangki	0,593 m ³
Volume silinder	0,553 m ³
Volume <i>dished</i>	0,040 m ³
Tebal silinder	0,002 m
Tebal <i>dished</i>	0,104 m

Tabel V.10 Spesifikasi *Belt Conveyor 2*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-211
Fungsi	Mengangkut <i>ash</i> keluar <i>gasifier</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i>
Kapasitas	32 ton/jam
Luas pengangkutan	0,01 m ²
Lebar <i>belt</i>	0,36 m
Kecepatan <i>belt</i>	0,51 m/s
Panjang <i>belt</i>	15 m
Kemiringan	22,5°
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-Steel</i>

Tabel V.11 Spesifikasi *Blower*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-222
Tipe	<i>Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	40441 – 56605 m ³ /jam (YAOSEN Tipe 10-D)
Fungsi	Untuk menghembuskan udara proses menuju kompresor
Tekanan <i>suction</i>	1 bar
Tekanan <i>discharge</i>	2,5 bar
Efisiensi	80%
<i>Power supply</i>	55 kW
Jumlah	3 unit

Tabel V.12 Spesifikasi Tangki Reaktor *Carbon Filter* (Unit Demin)

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	158.100 kg / jam
Bentuk	Silinder
Jenis Tutup Atas	<i>Standard dished head</i>
Jenis Tutup Bawah	<i>Conical 120°</i>
Diameter Silinder	0,6096 m
Tebal Silinder	0,005 m
Tinggi Silinder	0,304 m
Tebal Tutup Atas	0,005 m
Tinggi Tutup Atas	0,160 m
Tebal Tutup Bawah	0,005 m
Tinggi Tutup Bawah	0,188 m
Tekanan Desain	1,565 bar

Tabel V.13 Spesifikasi Tangki Reaktor *Cation Exchanger* (Unit Demin)

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	3.162 kg/jam
Diameter Silinder	0,457 m
Tebal Silinder	0,005 m
Tinggi Silinder	1,331 m
Tebal tutup Atas	0,005 m
Tinggi Tutup Atas	0,130 m
Tebal Tutup Bawah	0,005 m
Tinggi Tutup bawah	0,132 m
Tekanan desain	1,372 bar
Jumlah	1 unit

Tabel V.14 Spesifikasi Tangki Reaktor *Anion Exchanger* (Unit Demin)

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 grade 3 tipe 304
Kapasitas	3162 kg / jam
Diameter Silinder	0,457 m
Tebal Silinder	0,005 m
Tinggi Silinder	0,918 m
Tebal Tutup Atas	0,005 m
Tinggi Tutup Atas	0,129 m

Tebal Tutup Bawah	0,005 m
Tinggi Tutup Bawah	0,132 m
Tekanan Desain	1,352 bar
Jumlah	1 unit

Tabel V.15 Spesifikasi Pompa *Water Process*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-231
Fungsi	Untuk memompa air dari utilitas <i>water process</i> menuju utilitas <i>demin water</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	158.100 kg/jam
Diameter pipa	10 in IPS sch 40
Panjang pipa	30 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-26,4 lbf.ft/lbm
Wp	29,5 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	89%
Efisiensi motor	80%
Power motor	6,50 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V.16 Spesifikasi *Wet Electrostatic Precipitator*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-211
Tipe	ESP Dust Colector
Fungsi	Menangkap tar dan partikel lain yang ada dalam aliran gas yang akan dibuang ke lingkungan
Output Voltage	72000
Power	720 KW

Air Speed	0,9-1,2 m ³ /h
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
High	17 m

Tabel V.17 Spesifikasi *Compressor*

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	G-214
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>process air</i> menuju <i>gasifier</i>
Jumlah stage	5
Kondisi operasi	P suction = 1,2 bar P discharge = 30 bar
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	203.082,47 kg/jam
Power	553,9 HP

Tabel V.18 Spesifikasi *Steam Turbine*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	N-330
Tipe	<i>Back Pressure Steam Turbin Generator</i>
Fungsi	Mengkonversi <i>steam</i> yang dihasilkan HRSG menjadi energi listrik.
Output Power	45 MW
Inlet Steam Pressure	140 bar
Inlet Steam Temperature	430 °C
Tekanan Outlet	16 bar
Kecepatan	12000 rpm
Laju Konsumsi Steam	10,5-37,8 kg/KWh

Konsumsi Steam	6-260 ton/jam
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	1 unit

Tabel V.19 Spesifikasi Pompa *Steam Condensate*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-333
Fungsi	Untuk memompa air kondensat dari kondensor ke HRSG
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	158.000 kg/jam
Diameter pipa	10 in IPS sch 40
Panjang pipa	50 m
Beda Ketinggian	3 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-3868,5 lbf.ft/lbm
Wp	4326,1 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	89%
Efisiensi motor	84%
Power motor	906,04 HP
Jumlah stage	5 unit

Tabel V.20 Spesifikasi Pompa *Cooling Water*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-334
Fungsi	Untuk memompa air sungai menuju kondensor
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	132.180 kg/jam
Diameter pipa	8 in IPS sch 40
Panjang pipa	30 m
Beda Ketinggian	4 m

Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-29,4 lbf.ft/lbm
Wp	33,1 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	89%
Efisiensi motor	80%
Power motor	6,09 HP
Jumlah stage	1

Tabel V.21 Spesifikasi Kondenser

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	E-345			
Fungsi	Mengkondensasikan <i>steam</i> menggunakan <i>cooling water</i> dari suhu 133,53 °C menjadi 85 °C			
Tipe	1-4 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	SA-240 grade M tipe 316			
Suhu masuk	<i>Cooling water</i>	=	30	°C
	<i>Steam</i>	=	133,53	°C
Suhu keluar	<i>Cooling water</i>	=	70	°C
	<i>Steam</i>	=	85	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP liquid	<	0,6895	bar
Shell	ID	=	0,6858	m
	Baffle	=	0,3429	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,1948	bar
	OD	=	0,0254	m
Tube	ID	=	0,0220	m
	BWG	=	16	
	Pitch	=	1 ¼	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	4,877	m
	Passes	=	4	
	ΔP	=	0,00926	bar
	ΔP	=	0,00423	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah	1			Unit

Tabel V.22 Spesifikasi Pompa *Demin Water*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-321
Fungsi	Untuk memompa air dari unit <i>demin water</i> menuju HRSG
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	158.000 kg/jam
Diameter Pipa	8 in IPS sch 80
Panjang Pipa	20 m
Beda Ketinggian	2 m
Elbow 90°	2 buah
Head Pompa (Ws)	-3798 (lbf).(ft)/lbfm
Wp	4250,6 (lbf).(ft)/lbfm
Efisiensi Pompa	89 %
Efisiensi Motor	80 %
Power Motor	934,74 hp
Jumlah stage	5

Tabel V.23 Spesifikasi *Gas Turbine*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	N-310
Tipe	<i>Back Pressure Gas Turbin Generator</i>
Fungsi	Mengkonversi <i>flue gas</i> yang dihasilkan <i>combustion chamber</i> menjadi energi listrik.
Output Power	310 MW
Inlet Steam Pressure	140 bar
Inlet Steam Temperature	800 °C
Tekanan Outlet	16 bar
Kecepatan	3600 rpm
Jumlah	1 unit

Tabel V.24 Spesifikasi *Heat Recovery Steam Generator (HRSG)*

Superheater				
Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Memanaskan <i>saturated steam</i> menjadi <i>superheated steam</i> dengan menggunakan <i>flue gas</i>			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	SA-240 grade M tipe 316			
Suhu masuk	<i>Flue gas</i>	=	633	°C
	<i>Steam</i>	=	351,8	°C
Suhu keluar	<i>Flue gas</i>	=	588	°C
	<i>Steam</i>	=	420	°C
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP_{gas}	<	0,1379	Bar
Shell	ID	=	0,9906	m
	Baffle	=	0,4953	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,1377	Bar
Tube	OD	=	0,0191	m
	ID	=	0,0160	m
	BWG	=	16	
	Pitch	=	1	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	4,877	m
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,00014	Bar
Rd	0,0091			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah	1			Unit
Evaporator				
Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Memanaskan <i>Boiler Feed Water</i> menjadi <i>saturated steam</i> dengan menggunakan <i>flue gas</i>			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	SA-240 grade M tipe 316			
Suhu masuk	<i>Flue gas</i>	=	588	°C
	<i>Hot BFW</i>	=	180	°C
Suhu keluar	<i>Flue gas</i>	=	449	°C
	<i>Steam</i>	=	352	°C
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP_{gas}	<	0,1379	Bar
Shell	ID	=	0,8890	m
	Baffle	=	0,4445	m

	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0556	Bar
Tube	OD	=	0,0381	m
	ID	=	0,0356	m
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1 7/8	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	6,096	m
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0003	Bar
Rd	0,0040			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah	1			Unit
Economizer				
Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Memanaskan <i>Boiler Feed Water</i> dengan menggunakan <i>flue gas</i> dari suhu 30 °C menjadi 180 °C			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	SA-240 grade M tipe 316			
Suhu masuk	<i>Flue gas</i>	=	448,96	°C
	<i>BFW</i>	=	30	°C
Suhu keluar	<i>Flue gas</i>	=	283	°C
	<i>BFW</i>	=	180	°C
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP_{gas}	<	0,1379	Bar
Shell	ID	=	0,5398	m
	Baffle	=	0,2699	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,1371	Bar
	OD	=	0,0254	m
Tube	ID	=	0,0023	m
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1 ¼	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	4,8768	m
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0003	Bar
	Rd	0,0036		
Jumlah	1			Unit

Tabel V.25 Spesifikasi *Syngas Cooler*

Spesifikasi	Keterangan			
No. Alat	E-212			
Fungsi	Mendinginkan <i>syngas</i> dengan menggunakan udara dari suhu 1279 °C menjadi 300 °C			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	SA-240 grade M tipe 316			
Suhu masuk	<i>Syn gas</i>	=	1279	°C
	Udara	=	229,97	°C
Suhu keluar	<i>Syn gas</i>	=	300	°C
	Udara	=	575	°C
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP <i>gas</i>	<	0,1379	Bar
Shell	ID	=	0,5316	m
	Baffle	=	0,2658	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,1231	Bar
Tube	OD	=	0,0250	m
	ID	=	0,0023	m
	BWG	=	16	
	Pitch	=	1 ¼	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	4,877	m
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0339	Bar
Rd	0,0047			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)

Tabel V.26 Spesifikasi *Compressor*

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	G-312
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>process air</i> menuju <i>syngas cooler</i> dan <i>combustion chamber</i>
Jumlah stage	2
Kondisi operasi	P suction = 1,2 bar P discharge = 10 bar
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	672.722,70 kg/jam
Power	1834,7 HP

Tabel V.27 Spesifikasi *Combustion Chamber*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-311
Fungsi	Untuk mengubah <i>syngas</i> menjadi <i>flue gas</i>
Diameter chamber	67,68 in
Volume chamber	401669,79 cubic in
Cross-sectional area	3597,11 sq in
Panjang chamber	101,51 in
Stress	164387,92 PSI
Wall thickness	0,622 in
L/D	1,5
C	88,095

V.2 Harga Alat

Harga peralatan yang digunakan di Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar *Bagasse* ditunjukkan pada Tabel V.25.

Tabel V.25 Harga Peralatan

No	Kode	Nama Peralatan	Harga Satuan		Jumlah	Total Harga	
			US\$	2014		US\$	2020
1	J-111	Belt Conveyor 1	16.500,00		1	19.738	
2	C-120	Rotary Cutter	29.400,00		1	35.169	
3	J-121	Screw Conveyor 1	10.000,00		1	11.962	
4	B-130	Fluidized Bed Dryer	500.000,00		1	598.115	
5	J-131	Screw Conveyor 2	10.000,00		1	11.962	
6	H-132	Cyclone	38.500,00		1	46.055	
7	G-133	Fan	5.700,00		1	6.819	
8	J-211	Belt Conveyor 2	16.500,00		1	19.738	
9	G-222	Blower	173.700,00		3	207.785	
10	R-210	Circulating Fluidized Bed Gasifier	2.000.000,00		1	2.098.347	
11	N-310	Gas Turbine	18.790.000,00		1	22.477.174	
12	L-231	Pompa Water Process	4.900,00		1	5.862	
13	H-330	Splitter	2.100,00		3	2.512	
14	L-334	Steam Turbine	1.200.000,00		1	1.435.477	

15	L-333	Pompa Steam Condensate	24.500,00	5	29.308
16	R-410	Carbon Filter	8.500,00	2	10.168
17	L-334	Pompa Cooling Water	4.900,00	1	5.862
18	E-320	Heat Recovery Steam Generator	275.600,00	1	329.681
19	L-321	Pompa Demin Water 2	24.500,00	5	58.615
20	R-430	Anion Exchanger	13.000,00	2	31.102
21	R-420	Cation Exchanger	15.200,00	2	36.365
22	E-212	Syngas Cooler	41.100,00	1	49.165
23	G-312	Compressor	480.500,00	2	574.789
24	H-211	Electrostatic Precipitator	174.800,00	1	209.101
25	G-212	Compressor	171.300,00	5	204.914
26	E-332	Kondensor	74.200,00	1	88.760
27	R-311	Combustion Chamber	100.000,00	1	119.623
Total					28.724.169

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 seperti telah dihitung 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 Bagasse ini yaitu Perseroan Terbatas (PT) yang merupakan anak perusahaan dari PT Gula Industri. 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:

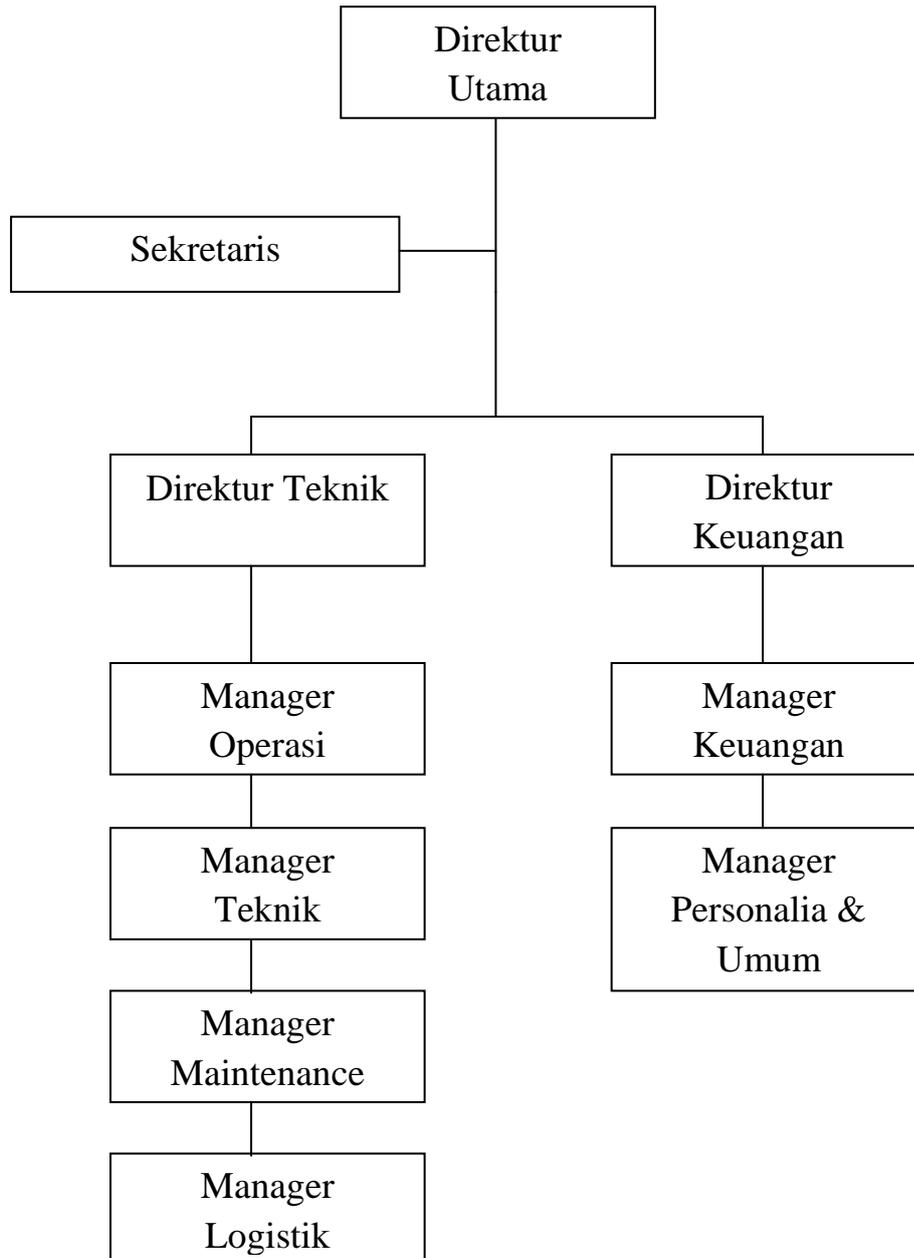
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan (direktur utama).
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan 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 Bagasse 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 IV.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 membantudan 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, yaitu 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 gula). 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

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi Listrik diuraikan sebagai berikut :

- Penentuan jumlah karyawan operasi (proses):

Kapasitas produksi Listrik = 3.275.461 kw/hari

Dari gambar 6-8 *Timmerhaus* didapat jumlah karyawan total 45 orang/proses. Karena pada pabrik energi dari bagasse ini ada 4 proses, maka didapat total karyawan sebanyak 180 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 dari Bagasse

No.	Jabatan	Pendidikan					Jumlah Karyawan
		SMP	SMA/SMK	D3	S1	S2	
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				4		4
9	Karyawan Operasional						
	a. Lulusan S-1				60		68
	b. Lulusan D-3			62			54
	c. Lulusan SMA/SMK		24				24
10	Karyawan Keamanan		12				12
11	Karyawan Kebersihan		10				10
12	Supir		6				6
13	Perawat				6		6
14	Dokter				3		3
TOTAL							200

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 (*trainee*) 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 Bagasse ini direncanakan bekerja 300 hari per tahun dengan 24 jam kerja per hari. Sesuai dengan ketentuan Undang-Undang dari Disnaker, peraturan, dan kebijakan dari perusahaan yang telah disepakati bersama oleh karyawan. Sistem jam kerja karyawan yang berlaku di perusahaan 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 kerja ialah 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 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, mengkhitan 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, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik Energi dari Bagasse ini meliputi :

1. Air

Berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk *feed boiler*. Maka 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 laut, 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 Bagasse ini digunakan untuk kepentingan :

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

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

a) Syarat fisik :

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

b) Syarat kimia :

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

c) Syarat bakteriologi :

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

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

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

VI.2.2 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk pabrik ini adalah ampas tebu 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 Bagasse 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 Investasi Modal (*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 biayayang 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 untuk pabrik 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 Bagasse 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 Appendix 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 = 11.02 % per tahun
3. Laju Inflasi = 3.13 % per tahun
4. Masa Konstruksi = 2 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 Investment (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 tingkatbunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* harga i , yaitu lajubunga 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 Appendiks D, didapatkan harga $i = 33,83\%$ yang mana lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $11,02\%$ per tahun. Dengan harga $i = 33,83\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman $11,02\%$ 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:

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

atau

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

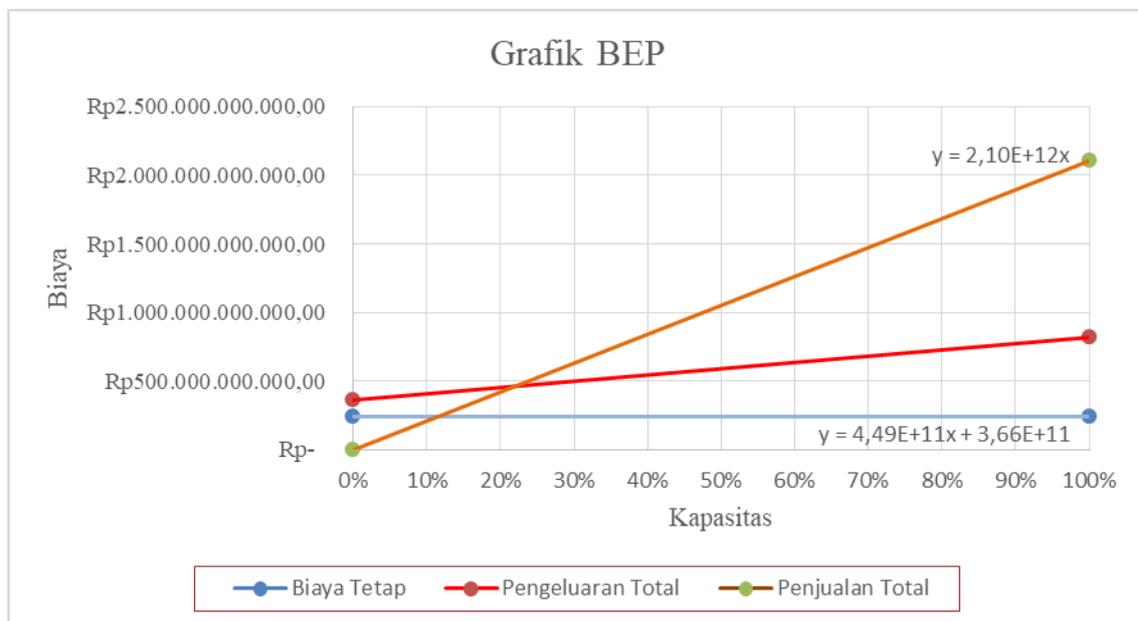
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan nilai NPV sebesar Rp 2.739.628.992.952. Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif ($NPV > 0$). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak dilaksanakan.

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

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 3,05 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 Appendix D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 22%.



Gambar VI.2 Grafik BEP Pabrik Energi dari Bagasse

BAB VII

KESIMPULAN

Untuk mengetahui kelayakan dari Pra Desain Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar Bagasse, 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 Energi dari Bagasse dapat didirikan di Kelurahan Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur dengan kapasitas *on season* dan *off season* sebesar 604,8 ton *bagasse* per hari, yang dapat memenuhi kebutuhan *steam* pabrik gula sebesar 3.792 ton/hari pada saat *on season* dan memproduksi listrik 3.275.461 Kwh/hari. Pabrik beroperasi secara kontinyu 24 jam/hari, selama 300 hari dalam setahun terdiri dari 180 hari saat *on season* dan 120 hari saat *off season*. Proses pembangkit yang dipilih adalah dengan *Integrated Gasification Combined Cycle* (IGCC).

- 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 33,83 % per tahun, dimana lebih besar dari suku bunga bank yang sebesar 11,02 % per tahun.
2. *Net Present Value* (NPV) sebesar Rp 2.739.628.992.952. Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV>0).
3. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*) adalah 3,05 tahun, dimana lebih kecil dari perkiraan umur pabrik yaitu 10 tahun.
4. Titik Impas (*Break Even Point/BEP*) sebesar 22%.

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

DAFTAR PUSTAKA

- Agrofarm. 2014. Agar pabrik gula efisien, PTPN X optimalkan ampas tebu. Agrofarm edisi Rabu, 20 Agustus 2014. http://www.agrofarm.co.id/read/perkebunan/753/agar-pabrik-gula-efisien-ptpn-x-optimalkan-ampastebu/#.VD-_0WeSyn0 (16 Januari 2019).
- Amadi, Hachimenum. (2017). Distributed Generation in Nigeria's Post-Privatised Power Sector - Challenges and Prospects. *International Journal of Engineering Research and Applications*. 7. 54-70. 10.9790/9622-0707075470.
- Ariningsih. 2014. Menuju Industri Tebu Bebas Limbah. Bogor: Pusat Sosial Ekonomi dan Kebijakan Pertanian.
- 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.
- Hassuani, Jose.2001. Biomass Power Generation :Sugar Cane Bagasse and Trash. Brazil: PNUD.
- Husin, A. A. 2007. Pemanfaatan Limbah Untuk Bahan Bangunan. <http://www.kimpraswil.go.id/balitbang/puskim/Homepage%20Modul%202003/modulc1/MAKALAH%20C13.pdf> . Diakses tanggal 1 Desember 2018
- Kern, Donald Q. 1965. Process Heat Transfer. International Edition. Tokyo: McGraw-Hill Book Company.
- Kompas.12 Juli 2000. Paradigma baru bagi limbah. Harian Kompas edisi Rabu, 12 Juli 2000.<http://www.kompas.com/kompas-cetak/0007/12/daerah/para22.htm> (17 April 2018).
- Kurniawan Yahya dan H.Santoso. 2009. Listrik Sebagai Ko-Produk Potensial Pabrik Gula. Pasuruan: Pusat Penelitian Perkebunan Gula Indonesia.
- 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.

- McCabe, Warren L. 1993. Unit Operations of Chemical Engineer's Handbook. 7th edition
New York: McGraw-Hill International Book.
- Misran, E. 2005. Industri tebu menuju zero waste industry. Jurnal Teknologi Proses 4(2):6-10
- 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 265-271.
- Powell, Sheppard T. 1954. Water Conditioning for Industry. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Rahman, Ali Kamel. 2003. Bagass Drying: Advantages and Merits (Performance of a Fluidized-Bed Bagasse Dryer). ResearchGate: 283348898.
- Smith, Robin. 2005. Chemical Process Design and Integration. England: John Wiley & Sons, Ltd.
- Syahputra, A.S., Munarti, dan D.P.O. Saputra. 2011. Pengolahan limbah pabrik gula. Makalah Pengolahan Limbah Kimia. Jurusan Kimia. Fakultas Matematika Ilmu Pengetahuan Alam. Universitas Haluoleo. Kendari.
- Ulrich, Gael D dan Palligarnai T Vasudevan. 2006. How to Estimate Utility Costs. New Hampshire: John Wiley & Sons.
- <http://www.pln.co.id> diakses pada tanggal 12 Desember 2018 pukul 13.00 WIB
- www.ptkebonagung.com diakses pada tanggal 10 Desember 2018 pukul 13.00 WIB
- <http://www.puslitgula10.com> diakses pada tanggal 10 Desember 2018 pukul 13.00 WIB
- <http://www.siemens.com> diakses pada tanggal 22 Desember 2018 pukul 15.00 WIB
- <http://yokogawa.com> diakses pada tanggal 05 Desember 2018 pukul 10.00 WIB
- <https://www.alibaba.com> diakses pada tanggal 9 Desember 2018 pukul 13.00
- <https://www.hargen.co.id/news/2014/05/statistik-pembangkit-listrik-di-indonesia>
- <https://ilmupengetahuanumum.com/10-negara-penghasil-batu-bara-terbesar-di-dunia/>
- <http://www.mojokertokab.go.id/thm/v1/?vi=geografis>
- <https://suaramojokerto.com/2018/11/10/sepakat-umk-2019-kab-mojokerto-rp-3-851-ribu-kota-rp-2-037-ribu/>

APPENDIKS A NERACA MASSA ON SEASON

Keterangan

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200 ton/hari
Kapasitas ampas tebu	:	2160 ton/hari
Ampas tebu total yang diolah sebanyak 30% dari massa tebu (28% selama <i>on season</i>)	:	25200 kg/jam
	:	7,00 kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	180 hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24 jam
Basis perhitungan	:	1 jam
Asumsi	:	Tidak ada massa yang hilang
Satuan Massa	:	kg
maka : neraca massa total :		

Akumulasi = in - out
akumulasi = 0 (sistem *continue*)

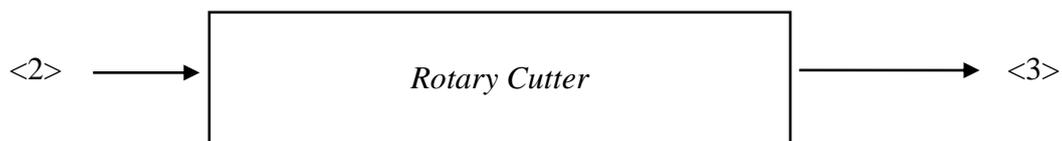
Komposisi

Tabel A.1 Komposisi *Wet Bagasse*

Komponen	% Berat	Massa (kg)
C	0,2325	5859,0000
H ₂	0,0325	819,0000
O ₂	0,2300	5796,0000
Ash	0,0050	126,0000
H ₂ O	0,5000	12600,0000
Total	1,0000	25200,000

A.1. Rotary Cutter (C-120)

Massa *Wet Bagasse* masuk = Massa *Wet Bagasse* keluar



Keterangan :

Aliran <2> = *Wet Bagasse* sebelum dihaluskan.

Aliran <3> = *Wet Bagasse* setelah dihaluskan.

Tabel A.2 Neraca Massa Rotary Cutter

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2325	5859,00	0,2325	5859,00
N ₂	0,0000	0,00	0,0000	0,00
H ₂	0,0325	819,00	0,0325	819,00
O ₂	0,2300	5796,00	0,2300	5796,00
CO	0,0000	0,00	0,0000	0,00
CO ₂	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Ash	0,0050	126,00	0,0050	126,00
H ₂ O	0,5000	12600,00	0,5000	12600,00
CH ₄	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Total	1,0000	25200,000	1,0000	25200,000

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

Moisture content Bagasse yang awalnya sebesar 50% berkurang menjadi 5% (wet basis)

Perhitungan aliran <4>:

Massa *wet bagasse* masuk dryer = Massa *wet bagasse* keluar cutter

Perhitungan aliran <5>:

Massa *flue gas* masuk dryer = Massa *flue gas* keluar HRSG

Perhitungan aliran <6>:

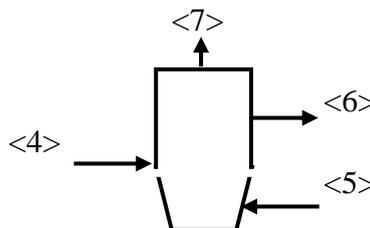
Asumsi 2% *bagasse* akan terbawa ke cyclone, maka:

Massa *bagasse* aliran <6> = 98% x Massa *bagasse* aliran <4>

Perhitungan aliran <7>:

Flue gas keluar dryer akan membawa 2% *bagasse*, sehingga:

Massa *flue gas* aliran <7> = Massa *flue gas* aliran <5> + 2% x Massa *bagasse* aliran <4>



Keterangan :

Aliran <4> = *Wet Bagasse* sebelum proses pengeringan.

Aliran <5> = *Flue gas* masuk.

Aliran <7> = *Flue gas* keluar.

Aliran <6> = *Dry Bagasse* setelah proses pengeringan.

Tabel A.3 Neraca Massa *Fluidized bed Dryer* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<4>		<5>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2325	5859,00	0,0000	0,0006
N ₂	0,0000	0,00	0,7502	470218,4181
H ₂	0,0325	819,00	0,0000	2,5757
O ₂	0,2300	5796,00	0,2018	126501,7946
CO	0,0000	0,00	0,0000	15,7427
CO ₂	0,0000	0,00	0,0342	21449,2603
Ash	0,0050	126,00	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,5000	12600,00	0,0138	8629,9124
CH ₄	0,0000	0,00	0,0000	0,0703
Total	1,0000	25200,00	1,0000	626817,7746
Total Aliran	652017,7746			

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

Komponen	Keluar			
	<7>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0002	117,18	0,4219	5741,8200
N ₂	0,7365	470218,42	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	18,96	0,0590	802,6200
O ₂	0,1983	126617,71	0,4174	5680,0800
CO	0,0000	15,74	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0336	21449,26	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	2,52	0,0091	123,4800
H ₂ O	0,0313	19969,91	0,0926	1260,0000
CH ₄	0,0000	0,0703	0,0000	0,0000
Total	1,0000	638409,77	1,0000	13608,0000
Total Aliran	652017,7746			

A.3. Cyclone (H-132)

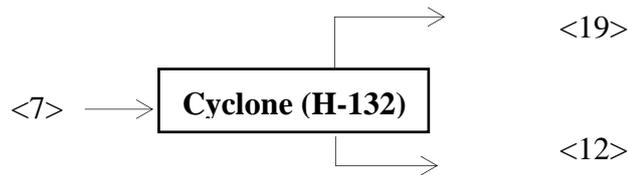
2% bagasse keluar dryer akan masuk ke dalam cyclone

Perhitungan aliran <12>

Massa bagasse keluar cyclone aliran <12> = 2% x massa aliran <6>

Perhitungan aliran <19>

Massa flue gas keluar cyclone aliran <19> = Massa flue gas masuk cyclone aliran <7> - bagasse keluar cyclone aliran <12>



Keterangan :

Aliran <7> = *Flue gas* yang membawa sebagian kecil bagasse (keluaran *fluidized bed dryer*).

Aliran <19> = *Flue Gas* keluaran *Cyclone*.

Aliran <12> = Bagasse keluaran *Cyclone*.

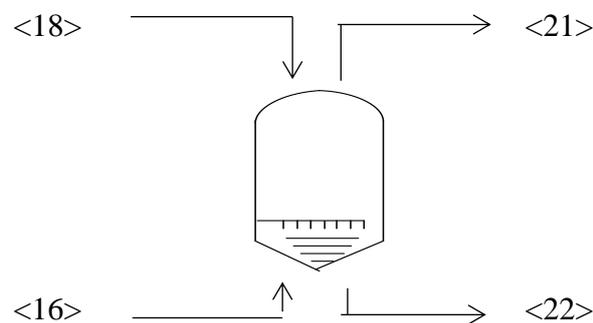
Asumsi Bagasse yang terikut udara pengering keluar *dryer* = 2%

= 277,71 kg

Tabel A.5 Neraca Massa Cyclone Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<7>		<19>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0002	117,18	0,0000	2,34	0,4219	114,8364
N ₂	0,7365	470218,42	0,7369	470218,42	0,0000	0
H ₂	0,0000	18,96	0,0000	2,90	0,0590	16,0524
O ₂	0,1983	126617,71	0,1982	126504,11	0,4174	113,6016
CO	0,0000	15,74	0,0000	15,74	0,0000	0
CO ₂	0,0336	21449,26	0,0336	21449,26	0,0000	0
Ash	0,0000	2,52	0,0000	0,05	0,0091	2,4696
H ₂ O	0,0313	19969,91	0,0313	19944,71	0,0926	25,2
CH ₄	0,0000	0,07	0,0000	0,07	0,0000	0
Total	1,0000	638409,77	1,0000	638137,61	1,0000	272,1600
Total Aliran	638409,77		638409,8			

A.4. Gasifier (R-120)



Keterangan :

Aliran <18> = Bagasse kering

Aliran <16> = Udara masuk.

Aliran <21> = *Syn gas* keluar.

Aliran <22> = *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

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

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

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

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

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

Reaksi <1>



Konstanta	Komponen			Δ
	C	O ₂	CO	
A	1,771	3,639	3,376	-0,2145
10 ³ B	0,771	0,506	0,557	-0,467
10 ⁶ C				0
10 ⁻⁵ D	-0,867	-0,227	-0,031	0,9495

Parameter	Komponen			Δ
	C	O ₂	CO	
$\Delta^{\circ}\text{Hf}_{298}$			-110525	-110525
$\Delta^{\circ}\text{Gf}_{298}$			-137169	-137169

Temperatur Operasi Gasifier

$$\text{Data } T = 1400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1673,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_0 = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\tau = 5,6118$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^{\circ} / R) (dT / T) = -0,495$$

$$\int (\Delta C_p^{\circ} / R) dT = -666,13$$

$$R = 8,3140 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta G^{\circ} / RT = -18,597$$

$$\ln K = 18,5972$$

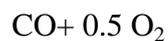
$$K = 119305038,6$$

Perhitungan Konversi Maksimum

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

$$X_{ae} = 0,99999999$$

Reaksi <2>



Konstanta	Komponen			Δ
	CO	O ₂	CO ₂	
A	3,376	3,47	5,457	0,346
10 ³ B	0,557	1,45	1,045	-0,237
10 ⁶ C				0
10 ⁻⁵ D	-0,031	0,121	-1,557	-1,5865

Parameter	Komponen			Δ
	C	O ₂	CO ₂	
$\Delta^{\circ}\text{Hf}_{298}$			-110525	-110525
$\Delta^{\circ}\text{Gf}_{298}$			-137169	-137169

Temperatur Operasi Gasifier

$$\text{Data } T = 1400 \text{ } ^\circ\text{C} = 1673,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_o = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\tau = 5,6118$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) (dT / T) = -0,5931$$

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) dT = -282,74$$

$$R = 8,3140 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta G^\circ / RT = -18,27$$

$$\ln K = 18,27$$

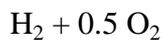
$$K = 86008460,86$$

Perhitungan Konversi Maksimum

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

$$X_{ae} = 0,99999999$$

Reaksi <3>



Konstanta	Komponen			Δ
	H ₂	O ₂	H ₂ O	
A	3,249	3,639	3,47	-1,5985
10 ³ B	0,422	0,506	1,45	0,775
10 ⁶ C				0
10 ⁻⁵ D	0,083	-0,227	0,121	0,1515

Parameter	Komponen			Δ
	H ₂	O ₂	H ₂ O	
$\Delta^\circ \text{Hf}_{298}$			-241818	-241818
$\Delta^\circ \text{Gf}_{298}$			-228572	-228572

Temperatur Operasi Gasifier

$$\text{Data } T = 1400 \text{ } ^\circ\text{C} = 1673,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_o = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\tau = 5,6118$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) (dT / T) = -1,6091$$

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) dT = -1105,8$$

$$R = 8,3140 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta G^\circ / RT = -11,092$$

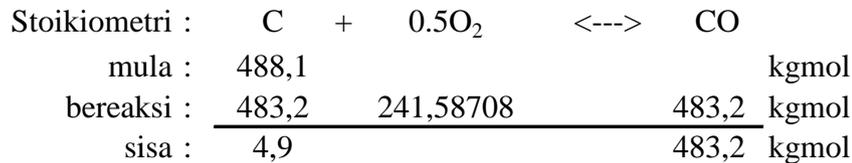
$$\begin{aligned} \ln K &= 11,092 \\ K &= 65641,10455 \end{aligned}$$

Perhitungan Konversi Maksimum

$$\begin{aligned} K &= X_{ae}/(1-X_{ae}) \\ X_{ae} &= 0,99998477 \end{aligned}$$

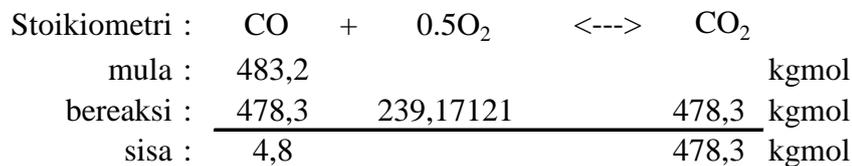
Reaksi <1>

Asumsi : Konversi C : 0,99 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)



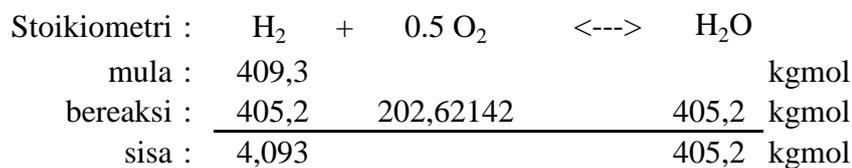
Reaksi <2>

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 = 683,38 kgmol

$$\% \text{ excess} = \frac{O_2 \text{ masuk} - O_2 \text{ teoritis}}{O_2 \text{ teoritis}} \times 100\% \quad , \text{ digunakan } 15\% \text{ excess } O_2$$

$$O_2 \text{ masuk} = 1035,1 \text{ kgmol}$$

$$\text{Excess } O_2 = 532,8 \text{ kgmol}$$

$$\text{Total Udara} = 4929,2 \text{ kgmol} \quad (21\% O_2 \text{ \& } 79\% N_2)$$

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.

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

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

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

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

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

sumber : Smith Van Ness, pages 490

Reaksi <4>



Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10} K = 2$$

$$K = 100$$

sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31

$$X_{ae} = 0,9901$$

Reaksi <5>



Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10} K = 2$$

$$K = 100$$

sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31

$$X_{ae} = 0,9901$$

Reaksi <6>



Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10} K = 0,2$$

$$K = 1,6$$

$$X_{ae} = 0,6131$$

Reaksi <7>



Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10}K = 2$$

$$K = 100$$

$$X_{ae} = 0,9901$$

Reaksi <4>

Asumsi : Konversi : 0,90 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	C	+	CO ₂	<--->	2CO	
mula :	4,88		478,342			kgmol
bereaksi :	4,39		4,39		8,78	kgmol
	0,488		473,950		8,78	kgmol

Reaksi <5>

Asumsi : Konversi : 0,9 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	C	+	H ₂ O	<--->	CO	+	H ₂	
mula :	0,488		476,64					kgmol
bereaksi :	0,4392		0,4392		0,439		0,4	kgmol
	0,049		476,20		0,439		0,4	kgmol

Reaksi <6>

Asumsi : Konversi : 0,6 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	CO	+	H ₂ O	<--->	CO ₂	+	H ₂	
mula :	14,06		476,20					kgmol
bereaksi :	8,43		8,43		8,4		8,43	kgmol
	5,62		467,77		8,4		8,4	kgmol

Reaksi <7>

Asumsi : Konversi : 0,9 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	C	+	2H ₂	<--->	CH ₄	
mula :	0,049		12,966			kgmol
bereaksi :	0,0439		0,0878		0,0	kgmol
	0,0049		12,878		0,0	kgmol

Tabel A.6 Neraca Massa Gasifier Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<18>		<16>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,4219	5856,6564	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,7670	109033,5982
H ₂	0,0590	818,6724	0,0000	0,0000
O ₂	0,4174	5793,6816	0,2330	33124,1311
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0091	125,9496	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0926	1285,2000	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	13880,1600	1,0000	142157,7293
Total Aliran	156037,889			

Tabel A.7 Neraca Massa Gasifier Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,0000	0,0000
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,0000	0,0000
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	1,0000	125,9496
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	125,9496
Total Aliran	156037,889			

A.5. Syngas Cooler (E-212)

Perhitungan aliran <21>

Massa syngas masuk syngas cooler = Massa syngas keluar gasifier

Perhitungan aliran <21>

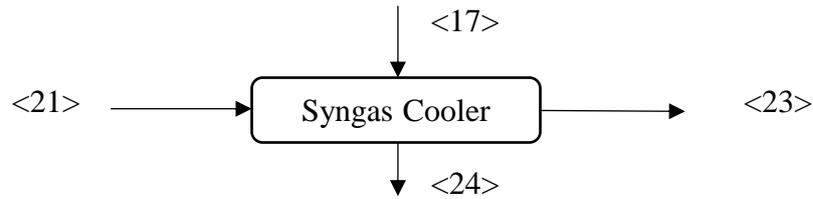
Massa syngas keluar syngas cooler = Massa syngas masuk syngas cooler

Perhitungan aliran <17>

Massa PA masuk syngas cooler = kebutuhan massa PA pada Combustion Chamber

Perhitungan aliran <24>

Massa PA keluar *syngas cooler* = Massa PA masuk *syngas cooler*



Keterangan :

Aliran <17> = *Process Air* masuk.

Aliran <24> = *Process Air* keluar.

Aliran <21> = *Syngas* masuk.

Aliran <23> = *Syngas* keluar.

Tabel A.8 Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Masuk

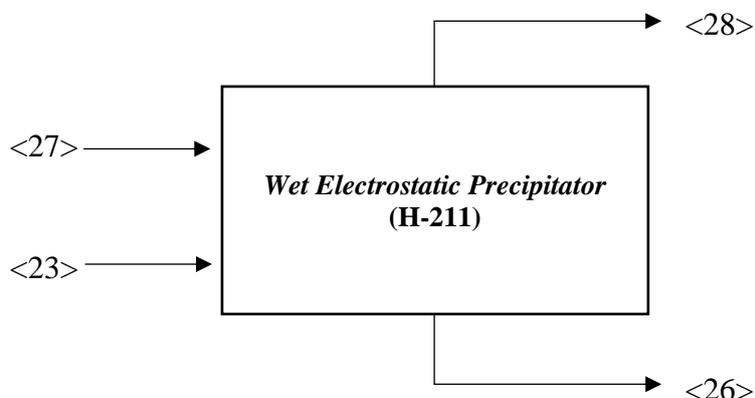
Komponen	Masuk			
	<21>		<17>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,7670	361184,8199
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,2330	109721,0731
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	470905,8929
Total Aliran	626817,8326			

Tabel A.9 Neraca Massa *Syngas Cooler* Arus Keluar

Komponen	Masuk			
	<23>		<24>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,7670	361184,8199
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,2330	109721,0731
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000

Komponen	Masuk			
	<23>		<24>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
CH4	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	470905,8929
Total Aliran	626817,8326			

A.6. Wet Electrostatic Precipitator (H-211)



Keterangan :

Aliran <27> = *Demin Water*

Aliran <23> = *Syn gas yang mengandung tar*

Aliran <28> = *Syn gas keluar Electrostatic Precipitator*

Aliran <26> = *Demin Water yang mengandung tar keluar Electrostatic Precipitator*

Asumsi :

Efisiensi *Electrostatic Precipitator* = 99%

Air yang dibutuhkan untuk spray ESP = 100 L/jam

Perhitungan aliran <27>

Massa air yang dibutuhkan = $\rho \text{ air} \times V \text{ air}$, $\rho \text{ air} = 1000 \text{ kg/m}^3$

Perhitungan aliran <23>

Syngas masuk *wet ESP* = *syngas* keluar *syngas cooler*

Perhitungan aliran <26>

Air keluar *wet ESP* membawa 99% tar yang terkandung pada *syngas* aliran <23>

Perhitungan aliran <28>

Clean Syngas keluar *wet ESP* = *Syngas* masuk - 99% tar

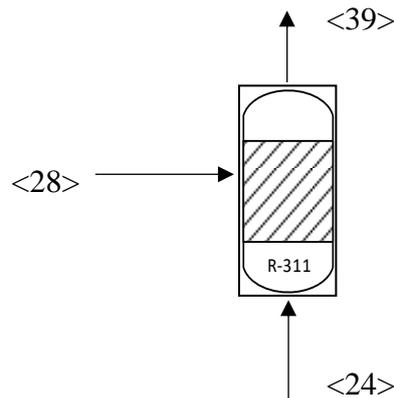
Tabel A.10 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<27>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,06
N ₂	0,000	0,00	0,699	109033,60
H ₂	0,000	0,00	0,000	25,76
O ₂	0,000	0,00	0,109	17049,66
CO	0,000	0,00	0,001	157,43
CO ₂	0,000	0,00	0,136	21224,87
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	1,000	100,00	0,054	8419,86
CH ₄	0,000	0,00	0,000	0,70
Total	1,000	100,00	1,000	155911,94
Total Aliran	156011,9397			

Tabel A.11 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<28>		<26>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,001	0,06
N ₂	0,699	109033,60	0,000	0,00
H ₂	0,000	25,76	0,000	0,00
O ₂	0,109	17049,66	0,000	0,00
CO	0,001	157,43	0,000	0,00
CO ₂	0,136	21224,87	0,000	0,00
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	0,054	8419,86	0,999	100,00
CH ₄	0,000	0,70	0,000	0,00
Total	1,00	155911,88	1,00	100,06
Total Aliran	156011,94			

A.7. Combustion Chamber (R-311)



Keterangan :

Aliran <28> = *Syn gas* masuk

Aliran <24> = Udara masuk

Aliran <39> = *flue gas* keluar

Konversi maks. : 90%

Stoikiometri :	H_2	+	$1/2 O_2$	<--->	H_2O	
mula :	12,88		3961,585			kgmol
bereaksi :	11,59		5,80		11,59	kgmol
sisa :	1,288		3955,790		11,59	kgmol

Konversi maks. : 90%

Stoikiometri :	CO	+	$1/2 O_2$	<--->	CO_2	
mula :	5,62		3955,790			kgmol
bereaksi :	5,06		2,53		5,06	kgmol
sisa :	0,562		3953,260		5,06	kgmol

Konversi maks. : 90%

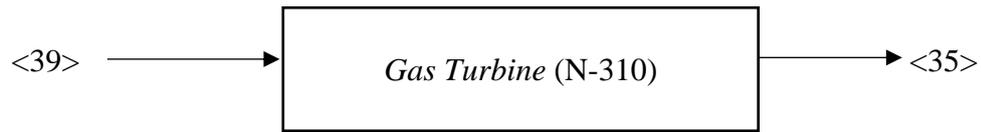
Stoikiometri :	CH_4	+	$2 O_2$	<--->	$CO_2 + 2 H_2O$	
mula :	0,04		3953,260			kgmol
bereaksi :	0,04		0,08		0,04 0,1	kgmol
sisa :	0,004		3953,181		0,04 0,1	kgmol

Tabel A.12 Neraca Massa Combustion Chamber

Komponen	Masuk				Keluar	
	<28>		<24>		<39>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,001
N ₂	0,699	109033,598	0,767	361184,82	0,750	470218,42
H ₂	0,000	25,757	0,000	0,000	0,000	2,576
O ₂	0,109	17049,662	0,233	109721,073	0,202	126501,795
CO	0,001	157,427	0,000	0,000	0,000	15,743
CO ₂	0,136	21224,874	0,000	0,000	0,034	21449,260
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,054	8419,860	0,000	0,000	0,014	8629,912
CH ₄	0,000	0,703	0,000	0,000	0,000	0,070
Total	1,000	155911,88	1,000	470905,89	1,000	626817,77
Total aliran		626817,77		626817,77		626817,77

A.8. Gas Turbine (N-310)

Massa *flue gas* masuk *gas turbine* = Massa *flue gas* keluar *gas turbine*



Keterangan :

Aliran <39> = *Flue gas* masuk

Aliran <35> = *Flue gas* keluar

Tabel A.13 Neraca Massa *Gas Turbine*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<39>		<35>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,000	0,001
N ₂	0,750	470218,418	0,750	470218,418
H ₂	0,000	2,576	0,000	2,576
O ₂	0,202	126501,795	0,202	126501,795
CO	0,000	15,743	0,000	15,743
CO ₂	0,034	21449,260	0,034	21449,260
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,014	8629,912	0,014	8629,912
CH ₄	0,000	0,070	0,000	0,070
Total	1,000	626817,775	1,000	626817,775
Total aliran	626817,775		626817,775	

A.9. HRSG (Heat Recovery Steam Generator) (E-320)

Massa *flue gas* masuk HRSG = Massa *flue gas* keluar *gas turbine* = Massa *flue gas* keluar HRSG

Massa BFW masuk HRSG = Massa *steam* keluar HRSG



Keterangan :

Aliran <35> = *hot flue gas* masuk HRSG

Aliran <45> = air demin masuk HRSG

Aliran <46> = *flue gas* keluar HRSG

Aliran <32> = *steam* keluar HRSG

Tabel A.14 Neraca Massa HRSG Arus Masuk

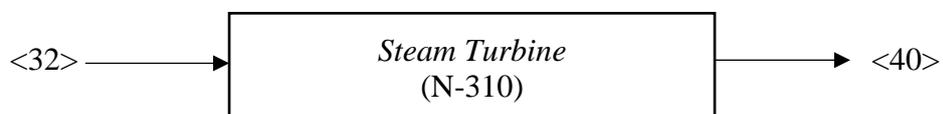
Komponen	Masuk			
	<45>		<35>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0006
N ₂	0,00	0,00	0,75	470218,418
H ₂	0,00	0,00	0,00	2,5757
O ₂	0,00	0,00	0,20	126501,7946
CO	0,00	0,00	0,00	15,7427
CO ₂	0,00	0,00	0,03	21449,2603
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H ₂ O	1,00	158000,00	0,01	8629,9124
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,0703
Total	1,00	158000,00	1,00	626817,775
Total Aliran	784817,7746			

Tabel A.15 Neraca Massa HRSG Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<32>		<46>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0006
N ₂	0,00	0,00	0,75	470218,418
H ₂	0,00	0,00	0,00	2,5757
O ₂	0,00	0,00	0,20	126501,7946
CO	0,00	0,00	0,00	15,7427
CO ₂	0,00	0,00	0,03	21449,2603
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H ₂ O	1,00	158000,00	0,01	8629,9124
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,0703
Total	1,00	158000,00	1,00	626817,775
Total Aliran	784817,7746			

A.10. Steam Turbine (N-310)

Massa *steam* masuk *steam turbine* = Massa *steam* keluar HRSG = Massa *steam* keluar *steam turbine*



Keterangan :

Aliran <32> = *Steam* masuk turbin

Aliran <40> = *Steam* sisa keluar turbin

Tabel A.16 Neraca Massa *Gas Turbine*

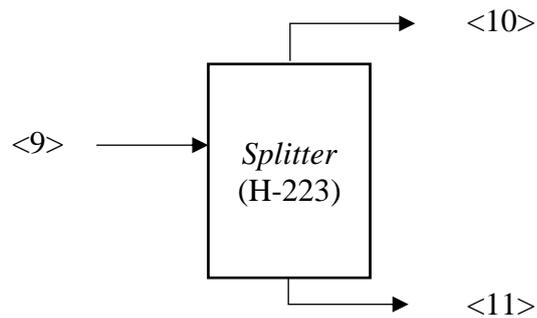
Komponen	Masuk		Keluar	
	<32>		<40>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
O ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	1,000	158000,000	1,000	158000,000
CH ₄	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	158000,000	1,000	158000,000
Total aliran	158000,000		158000,000	

A.11. Splitter (H-223)

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

Massa udara aliran <10> = kebutuhan udara pada *combustion chamber*

Massa udara aliran <11> = kebutuhan udara pada *gasifier*



Keterangan :

Aliran <9> = Udara masuk

Aliran <10> = Udara untuk kompressor *combustion chamber*

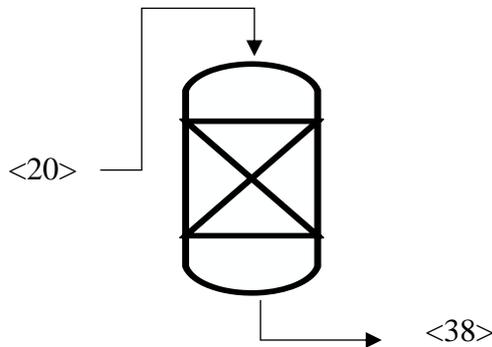
Aliran <11> = Udara untuk kompressor *gasifier*

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

Komponen	Masuk		Keluar			
	<9>		<10>		<11>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,7670	470218,4	0,7670	361184,8	0,7670	109033,5982
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O ₂	0,2330	142845,2	0,2330	109721,1	0,2330	33124,1311
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	613063,6	1,0000	470905,89	1,0000	142157,7293
Total Aliran	613063,6		613063,6			

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

Massa air masuk *carbon filter* = Massa BFW = Massa air keluar *carbon filter*



Keterangan :

Aliran <20> = Air Masuk tangki *Carbon Filter*

Aliran <38> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

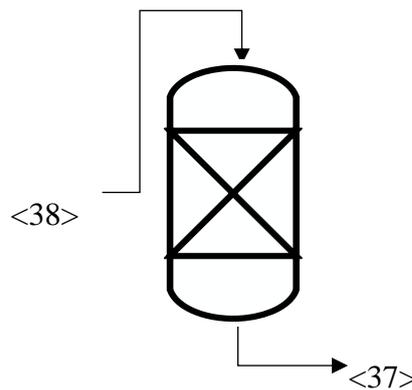
Tabel A.18 Neraca Massa Reaktor *Carbon Filter* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<20>		<38>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000

Komponen	Masuk		Keluar	
	0		0	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
H ₂ O	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

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

Massa air masuk *cation exchanger* = Massa air keluar *cation exchanger*



Keterangan :

Aliran <38> = Air Masuk reaktor *Cation Exchanger*

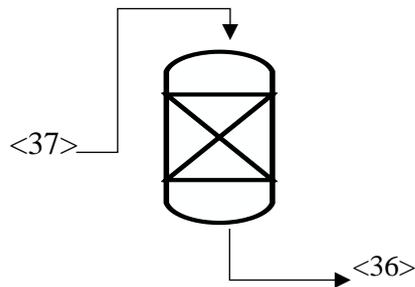
Aliran <37> = Air keluar *Cation Exchanger*

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

Komponen	Masuk		Keluar	
	<38>		<37>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	0,00	0,000	0,00	0,000
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

A.14. Tangki Reaktor *Anion Exchanger* /Unit *Demin Water* (R-430)

Massa air masuk *anion exchanger* = Massa air keluar *anion exchanger*



Keterangan :

Aliran <37> = Air Masuk reaktor *AnionExchanger*

Aliran <36> = Air keluar *Anion Exchanger*

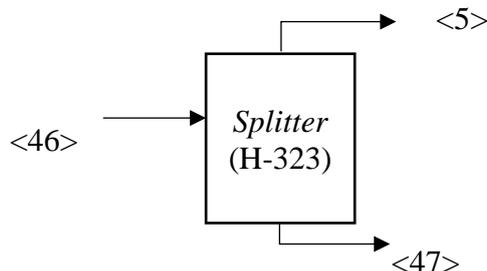
Tabel A.20 Neraca Massa Reaktor *Anion Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<37>		<36>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	0,00	0,000	0,00	0,000
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

A.15. Splitter (H-323)

Membagi udara menuju *fluidized bed dryer* dan *flue gas* keluar.

Massa *flue gas* aliran <5> = kebutuhan *flue gas* untuk mengeringkan *bagasse*



Keterangan:

Aliran <46> = *flue gas* masuk

Aliran <5> = *flue gas* masuk ke *fluidized bed dryer*

Aliran <47> = *flue gas* keluar

Tabel A.21 Neraca Massa *Splitter* Arus Masuk dan Keluar

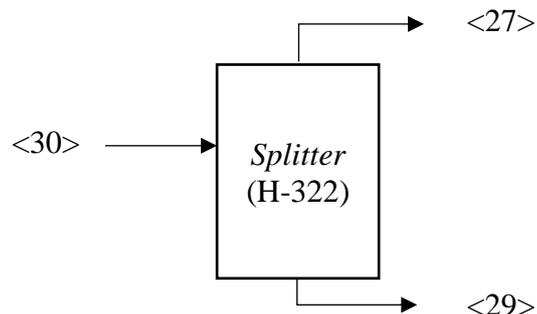
Komponen	Masuk		Keluar			
	<46>		<5>		<47>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0006	0,0000	0,0002	0,0000	0,0004
N ₂	0,7502	470218,4181	0,7502	162666,3215	0,7502	307552,0966
H ₂	0,0000	2,5757	0,0000	0,8910	0,0000	1,6846
O ₂	0,2018	126501,7946	0,2018	43761,7516	0,2018	82740,0430
CO	0,0000	15,7427	0,0000	5,4460	0,0000	10,2967
CO ₂	0,0342	21449,2603	0,0342	7420,1097	0,0342	14029,1505
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0138	8629,9124	0,0138	2985,4129	0,0138	5644,4996
CH ₄	0,0000	0,0703	0,0000	0,0243	0,0000	0,0460
Total	1,0000	626817,7746	1,0000	216839,96	1,0000	409977,8174
Total Aliran	626817,8		626817,7746			

A.16. Splitter (H-322)

Membagi air menuju *wet electrostatic presipitator* dan HRSG.

Massa air aliran <27> = kebutuhan air untuk membersihkan tar di *wet ESP*

Massa air aliran <29> = kebutuhan air untuk BFW



Keterangan :

Aliran <30> = air masuk

Aliran <27> = air masuk ke *wet electrostatic presipitator*

Aliran <29> = air masuk ke HRSG

Tabel A.21 Neraca Massa *Splitter* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<30>		<27>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	1,0000	158100,0000	1,0000	100,058	1,0000	158000
CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	158100,000	1,0000	100,06	1,0000	158000
Total Aliran	158100,0		158100,0000			

APPENDIKS A NERACA MASSA OFF SEASON

Keterangan

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200 ton/hari
Kapasitas ampas tebu	:	2160 ton/hari
Ampas tebu total yang diolah sebanyak 30% dari massa tebu (19% selama <i>off season</i>)	:	25200 kg/jam
	:	7,00 kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	120 hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24 jam
Basis perhitungan	:	1 jam
Asumsi	:	Tidak ada massa yang hilang
Satuan Massa	:	kg

maka : neraca massa total :

$$\text{Akumulasi} = \text{in} - \text{out}$$

$$\text{akumulasi} = 0 \text{ (sistem } \textit{continue} \text{)}$$

Komposisi

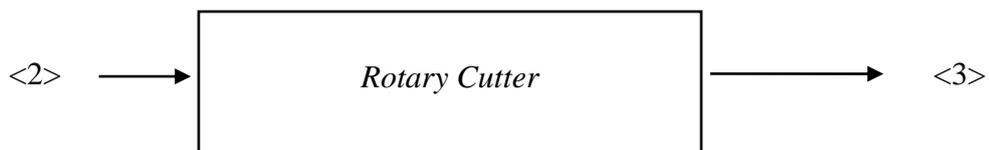
#

Tabel A.1 Komposisi *Wet Bagasse*

Komponen	% Berat	Massa (kg)
C	0,2325	5859,0000
H ₂	0,0325	819,0000
O ₂	0,2300	5796,0000
Ash	0,0050	126,0000
H ₂ O	0,5000	12600,0000
Total	1,0000	25200,000

A.1. Rotary Cutter (C-120)

Massa *Wet Bagasse* masuk = Massa *Wet Bagasse* keluar



Keterangan :

Aliran <2> = *Wet Bagasse* sebelum dihaluskan.

Aliran <3> = *Wet Bagasse* setelah dihaluskan.

Tabel A.2 Neraca Massa Rotary Cutter

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2325	5859,00	0,2325	5859,00
N ₂	0,0000	0,00	0,0000	0,00
H ₂	0,0325	819,00	0,0325	819,00
O ₂	0,2300	5796,00	0,2300	5796,00
CO	0,0000	0,00	0,0000	0,00
CO ₂	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Ash	0,0050	126,00	0,0050	126,00
H ₂ O	0,5000	12600,00	0,5000	12600,00
CH ₄	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Total	1,0000	25200,000	1,0000	25200,000

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

Moisture Content Bagasse yang awalnya sebesar 50% berkurang menjadi 5%.

Perhitungan aliran <4>:

Massa *wet bagasse* masuk dryer = Massa *wet bagasse* keluar *cutter*

Perhitungan aliran <5>:

Massa *flue gas* masuk dryer = Massa *flue gas* keluar HRSG

Perhitungan aliran <6>:

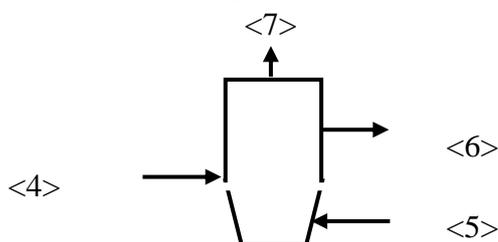
Asumsi 2% *bagasse* akan terbawa ke cyclone, maka:

Massa *bagasse* aliran <6> = 98% x Massa *bagasse* aliran <4>

Perhitungan aliran <7>:

Flue gas keluar dryer akan membawa 2% *bagasse*, sehingga:

Massa *flue gas* aliran <7> = Massa *flue gas* aliran <5> + 2% x Massa *bagasse* aliran <4>



Keterangan :

Aliran <4> = *Wet Bagasse* sebelum proses pengeringan.

Aliran <5> = *Flue gas* masuk.

Aliran <7> = *Flue gas* keluar.

Aliran <6> = *Dry Bagasse* setelah proses pengeringan.

Tabel A.3 Neraca Massa *Fluidized bed Dryer* Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<4>		<5>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2325	5859,00	0,0000	0,0006
N ₂	0,0000	0,00	0,7502	470218,4181
H ₂	0,0325	819,00	0,0000	2,5757
O ₂	0,2300	5796,00	0,2018	126501,7946
CO	0,0000	0,00	0,0000	15,7427
CO ₂	0,0000	0,00	0,0342	21449,2603
Ash	0,0050	126,00	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,5000	12600,00	0,0138	8629,9124
CH ₄	0,0000	0,00	0,0000	0,0703
Total	1,0000	25200,00	1,0000	626817,7746
Total Aliran	652017,7746			

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

Komponen	Keluar			
	<7>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0002	117,18	0,4219	5741,8200
N ₂	0,7365	470218,42	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	18,96	0,0590	802,6200
O ₂	0,1983	126617,71	0,4174	5680,0800
CO	0,0000	15,74	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0336	21449,26	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	2,52	0,0091	123,4800
H ₂ O	0,0313	19969,91	0,0926	1260,0000
CH ₄	0,0000	0,0703	0,0000	0,0000
Total	1,0000	638409,77	1,0000	13608,0000
Total Aliran	652017,7746			

A.3. Cyclone (H-132)

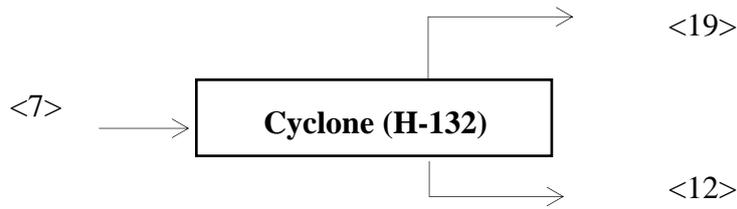
2% *bagasse* keluar *dryer* akan masuk ke dalam *cyclone*

Perhitungan aliran <12>

Massa *bagasse* keluar *cyclone* aliran <12> = 2% x massa aliran <6>

Perhitungan aliran <19>

Massa *flue gas* keluar *cyclone* aliran <19> = Massa *flue gas* masuk *cyclone* aliran <7> - *bagasse* keluar *cyclone* aliran <12>



Keterangan :

Aliran <7> = *Flue gas* yang membawa sebagian kecil bagasse (keluar *fluidized bed dryer*).

Aliran <19> = *Flue Gas* keluaran *Cyclone*.

Aliran <12> = Bagasse keluaran *Cyclone*.

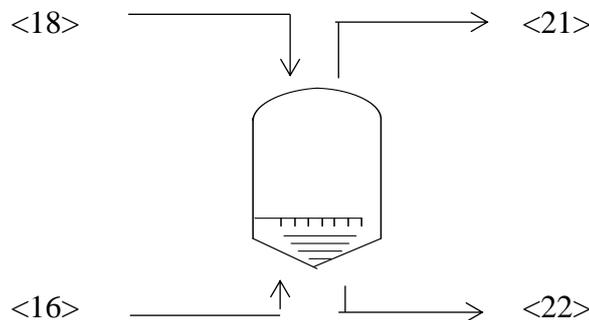
Asumsi Bagasse yang terikut udara pengering keluar *dryer* = 2%

= 277,71 kg

Tabel A.5 Neraca Massa Cyclone Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<7>		<19>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0002	117,18	0,0000	2,34	0,4219	114,8364
N ₂	0,7365	470218,42	0,7369	470218,42	0,0000	0
H ₂	0,0000	18,96	0,0000	2,90	0,0590	16,0524
O ₂	0,1983	126617,71	0,1982	126504,11	0,4174	113,6016
CO	0,0000	15,74	0,0000	15,74	0,0000	0
CO ₂	0,0336	21449,26	0,0336	21449,26	0,0000	0
Ash	0,0000	2,52	0,0000	0,05	0,0091	2,4696
H ₂ O	0,0313	19969,91	0,0313	19944,71	0,0926	25,2
CH ₄	0,0000	0,07	0,0000	0,07	0,0000	0
Total	1,0000	638409,77	1,0000	638137,61	1,0000	272,1600
Total Aliran	638409,77		638409,8			

A.4. Gasifier (R-120)



Keterangan :

Aliran <18> = Bagasse kering

Aliran <16> = Udara masuk.

Aliran <21> = *Syn gas* keluar.

Aliran <22> = *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

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

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

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

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

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

Reaksi <1>



Konstanta	Komponen			Δ
	C	O ₂	CO	
A	1,771	3,639	3,376	-0,2145
10 ³ B	0,771	0,506	0,557	-0,467

10^6 C				0
10^{-5} D	-0,867	-0,227	-0,031	0,9495

Parameter	Komponen			Δ
	C	O ₂	CO	
$\Delta^{\circ}Hf_{298}$			-110525	-110525
$\Delta^{\circ}Gf_{298}$			-137169	-137169

Temperatur Operasi Gasifier

$$\text{Data } T = 1400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1673,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_0 = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\tau = 5,6118$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^{\circ} / R) (dT / T) = -0,495$$

$$\int (\Delta C_p^{\circ} / R) dT = -666,13$$

$$R = 8,3140 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta G^{\circ} / RT = -18,597$$

$$\ln K = 18,5972$$

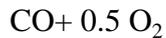
$$K = 119305038,6$$

Perhitungan Konversi Maksimum

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

$$X_{ae} = 0,99999999$$

Reaksi <2>



Konstanta	Komponen			Δ
	CO	O ₂	CO ₂	
A	3,376	3,47	5,457	0,346
10^3 B	0,557	1,45	1,045	-0,237
10^6 C				0
10^{-5} D	-0,031	0,121	-1,557	-1,5865

Parameter	Komponen			Δ
	C	O ₂	CO ₂	
$\Delta^{\circ}Hf_{298}$			-110525	-110525
$\Delta^{\circ}Gf_{298}$			-137169	-137169

Temperatur Operasi Gasifier

$$\text{Data } T = 1400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1673,2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_0 = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\tau = 5,6118$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) (dT / T) = -0,5931$$

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) dT = -282,74$$

$$R = 8,3140 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta G^\circ / RT = -18,27$$

$$\ln K = 18,27$$

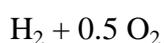
$$K = 86008460,86$$

Perhitungan Konversi Maksimum

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

$$X_{ae} = 0,999999999$$

Reaksi <3>



Konstanta	Komponen			Δ
	H ₂	O ₂	H ₂ O	
A	3,249	3,639	3,47	-1,5985
10 ³ B	0,422	0,506	1,45	0,775
10 ⁶ C				0
10 ⁻⁵ D	0,083	-0,227	0,121	0,1515

Parameter	Komponen			Δ
	H ₂	O ₂	H ₂ O	
$\Delta^\circ H_{f,298}$			-241818	-241818
$\Delta^\circ G_{f,298}$			-228572	-228572

Temperatur Operasi Gasifier

$$\text{Data } T = 1400 \text{ }^\circ\text{C} = 1673,2 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$T_0 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\tau = 5,6118$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) (dT / T) = -1,6091$$

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) dT = -1105,8$$

$$R = 8,3140 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta G^\circ / RT = -11,092$$

$$\ln K = 11,092$$

$$K = 65641,10455$$

Perhitungan Konversi Maksimum

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

$$X_{ae} = 0,99998477$$

Reaksi <1>

Asumsi : Konversi C : 0,99 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	C	+	0.5O ₂	<--->	CO	
mula :	488,1					kgmol
bereaksi :	483,2		241,58708		483,2	kgmol
sisa :	4,9				483,2	kgmol

Reaksi <2>

Asumsi : Konversi C : 0,99 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	CO	+	0.5O ₂	<--->	CO ₂	
mula :	483,2					kgmol
bereaksi :	478,3		239,17121		478,3	kgmol
sisa :	4,8				478,3	kgmol

Reaksi <3>

Asumsi : Konversi H₂ : 0,99 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	H ₂	+	0.5 O ₂	<--->	H ₂ O	
mula :	409,3					kgmol
bereaksi :	405,2		202,62142		405,2	kgmol
sisa :	4,093				405,2	kgmol

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

Kebutuhan O₂ teoritis diperoleh dari ketiga reaksi = 683,38 kgmol

$$\% \text{ excess} = \frac{\text{O}_2 \text{ masuk} - \text{O}_2 \text{ teoritis}}{\text{O}_2 \text{ teoritis}} \times 100\% \quad , \text{ digunakan } 15\% \text{ excess O}_2$$

$$\text{O}_2 \text{ masuk} = 1035,1 \text{ kgmol}$$

$$\text{Excess O}_2 = 532,8 \text{ kgmol}$$

$$\text{Total Udara} = 4929,2 \text{ kgmol} \quad (21\% \text{ O}_2 \text{ \& } 79\% \text{ N}_2)$$

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.

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

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

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

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

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

sumber : Smith Van Ness, pages 490

Reaksi <4>



Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10} K = 2$$

$$K = 100$$

sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31

$$X_{ae} = 0,9901$$

Reaksi <5>



Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10} K = 2$$

$$K = 100$$

sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31

$$X_{ae} = 0,9901$$

Reaksi <6>



Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10} K = 0,2$$

$$K = 1,6$$

sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31

$$X_{ae} = 0,6131$$

Reaksi <7>

Pada T = 1400 °C

diperoleh

$$\log_{10}K = 2$$

$$K = 100$$

sumber : Handbook of Alternative Fuel Technology, pages 31

$$X_{ae} = 0,9901$$

Reaksi <4>

Asumsi : Konversi : 0,90 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	C	+	CO ₂	⟨---⟩	2CO	
mula :	4,88		478,342			kgmol
bereaksi :	4,39		4,39		8,78	kgmol
sisa :	0,488		473,950		8,78	kgmol

Reaksi <5>

Asumsi : Konversi : 0,9 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	C	+	H ₂ O	⟨---⟩	CO	+	H ₂	
mula :	0,488		476,64					kgmol
bereaksi :	0,4392		0,4392		0,439		0,4	kgmol
sisa :	0,049		476,20		0,439		0,4	kgmol

Reaksi <6>

Asumsi : Konversi : 0,6 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	CO	+	H ₂ O	⟨---⟩	CO ₂	+	H ₂	
mula :	14,06		476,20					kgmol
bereaksi :	8,43		8,43		8,4		8,43	kgmol
sisa :	5,62		467,77		8,4		8,4	kgmol

Reaksi <7>

Asumsi : Konversi : 0,9 (ditetapkan berdasarkan konversi maksimum)

Stoikiometri :	C	+	2H ₂	⟨---⟩	CH ₄	
mula :	0,049		12,966			kgmol
bereaksi :	0,0439		0,0878		0,0	kgmol
sisa :	0,0049		12,878		0,0	kgmol

Tabel A.6 Neraca Massa Gasifier Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<18>		<16>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,4219	5856,6564	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,7670	109033,5982
H ₂	0,0590	818,6724	0,0000	0,0000
O ₂	0,4174	5793,6816	0,2330	33124,1311
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0091	125,9496	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0926	1285,2000	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	13880,1600	1,0000	142157,7293
Total Aliran	156037,889			

Tabel A.7 Neraca Massa Gasifier Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,0000	0,0000
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,0000	0,0000
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	1,0000	125,9496
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	125,9496
Total Aliran	156037,889			

A.5. Syngas Cooler (E-212)

Perhitungan aliran <21>

Massa syngas masuk syngas cooler = Massa syngas keluar gasifier

Perhitungan aliran <21>

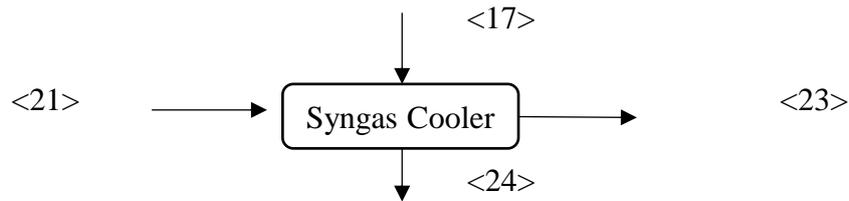
Massa syngas keluar syngas cooler = Massa syngas masuk syngas cooler

Perhitungan aliran <17>

Massa PA masuk syngas cooler = kebutuhan massa PA pada Combustion Chamber

Perhitungan aliran <24>

Massa PA keluar *syngas cooler* = Massa PA masuk *syngas cooler*



Keterangan :

Aliran <17> = *Process Air* masuk.

Aliran <24> = *Process Air* keluar.

Aliran <21> = *Syngas* masuk.

Aliran <23> = *Syngas* keluar.

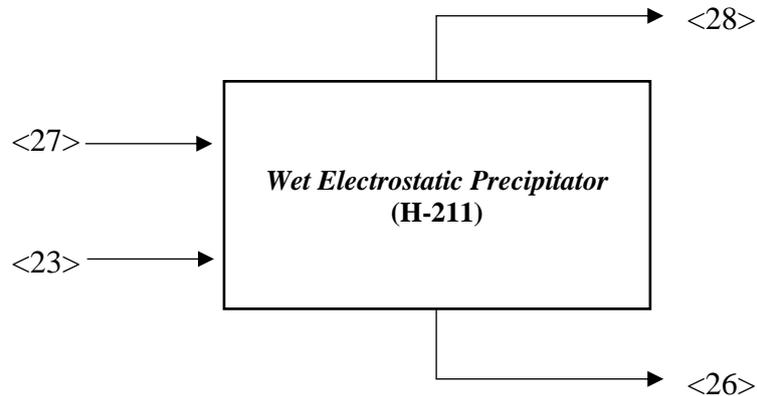
Tabel A.8 Neraca Massa Syngas Cooler Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<21>		<17>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,7670	361184,8199
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,2330	109721,0731
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	470905,8929
Total Aliran	626817,8326			

Tabel A.9 Neraca Massa Syngas Cooler Arus Keluar

Komponen	Masuk			
	<23>		<24>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0586	0,0000	0,0000
N ₂	0,6993	109033,5982	0,7670	361184,8199
H ₂	0,0002	25,7567	0,0000	0,0000
O ₂	0,1094	17049,6622	0,2330	109721,0731
CO	0,0010	157,4269	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1361	21224,8742	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0540	8419,8601	0,0000	0,0000
CH ₄	0,0000	0,7028	0,0000	0,0000
Total	1,0000	155911,9397	1,0000	470905,8929
Total Aliran	626817,8326			

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



Keterangan :

Aliran <27> = *Demin Water*

Aliran <23> = *Syn gas yang mengandung Tar*

Aliran <28> = *Syn gas keluar Electrostatic Precipitator*

Aliran <26> = *Demin Water yang mengandung Tar keluar Electrostatic Precipitator*

Asumsi :

Efisiensi *Electrostatic Precipitator* = 99%

Air yang dibutuhkan untuk spray ESP = 100 L/jam

Perhitungan aliran <27>

Massa air yang dibutuhkan = $\rho \text{ air} \times V \text{ air}$, $\rho \text{ air} = 1000 \text{ kg/m}^3$

Perhitungan aliran <23>

Syngas masuk *wet ESP* = *syngas* keluar *syngas cooler*

Perhitungan aliran <26>

Air keluar *wet ESP* membawa 99% tar yang terkandung pada *syngas* aliran <23>

Perhitungan aliran <28>

Clean Syngas keluar *wet ESP* = *Syngas* masuk - 99% tar

Tabel A.10 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Masuk

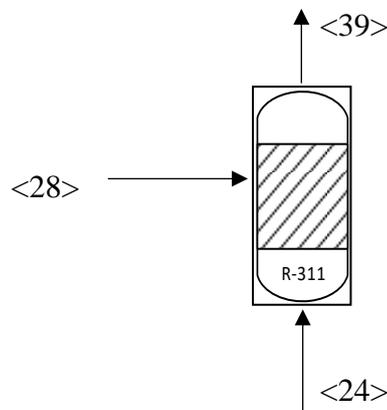
Komponen	Masuk			
	<27>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,00	0,000	0,06
N ₂	0,000	0,00	0,699	109033,60

Komponen	Masuk			
	<27>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
H ₂	0,000	0,00	0,000	25,76
O ₂	0,000	0,00	0,109	17049,66
CO	0,000	0,00	0,001	157,43
CO ₂	0,000	0,00	0,136	21224,87
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	1,000	100,00	0,054	8419,86
CH ₄	0,000	0,00	0,000	0,70
Total	1,000	100,00	1,000	155911,94
Total Aliran	156011,9397			

Tabel A.11 Neraca Massa *Wet Electrostatic Precipitator* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<28>		<26>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,001	0,06
N ₂	0,699	109033,60	0,000	0,00
H ₂	0,000	25,76	0,000	0,00
O ₂	0,109	17049,66	0,000	0,00
CO	0,001	157,43	0,000	0,00
CO ₂	0,136	21224,87	0,000	0,00
Ash	0,000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	0,054	8419,86	0,999	100,00
CH ₄	0,000	0,70	0,000	0,00
Total	1,00	155911,88	1,00	100,06
Total Aliran	156011,94			

A.7. Combustion Chamber (R-311)



Keterangan :

Aliran <28> = *Syn gas* masuk

Aliran <24> = Udara masuk

Aliran <39> = *flue gas* keluar

Konversi maks. : 90%
 Stoikiometri : $H_2 + 1/2 O_2 \rightleftharpoons H_2O$
 mula : 12,88 3961,585 kgmol
 bereaksi : 11,59 5,80 11,59 kgmol
 sisa : 1,288 3955,790 11,59 kgmol

Konversi maks. : 90%
 Stoikiometri : $CO + 1/2 O_2 \rightleftharpoons CO_2$
 mula : 5,62 3955,790 kgmol
 bereaksi : 5,06 2,53 5,06 kgmol
 sisa : 0,562 3953,260 5,06 kgmol

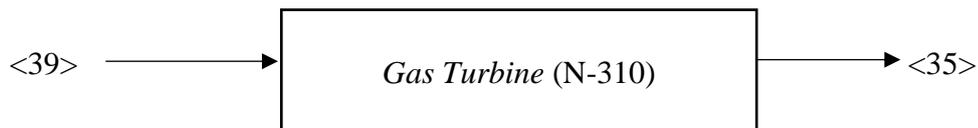
Konversi maks. : 90%
 Stoikiometri : $CH_4 + 2 O_2 \rightleftharpoons CO_2 + 2 H_2O$
 mula : 0,04 3953,260 kgmol
 bereaksi : 0,04 0,08 0,04 0,1 kgmol
 sisa : 0,004 3953,181 0,04 0,1 kgmol

Tabel A.12 Neraca Massa *Combustion Chamber*

Komponen	Masuk				Keluar	
	<28>		<24>		<39>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,001
N ₂	0,699	109033,598	0,767	361184,82	0,750	470218,42
H ₂	0,000	25,757	0,000	0,000	0,000	2,576
O ₂	0,109	17049,662	0,233	109721,073	0,202	126501,795
CO	0,001	157,427	0,000	0,000	0,000	15,743
CO ₂	0,136	21224,874	0,000	0,000	0,034	21449,260
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,054	8419,860	0,000	0,000	0,014	8629,912
CH ₄	0,000	0,703	0,000	0,000	0,000	0,070
Total	1,000	155911,88	1,000	470905,89	1,000	626817,77
Total aliran	626817,77				626817,77	

A.8. Gas Turbine (N-310)

Massa *flue gas* masuk *gas turbine* = Massa *flue gas* keluar *gas turbine*



Keterangan :

Aliran <39> = *Flue gas* masuk

Aliran <35> = *Flue gas* keluar

Tabel A.13 Neraca Massa Gas Turbine

Komponen	Masuk		Keluar	
	<39>		<35>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,001	0,000	0,001
N ₂	0,750	470218,418	0,750	470218,418
H ₂	0,000	2,576	0,000	2,576
O ₂	0,202	126501,795	0,202	126501,795
CO	0,000	15,743	0,000	15,743
CO ₂	0,034	21449,260	0,034	21449,260
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	0,014	8629,912	0,014	8629,912
CH ₄	0,000	0,070	0,000	0,070
Total	1,000	626817,775	1,000	626817,775
Total aliran	626817,775		626817,775	

A.9. HRSG (Heat Recovery Steam Generator) (E-320)

Massa *flue gas* masuk HRSG = Massa *flue gas* keluar gas turbine = Massa *flue gas* keluar HRSG

Massa BFW masuk HRSG = Massa *steam* keluar HRSG



Keterangan :

Aliran <35> = *hot flue gas* masuk HRSG

Aliran <46> = *flue gas* keluar HRSG

Aliran <45> = air demin masuk HRSG

Aliran <32> = *steam* keluar HRSG

Tabel A.14 Neraca Massa HRSG Arus Masuk

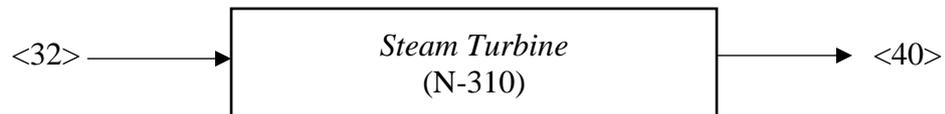
Komponen	Masuk			
	<45>		<35>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0006
N ₂	0,00	0,00	0,75	470218,418
H ₂	0,00	0,00	0,00	2,5757
O ₂	0,00	0,00	0,20	126501,7946
CO	0,00	0,00	0,00	15,7427
CO ₂	0,00	0,00	0,03	21449,2603
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H ₂ O	1,00	158000,00	0,01	8629,9124
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,0703
Total	1,00	158000,00	1,00	626817,775
Total Aliran	784817,7746			

Tabel A.15 Neraca Massa HRSG Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<32>		<46>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,00	0,00	0,0006
N ₂	0,00	0,00	0,75	470218,418
H ₂	0,00	0,00	0,00	2,5757
O ₂	0,00	0,00	0,20	126501,7946
CO	0,00	0,00	0,00	15,7427
CO ₂	0,00	0,00	0,03	21449,2603
Ash	0,00	0,00	0,00	0,0000
H ₂ O	1,00	158000,00	0,01	8629,9124
CH ₄	0,00	0,00	0,00	0,0703
Total	1,00	158000,00	1,00	626817,775
Total Aliran	784817,7746			

A.10. Steam Turbine (N-310)

Massa *steam* masuk *steam turbine* = Massa *steam* keluar HRSG = Massa *steam* keluar *steam turbine*



Keterangan :

Aliran <32> = *Steam* masuk turbin

Aliran <40> = *Steam* sisa keluar turbin

Tabel A.16 Neraca Massa Gas Turbine

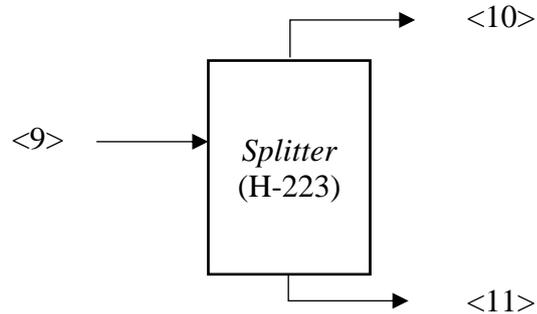
Komponen	Masuk		Keluar	
	<32>		<40>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,000	0,000	0,000	0,000
N ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
O ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
Ash	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	1,000	158000,000	1,000	158000,000
CH ₄	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	1,000	158000,000	1,000	158000,000
Total aliran	158000,000		158000,000	

A.11. Splitter (H-223)

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

Massa udara aliran <10> = kebutuhan udara pada *combustion chamber*

Massa udara aliran <11> = kebutuhan udara pada *gasifier*



Keterangan :

Aliran <9> = Udara masuk

Aliran <10> = Udara untuk kompresor *combustion chamber*

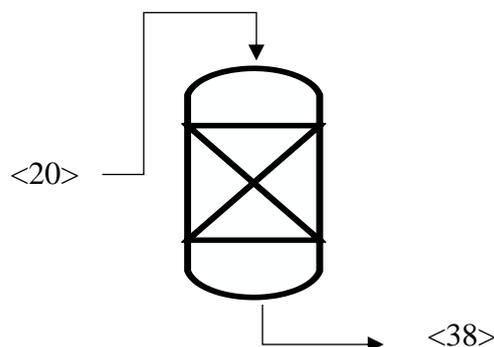
Aliran <11> = Udara untuk kompresor *gasifier*

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

Komponen	Masuk		Keluar			
	<9>		<10>		<11>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,7670	470218,4	0,7670	361184,8	0,7670	109033,5982
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O ₂	0,2330	142845,2	0,2330	109721,1	0,2330	33124,1311
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	613063,6	1,0000	470905,89	1,0000	142157,7293
Total Aliran	613063,6		613063,6222			

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

Massa air masuk *carbon filter* = Massa BFW = Massa air keluar *carbon filter*



Keterangan :

Aliran <20> = Air Masuk tangki *Carbon Filter*

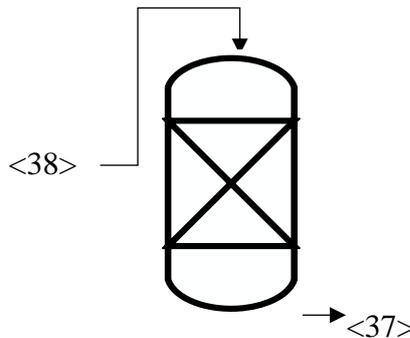
Aliran <38> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

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

Komponen	Masuk		Keluar	
	<20>		<38>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

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

Massa air masuk *cation exchanger* = Massa air keluar *cation exchanger*



Keterangan :

Aliran <38> = Air Masuk reaktor *Cation Exchanger*

Aliran <37> = Air keluar *Cation Exchanger*

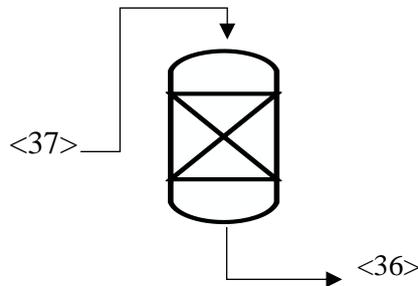
Tabel A.19 Neraca Massa Reaktor *Cation Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<38>		<37>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000

Komponen	Masuk		Keluar	
	<38>		<37>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	0,00	0,000	0,00	0,000
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

A.14. Tangki Reaktor *Anion Exchanger* /Unit *Demin Water* (R-430)

Massa air masuk *anion exchanger* = Massa air keluar *anion exchanger*



Keterangan :

Aliran <37> = Air Masuk reaktor *AnionExchanger*

Aliran <36> = Air keluar *Anion Exchanger*

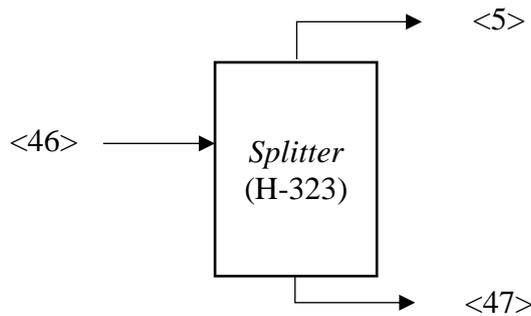
Tabel A.20 Neraca Massa Reaktor *Anion Exchanger* / Unit *Demin Water*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<37>		<36>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,00	0,000	0,00	0,000
N ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
O ₂	1,00	158100,000	1,00	158100,000
CO	0,00	0,000	0,00	0,000
CO ₂	0,00	0,000	0,00	0,000
Ash	0,00	0,000	0,00	0,000
H ₂ O	0,00	0,000	0,00	0,000
CH ₄	0,00	0,000	0,00	0,000
Total	1,00	158100,000	1,00	158100,000
Total aliran	158100,000		158100,000	

A.15. Splitter (H-323)

Membagi udara menuju *fluidized bed dryer* dan *flue gas* keluar.

Massa *flue gas* aliran <5> = kebutuhan *flue gas* untuk mengeringkan *bagasse*



Keterangan :

Aliran <46> = *flue gas masuk*

Aliran <5> = *flue gas masuk ke fluidized bed dryer*

Aliran <47> = *flue gas keluar*

Tabel A.21 Neraca Massa Splitter Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<46>		<5>		<47>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0006	0,0000	0,0002	0,0000	0,0004
N ₂	0,7502	470218,4181	0,7502	146153,2758	0,7502	324065,1423
H ₂	0,0000	2,5757	0,0000	0,8006	0,0000	1,7751
O ₂	0,2018	126501,7946	0,2018	39319,2843	0,2018	87182,5103
CO	0,0000	15,7427	0,0000	4,8931	0,0000	10,8495
CO ₂	0,0342	21449,2603	0,0342	6666,8585	0,0342	14782,4018
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0138	8629,9124	0,0138	2682,3491	0,0138	5947,5633
CH ₄	0,0000	0,0703	0,0000	0,0218	0,0000	0,0484
Total	1,0000	626817,775	1,0000	194827,48	1,0000	431990,2911
Total Aliran	626817,8		626817,8			

A.16. Kondenser (E-335)

Massa *steam* masuk = Massa *steam* keluar

Massa *cooling water* masuk = Massa *cooling water* keluar



Keterangan :

Aliran <34> = *Saturated steam* dari *Steam Turbine*

Aliran <42> = *Cooling water* masuk

Aliran <25> = *Cooling water* keluar

Aliran <15> = *Kondensat* menuju *HRSG*

Tabel A.22 Neraca Massa Kondenser Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<34>		<42>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,00	0,000	0,00
N ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
H ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
O ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
CO ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
Ash	0,0000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	1,0000	158000,00	1,000	132180,44
Total	1,0000	158000,00	1,000	132180,44
Total Aliran	290180,44			

Tabel A.23 Neraca Massa Kondenser Arus Keluar

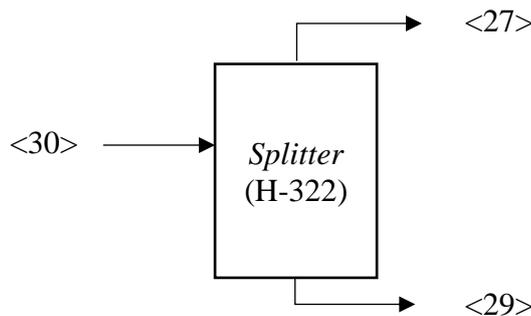
Komponen	Masuk			
	<15>		<25>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,00	0,000	0,00
N ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
H ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
O ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
CO ₂	0,0000	0,00	0,000	0,00
Ash	0,0000	0,00	0,000	0,00
H ₂ O	1,0000	158000,00	1,000	132180,44
Total	1,0000	158000,00	1,000	132180,44
Total Aliran	290180,44			

A.17. Splitter (H-322)

Membagi air menuju *wet electrostatic presipitator* dan HRSG.

Massa air aliran <27> = kebutuhan air untuk membersihkan tar di *wet ESP*

Massa air aliran <29> = kebutuhan air untuk BFW



Keterangan :

Aliran <30> = air masuk

Aliran <27> = air masuk ke *wet electrostatic presipitator*

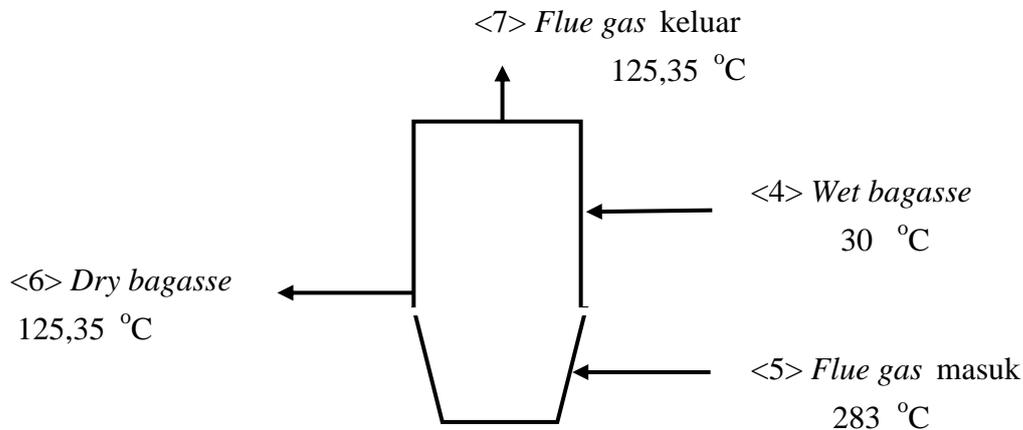
Aliran <29> = air masuk ke HRSG

Tabel A.21 Neraca Massa *Splitter* Arus Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<30>		<27>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	1,0000	158100,0000	1,0000	100,058	1,0000	158000
CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	158100,000	1,0000	100,06	1,0000	158000
Total Aliran	158100,0		158100,0000			

APPENDIKS B NERACA ENERGI ON SEASON

B.1. Fluidized Bed Dryer (B-130)



Suhu *flue gas* masuk = 283 °C

Menghitung Wet bulb temperature (T_w):

Saat nilai RH	= 70 %	(untuk daerah Gempolkrep)
Udara pada T_d	= 283 °C	dan <i>Humidity</i> (H) = 0,0188 kg H ₂ O/ kg dry air
T_w	= 80 °C	("Humidity Chart")
H _w	= 0,047	("Humidity Chart")

Keterangan :

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

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

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

Moisture Content : 5%

$X_{in} = (0.5 / (1 - 0.5)) = 1$ kg H₂O/ kg dry baggase

$X_{out} = (0.05/(1-0.05)) = 0,05$ kg H₂O/ kg dry baggase

$H_{in} = 0,0140$ kg H₂O/ kg *flue gas*

Laju alir dry baggase (F) = 12600 kg dry baggase/hr

Air yang terbawa *flue gas* = 11340,00 kg H₂O/hr

Menghitung Laju Alir *Flue Gas* (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 = $\frac{\ln T_G - T_w}{T_G - T_w}$ (Mc Cabe, 4ed hal 794)

$$1,5 = \ln \frac{283 - 80}{T_{G2} - 80}$$

$$T_{G2} = 125,35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung Humidity Flue Gas Keluar

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

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

$$H_{out} = \frac{12600,00}{216840} \times 0,95 + 0,014$$

$$H_{out} = 0,0690 \text{ kg H}_2\text{O/ kg flue gas}$$

Persamaan Neraca panas pada *fluidized bed dryer*

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

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

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

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

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

Keterangan :

$$\hat{H}_{gin} = \text{Enthalpi flue gas masuk (kJ / kg flue gas)}$$

$$\hat{H}_{gout} = \text{Enthalpi flue gas keluar (kJ / kg flue gas)}$$

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

$$\hat{H}_{sout} = \text{Enthalpi solid (baggase) keluar (kJ / kg dry solid)}$$

$$Q_h = \text{Laju panas input dari immersed tubes (0 kJ/kg)}$$

$$Q_w = \text{Laju heat loss dari dinding (0 kJ/kg)}$$

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

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

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

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

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

$$C_{pg} = \text{Specific heat flue gas (kJ/kg } ^\circ\text{C)}$$

$$C_1 = \text{Specific heat liquid H}_2\text{O (4.2 kJ/kg } ^\circ\text{C)}$$

$$\lambda_0 = \text{Panas laten udara (2406.9 kJ/kg)}$$

$$C_{pg} = 1,005 + 1,88 H \quad (\text{Geankoplis, Pers. 9.3-6 hal 562})$$

$$C_{pgin} = 1,005 + 1,88 \times 0,0188 = 1,0403 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{pgout} = 1,005 + 1,88 \times 0,0690 = 1,1347 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_{sin} = 1,07 + 1 \times 4,2 \times 30 = 158,1 \text{ kJ/kg dry solid}$$

$$\hat{H}_{sout} = 1,07 + 0,05 \times 4,2 \times 125,352 = 161,8 \text{ kJ/kg dry solid}$$

$$\begin{aligned} \hat{H}_{gin} &= 1,0403 + 0,01 \times 4,2 \times 283 + 0,01 \times 2406,90 \\ &= 344,88814 \text{ kJ/kg flue gas} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\hat{H}_{gout} &= 1,1347 + 0,07 \times 4,2 \times 125,4 + 0,07 \times 2406,90 \\ &= 344,671 \text{ kJ/kg flue gas}\end{aligned}$$

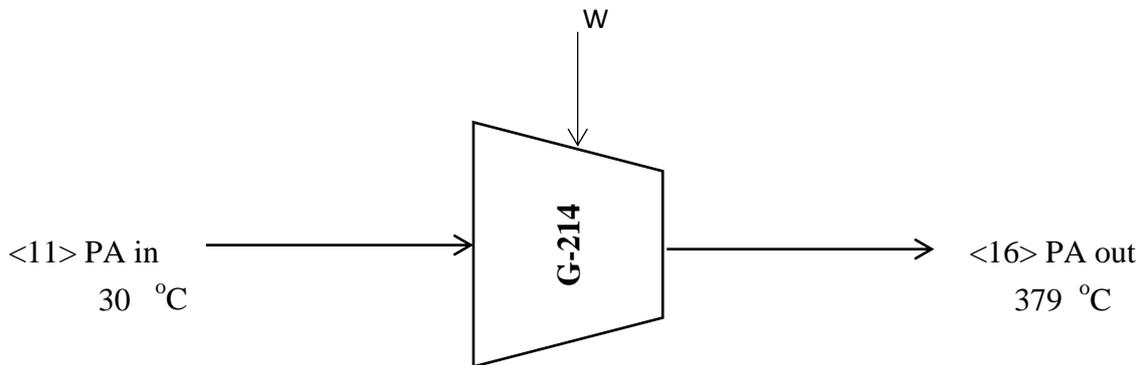
Persamaan Neraca Energi

$$\begin{aligned}F \hat{H}_{sin} + G \hat{H}_{gin} + Q_h &= F \hat{H}_{sout} + G \hat{H}_{gout} + Q_w \\ 12600 \times 158,10 + G \times 344,89 &= 12600 \times 161,84 + G \times 344,67 \\ 0,217 G &= 47070,3 \\ G &= 216839,96 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel B.1 Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<4>	1992060,0000	<6>	2039130,3014
<5>	74785529,024	<7>	74738458,72
Total	76777589,024	Total	76777589,02

B.2. Compressor (G-214)



$$P_{in} = 1,2 \text{ bar} \quad P_{out} = 30 \text{ bar}$$

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

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

$$P_{ref} = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi	Massa	Kgmol	Fraksi mol
N ₂	0,767	109033,6	3894	0,79
O ₂	0,233	33124,131	1035	0,21
Total	1,000	142157,73	4929	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
N ₂	3,28	0,000593	0	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H ^{ig}	H ^{ig} *Fraksi
N ₂	29,120	145,601	115,024
O ₂	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	H ^R /RT _c
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 x fraksi
N ₂	-5,339
O ₂	-1,854
Total	-7,19279 J/gmol

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H^{ig} + H^R \\
 &= 145,927 + -7,19279 \\
 &= 683848965 \text{ J} \\
 &= 683849 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

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	(Cp ^{ig}) _s /R	ΔS^{ig}	ΔS^{ig} x fraksi
N ₂	3,503	-0,924	-0,730
O ₂	3,540	-0,919	-0,193
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -4549896,214 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran input

Komponen	S^R	$S^R \times \text{fraksi}$
N ₂	-0,049	-0,039
O ₂	-0,046	-0,010
Total		-0,048

$$S^R = -237275,1914 \text{ J/K}$$

$$S_{in} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

karena isentropis sehingga nilai entropi keluar sama dengan entropi masuk

$$S_{out} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

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}

$$T_{out} = 463 \text{ } ^\circ\text{C} = 736 \text{ K (goal seek)}$$

$$\tau = 2,4693$$

i. Menghitung ΔS^{ig} pada aliran output

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	ΔS^{ig}	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N ₂	3,588	-1,204	-0,951
O ₂	3,766	0,133	0,028
Total			-0,923

$$\Delta S_{ig} = -4549896,215 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran output

Komponen	S^R	$S^R \times \text{fraksi}$
N ₂	-0,049	-0,04
O ₂	-0,046	-0,01
Total		-0,05

$$S^R = -237275,1914 \text{ J/K}$$

$$S_{out} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

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

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
N ₂	3,28	0,000593	0	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H ^{ig}	H ^{ig} x fraksi
N ₂	29,971	13129,485	10372,293
O ₂	31,571	13830,107	2904,322
Total			13276,616

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	B ₀	B ₁	dB ₀ /dTr	dB ₁ /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 x fraksi
N ₂	16,818
O ₂	-0,687
Total	16,131

J/gmol

$$\begin{aligned}
 H \text{ udara out} &= H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \\
 &= 13276,616 + 16,131 \\
 &= 6,552\text{E}+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

d. Kerja Kompresor

Asumsi: h = 80%

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{is}} &= H_{\text{out}} \\
 6,84\text{E}+08 + W_{\text{is}} &= 7\text{E}+10 \\
 W_{\text{is}} &= 6,484\text{E}+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{kompresor}} &= 5,187\text{E}+10 \text{ J} \\
 W_{\text{kompresor}} &= 51870859 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung T₂ sebenarnya

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{kompresor}} &= H_{\text{out}} \\
 6,84\text{E}+08 + 5,187\text{E}+10 &= H_{\text{out}} \\
 H_{\text{out}} &= 5,255\text{E}+10 \text{ Joule}
 \end{aligned}$$

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

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

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	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H ^{ig}	H ^{ig} x Fraksi
N ₂	29,784	10547,604	8332,607
O ₂	31,283	11078,659	2326,518
Total			10659,125

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	dB _o /dTr	dB ₁ /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 x fraksi
N ₂	6,608
O ₂	-3,789
Total	2,819

J/gmol

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Syn Gas out}} &= H^{ig} + H^R \\ &= 10659,125 + 2,819 \\ &= 52554708005 \text{ Joule} \\ &= 52554708 \text{ kJ} \end{aligned}$$

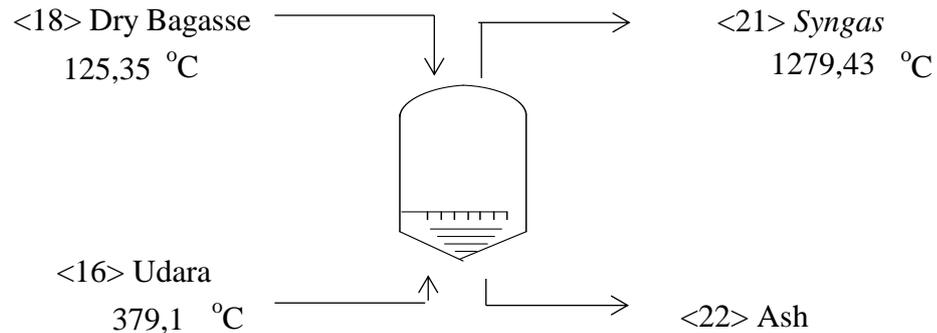
$$\text{Selisih} = 0$$

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)
<11>	683848,97	<16>	52554708,00
W	51870859,0397		
Total	52554708,00	Total	52554708,00

B.3. Gasifier (R-210)



a. Energi Masuk

i. Bagasse

$$T = 125,35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 399 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

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

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

Komponen	Massa (kg)	Kgmol	Fraksi mol
C	5856,656	488,05	0,424
N ₂	0,000	0	0,000
H ₂	818,672	409,34	0,355
O ₂	5793,682	181,05	0,157
CO	0,000	0	0,000
CO ₂	0,000	0	0,000
Ash	125,950	2,0992	0,002
H ₂ O	1285,200	71,4	0,062
CH ₄	0,000	0	0,000
Total	13880,160	1151,9	1,000

$$\text{Specific heat capacity bagasse} = 0,46 \text{ kJ/Kg.K}$$

$$m_{\text{bagasse}} = 13880,2 \text{ kg}$$

$$\text{Entalpi Bagasse} = 608809,027 \text{ kJ}$$

$$= 608809027 \text{ J}$$

ii. Udara

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

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

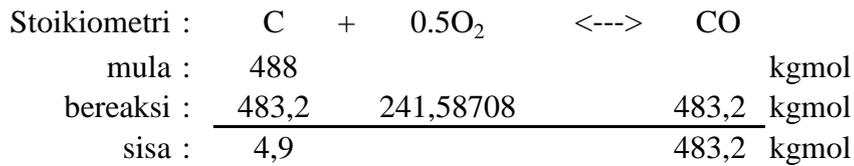
$$P = 30 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Energi (J)
Udara	1	4929,2	142157,73	52554708005

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H \text{ bagasse} + \Delta H \text{ udara} \\ &= 608809027 + 52554708005 \\ &= 53163517032 \text{ J} \end{aligned}$$

b. Energi Reaksi

Reaksi <1>

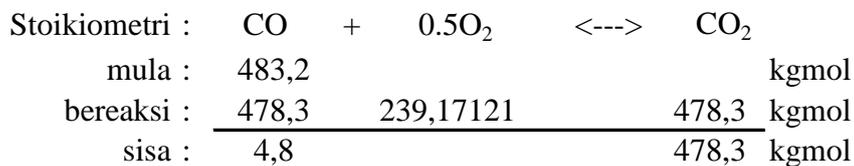


Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^* \text{mol}$
C	0	0
O ₂	0	0
CO	-110525	-5,34E+10
Total		-5,34E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 1}} = -5,340\text{E}+10 \text{ J}$$

Reaksi <2>

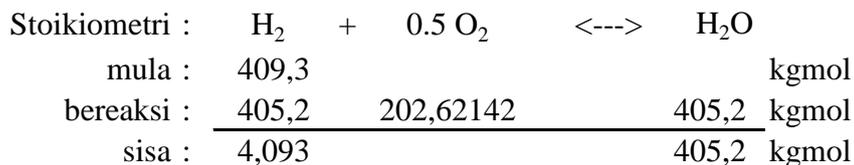


Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^* \text{mol}$
CO	-110525	-5,29E+10
O ₂	0	0
CO ₂	-393509	-1,88E+11
Total		-1,35E+11

$$\Delta H_{\text{Reaksi 2}} = -1,354\text{E}+11 \text{ J}$$

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	-241818	-9,8E+10
Total		-9,8E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 3}} = -9,800\text{E}+10 \text{ J}$$

Reaksi <4>

Stoikiometri :	C	+	CO ₂	<--->	2CO	
mula :	4,88		478,342			kgmol
bereaksi :	4,39		4,39		8,78	kgmol
sisanya :	0,488		473,950		8,78	kgmol

Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^*$ mol
C	0	0
CO ₂	-393509	-1,73E+09
CO	-110525	-9,71E+08
Total		7,58E+08

$$\Delta H_{\text{Reaksi 4}} = 7,58\text{E}+08 \text{ J}$$

Reaksi <5>

Stoikiometri :	C	+	H ₂ O	<--->	CO	+	H ₂	
mula :	0,488		476,64					kgmol
bereaksi :	0,4392		0,4392		0,439		0,4	kgmol
sisanya :	0,049		476,20		0,439		0,4	kgmol

Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^*$ mol
C	0	0
H ₂ O	-241818	-1,06E+08
CO	-110525	-48548021
H ₂	0	0
Total		5,77E+07

$$\Delta H_{\text{Reaksi 5}} = 5,77\text{E}+07 \text{ J}$$

Reaksi <6>

Stoikiometri :	CO	+	H ₂ O	<--->	CO ₂	+	H ₂	
mula :	14,06		476,20					kgmol
bereaksi :	8,43		8,43		8,4		8,43	kgmol
sisanya :	5,62		467,77		8,4		8,4	kgmol

Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^*$ mol
CO	-110525	-932122
H ₂ O	-241818	-2,04E+09
CO ₂	-393509	-3,32E+09
H ₂	0	0
Total		-1,28E+09

$$\Delta H_{\text{Reaksi 6}} = -1,28E+09 \text{ J}$$

Reaksi <7>

Stoikiometri :	C	+	2H ₂	<--->	CH ₄	
mula :	0,049		12,966			kgmol
bereaksi :	0,0439		0,0878		0,0	kgmol
sisanya :	0,0049		12,878		0,0	kgmol

Menghitung ΔH_{298}

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^*$ mol
C	0	0
H ₂	0	0
CH ₄	-74520	-3273285
Total		-3273285

$$\Delta H_{\text{Reaksi 8}} = -3273285,26 \text{ J}$$

$$\Delta H_{\text{Reaksi total}} = -2,87E+11 \text{ J}$$

c. Energi Keluar

i. Syn Gas

$$T = 1279 \text{ }^\circ\text{C} = 1552,6 \text{ K}$$

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

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

Komponen	dari gasifier		
	Fraksi mol	kgmol	massa (kg)
C	9,045E-07	0,0049	0,058566564
N ₂	0,7217148	3894,1	109033,5982
H ₂	0,0023868	12,878	25,7566932
O ₂	0,0987482	532,8	17049,66224
CO	0,001042	5,62	157,426924
CO ₂	0,0894038	482,38	21224,87419
H ₂ O	0,0866953	467,77	8419,860064
CH ₄	8,141E-06	0,0	0,702798768
Total	1	5395,6	155911,9397

$$t = 5,2074$$

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

Heat Capacities	A	B	C	D
C	1,771	0,0008	0	-86700
N ₂	3,28	0,0006	0	4000
H ₂	3,249	0,0004	0	8300
O ₂	3,639	0,0005	0	-22700
CO	3,376	0,0006	0	-3100
CO ₂	5,457	0,001	0	-1E+05
H ₂ O	3,47	0,0015	0	12100
CH ₄	1,702	0,0091	-2E-06	0

Komponen	(Cp)H	H ^{ig}	H ^{ig} x Fraksi
C	19,099	23957,924	0,0216711
N ₂	31,904	40021,456	28884,078
H ₂	30,408	38144,708	91,045339
O ₂	33,740	42324,401	4179,4576
CO	32,298	40515,274	42,218526
CO ₂	51,331	64391,535	5756,845
H ₂ O	40,222	50456,423	4374,336
CH ₄	66,250	83105,745	0,6765585
Total			43328,657 J/mol

$$\Delta H_{\text{Syn Gas out}} = 2,33782\text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\text{asumsi n} = 80\%$$

$$\Delta H_{\text{Syn Gas out}} = 1,87026\text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$Q_{\text{loss}} = 46756491544 \text{ Joule}$$

ii. Ash

$$T = 1279 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1552,6 \text{ K}$$

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

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

Komponen	Fraksi mol	kgmol	Massa (kg)
Ash	1	2,0992	125,9496
Total	1	2,0992	125,9496

Komponen	Cp	H ^{ig}	H ^{ig} x massa
Ash	1,7820458	2235	281555035 J/mol

$$\Delta H_{\text{Ash}} = 3\text{E}+08 \text{ Joule}$$

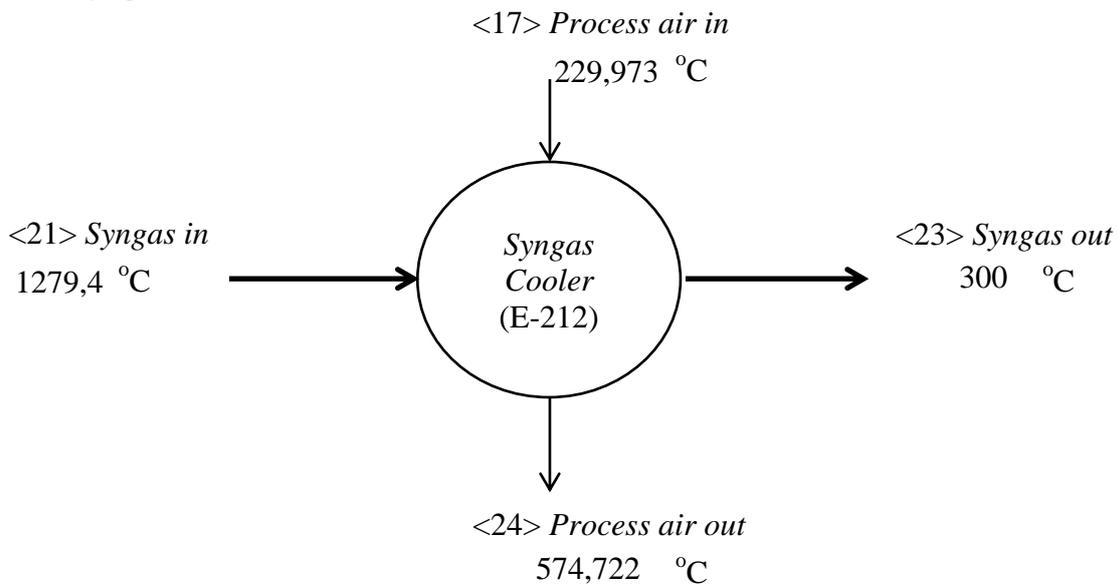
$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{out}} &= \Delta H_{\text{syngas}} + \Delta H_{\text{Ash}} + Q_{\text{loss}} \\ &= 1,87\text{E}+11 + 281555035 + 4,676\text{E}+10 \\ &= 2,34064\text{E}+11 \text{ Joule}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= \Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{Reaksi Total}} + \Delta H_{\text{out}} \\ &= 5,316\text{E}+10 + -2,87\text{E}+11 + 2,3406\text{E}+11 \\ &= 0,00\text{E}+00 \text{ Joule}\end{aligned}$$

Tabel B.3 Neraca Energi *Gasifier*

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<18>	53163517,0318	<21>	234064013
<16>	180900495,723		
Total	234064013	Total	234064013

B.4. Syngas Cooler (E-212)



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

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

$$T_{in} = 1279,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 1553 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
C	0,00	0,0008369
N ₂	0,70	1005,2779
H ₂	0,00	0,2239241
O ₂	0,11	166,43282
CO	0,14	197,72569
CO ₂	0,00	2,3359044
H ₂ O	0,05	97,407373
CH ₄	0,00	0,0133575
Total	1,00	1469,4179

kJ/Kg.C

Syngas out

$$T_{out} = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
C	0,00	0,000137
N ₂	0,70	202,7785
H ₂	0,00	0,046977
O ₂	0,11	33,07184
CO ₂	0,00	0,294705
CO	0,14	56,28792
H ₂ O	0,05	18,45791
CH ₄	0,00	0,001914
Total	1	310,9399

Process air in

$$T_{in} = 229,97 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
N ₂	0,767	164,98278
O ₂	0,233	51,955868
Total	1	216,93865

kJ/Kg

Process air out

$$T_{out} = 574,72 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
N ₂	0,767	454,3986
O ₂	0,233	146,0998
tot	1	600,4984

Energi Masuk

$$\begin{aligned} \langle 21 \rangle \text{ Syngas in} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 155911,94 \times 1469,417852 \\ &= 229099787,5 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \langle 17 \rangle \text{ PA in} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 470905,9 \times 216,9386494 \\ &= 102157688,4 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total Entalpi Masuk} = 331257475,9 \text{ kJ/jam}$$

Energi Keluar

$$\begin{aligned} \langle 23 \rangle \text{ Syngas out} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 155911,94 \times 310,9398722 \\ &= 48479238,6 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

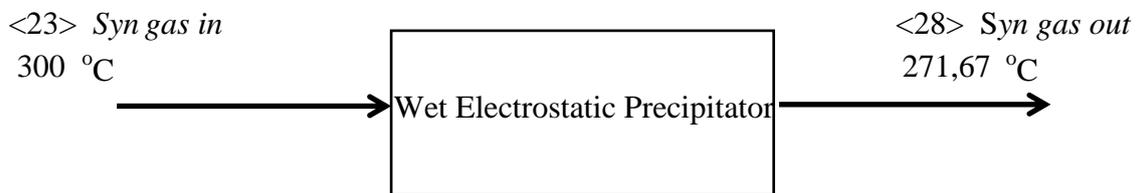
$$\begin{aligned} \langle 24 \rangle \text{ PA out} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 470905,9 \times 600,4984042 \\ &= 282778237,3 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total Entalpi Keluar} = 331257475,9 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.4 Neraca Energi *Syngas Cooler*

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<21>	229099787,4577	<23>	48479238,60
<17>	102157688,396	<24>	282778237,26
Total	331257475,85	Total	331257475,85

B.5. Wet Electrostatic Precipitator (H-211)



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

$T_{in} = 300,00 \text{ C} = 573 \text{ K}$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA	
C	0,00	0,0001373	
N ₂	0,70	202,77846	
H ₂	0,00	0,0469772	
O ₂	0,11	33,071842	
CO	0,00	0,2947051	
CO ₂	0,14	56,287925	
H ₂ O	0,00	0	
CH ₄	0,05	22,932131	
Total	1,00	315,41217	kJ/Kg.C

Syngas out

$T_{out} = 271,67 \text{ C} = 544,82 \text{ K}$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA	
C	0,00	0,000122	
N ₂	0,70	181,5281	
H ₂	0,00	0,042111	
O ₂	0,11	29,53706	
CO ₂	0,00	0,263682	
CO	0,14	49,948	
H ₂ O	0,00	0	
CH ₄	0,05	20,20066	
Total	1,00	281,5198	

$T_{reff} = 25 \text{ °C}$

Energi yang dimiliki *syngas* aliran <23> = massa *syngas* x Cp x (T₁₇-T_{reff})
 = 155911,94 x 315,41

$$\begin{aligned}
 &= 49176523,90 \text{ kJ/jam} \\
 \text{Energi yang dimiliki } \textit{syn gas} \text{ aliran } \langle 28 \rangle &= \text{massa syngas} \times C_p \times (T_{17} - T_{\text{Treff}}) \\
 &= 155911,88 \times 281,52 \\
 &= 43892274,53 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

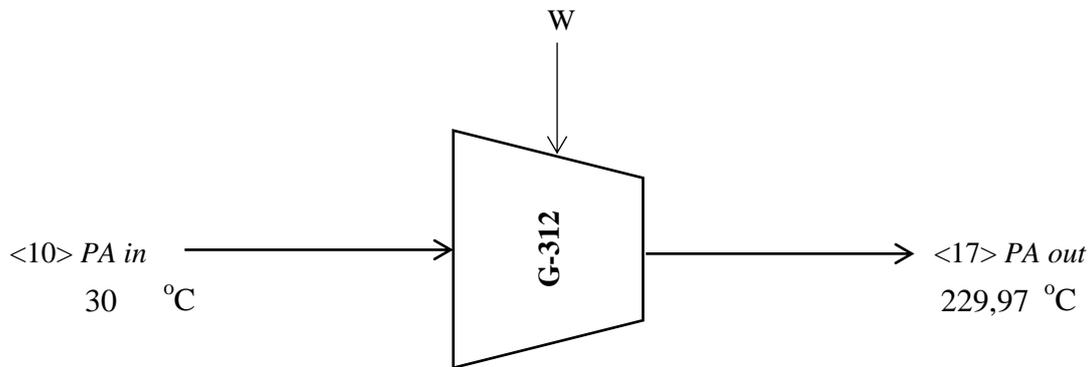
Tabel B.5 Neraca Energi Wet Electrostatic Presipitator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle 23 \rangle$	49176523,90	$\langle 28 \rangle$	43892274,53
		<i>Q Loss</i>	5284249,37
Total	49176523,90	Total	49176523,90

B.6. Gas Turbin (N-310)

$$\begin{aligned}
 \text{HHV} &= 8,2 \text{ MJ/kg} & \text{Hv Water} &= 40,65 \text{ kJ/mol} \\
 \text{LHV} &= 5,94 \text{ MJ/kg} & &= 2,26 \text{ MJ/kg}
 \end{aligned}$$

Compressor (G-312)



$$\begin{aligned}
 P_{in} &= 1,2 \text{ bar} & P_{out} &= 10 \text{ bar} \\
 T_{in} &= 30 \text{ °C} = 303 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_{ref} &= 25 \text{ °C} = 298 \text{ K} \\
 P_{ref} &= 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Komponen	Fraksi	Massa	kgmol	Fraksi mol
N ₂	0,767	109033,6	3894	0,79
O ₂	0,233	33124,131	1035	0,21
Total	1,000	142157,73	4929	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
N ₂	3,28	0,000593	0	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H ^{ig}	H ^{ig} x Fraksi
N ₂	29,120	145,601	115,024
O ₂	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

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H^{ig} + H^R \\
 &= 145,927 + -7,19279 \\
 &= 683848965 \text{ J} \\
 &= 683849 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

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	(Cp ^{ig}) _s /R	ΔS^{ig}	ΔS^{ig} x fraksi
N ₂	3,503	-0,924	-0,730
O ₂	3,540	-0,919	-0,193
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -4549896,214 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran input

Komponen	S^R	$S^R \times \text{Fraksi}$
N_2	-0,049	-0,039
O_2	-0,046	-0,010
Total		-0,048

$$S^R = -237275,1914 \text{ J/K}$$

$$S_{in} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

karena isentropis sehingga nilai entropi keluar sama dengan entropi masuk

$$S_{out} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

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}

$$T_{out} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K (goal seek)}$$

$$\tau = 1,8375$$

i. Menghitung ΔS^{ig} pada aliran output

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	ΔS^{ig}	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N_2	3,549	-1,08	-0,855
O_2	3,699	-0,33	-0,068
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -4549896,214 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran output

Komponen	S^R	$S^R \times \text{Fraksi}$
N_2	-0,049	-0,04
O_2	-0,046	-0,01
Total		-0,05

$$S^R = -237275,1914 \text{ J/K}$$

$$S_{out} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

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

c. Energi Keluar (Isentropis)

$$T_{out} = 275 \text{ }^\circ\text{C} = 548 \text{ K}$$

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

i. Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,8375$$

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

Heat Capacities	A	B	C	D
N ₂	3,28	0,000593	0	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	<Cp>H	H ^{ig}	H ^{ig} x Fraksi
N ₂	29,971	7484,096	5912,436
O ₂	31,571	7883,466	1655,528
Total			7567,964

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 x fraksi
N ₂	16,818
O ₂	-0,687
Total	16,131

J/gmol

$$\begin{aligned}
 \text{Hudara out} &= H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \\
 &= 7567,964 + 16,131 \\
 &= 3,738\text{E}+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

d. Kerja Kompresor

Asumsi: h = 80%

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{is}} &= H_{\text{out}} \\
 6,84\text{E}+08 + W_{\text{is}} &= 4\text{E}+10 \\
 W_{\text{is}} &= 3,67\text{E}+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{kompresor}} &= 2,936\text{E}+10 \text{ J} \\
 W_{\text{kompresor}} &= 29359652 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung T₂ sebenarnya

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{kompresor}} &= H_{\text{out}} \\
 6,84\text{E}+08 + 2,936\text{E}+10 &= H_{\text{out}} \\
 H_{\text{out}} &= 3,004\text{E}+10 \text{ Joule}
 \end{aligned}$$

$$T = 230 \text{ }^{\circ}\text{C} = 503 \text{ K}$$

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

i. Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,6875$$

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

Heat Capacities	A	B	C	D
N ₂	3,28	0,000593	0	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

Komponen	<Cp>H	H ^{ig}	H ^{ig} x Fraksi
N ₂	29,467	6039,900	4771,521
O ₂	30,682	6288,964	1320,682
Total			6092,204

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	B ₀	B ₁	dB ₀ /dTr	dB ₁ /dTr	H ^R /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 x fraksi
N ₂	6,608
O ₂	-3,789
Total	2,819

J/gmol

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Syn Gas out}} &= H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \\ &= 6092,204 + 2,819 \\ &= 30043500,663 \text{ Joule} \\ &= 30043500,66 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\text{Selisih} = 0$$

Jadi dari trial (Goal Seek) diperoleh nilai T_2 sebenarnya sebesar 229,97 °C

Tabel B.6 Neraca Energi Kompresor (G-312)

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<10>	683848,97	<17>	30043500,66
W	29359651,6980		
Total	30043500,66	Total	30043500,66

Combustion Chamber & Gas Turbine

k = 1,3

T Outlet GT = 633 °C = 906 K

mf = 155912 kg/jam

ma = 470905,9 kg/jam

mg = 626818 kg/jam

Suhu Inlet CC = 574,72 C = 847,87 K

Q bahan bakar = 926756,25 MJ/jam

T4 = Outlet Turbine

T3 = Inlet Turbine

$$T_4 = T_3 \left(1 - \eta_{GT} \left(1 - \left(\frac{P_3}{P_4} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right) \right)$$

Efisiensi combustion chamb = 0,5

Enthalpy Inlet CC = 692,1 kJ/kg

Enthalpy Inlet GT = 1259,2 kJ/kg

Enthalpy Outlet GT = 735,1 kJ/kg

T3 = 1072 K

Tabel B.7 Neraca Energi Combustion Chamber

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<28>	926756252,67	<39>	1252670221,18
<24>	325913968,51		
Total	1252670221,18	Total	1252670221,18

W = 102973 kW
= 102,97 MW

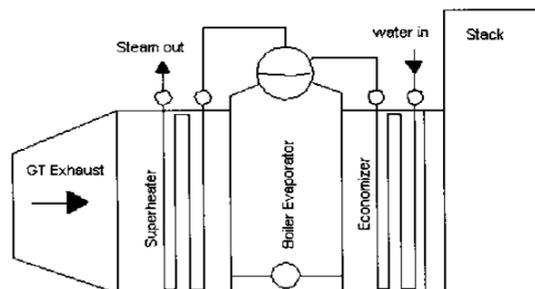
Tabel B.8 Neraca Energi Gas Turbine

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<39>	1252670221,18	<35>	460773746,13
		Listrik	370702501,07
		Q loss	421193973,98
Total	1252670221,18	Total	1252670221,18

Efisiensi gas turbine = 0,4

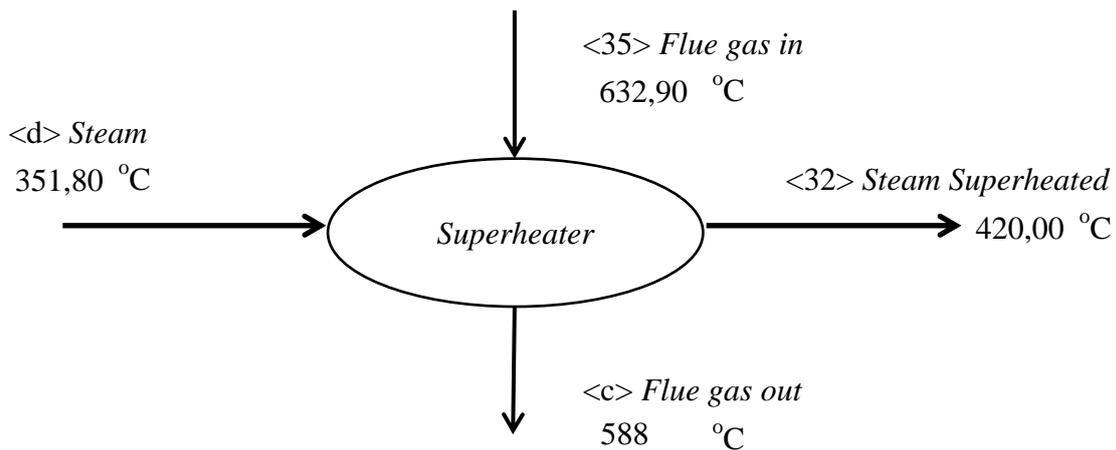
Efisiensi Cycle = 0,4

B.6. Heat Recovery Steam Generator (HRSG) (B-210)



(Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators Design, Applications, and Calculations)

Superheater



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)

$$C = 0,27 + 6E-05 T_1 \quad \text{(Hugot , Hal 950)}$$

$$C = 0,31 \quad \text{kcal/kg}$$

$$c = 0,47 + 0,0003 t \quad \text{(Hugot, hal 979)}$$

$$c = 0,58$$

r didapat dari tabel 41.1 Hugot pada $P = 1 \text{ bar} = 1,01972 \text{ kg/cm}^2 = 505 \text{ kcal/kg}$

$$T_2 = 633 - \frac{158000}{0,9 \times 626818 \times 0,308} \times (10,1) + 39,38$$

$$= 588 \quad ^\circ\text{C}$$

Menghitung energi tiap aliran

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle d \rangle &= \text{massa steam} \times C_p \times (T_d - T_{\text{Treff}}) \\ &= 158000 \text{ kg/jam} \times 636,38 \text{ kJ/kg} \\ &= 100548431,88 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle 35 \rangle &= \text{massa flue gas} \times C_p \times (T_b - T_{\text{Treff}}) \\ &= 626818 \text{ kg/jam} \times 739,75 \text{ kJ/kg} \\ &= 463687471,81 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

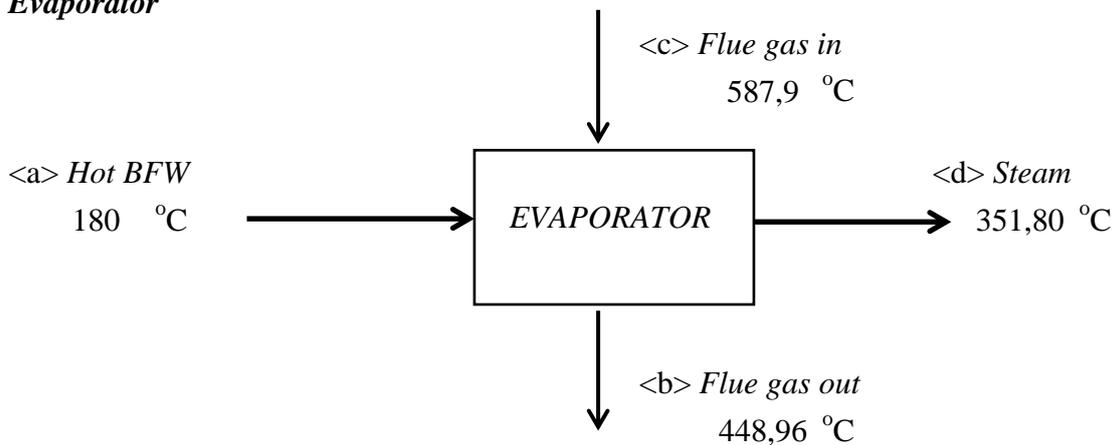
$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle c \rangle &= \text{massa flue gas} \times C_p \times (T_e - T_{\text{Treff}}) \\ &= 626818 \text{ kg/jam} \times 681,58 \text{ kJ/kg} \\ &= 427226182,09 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle 32 \rangle &= \text{massa steam} \times C_p \times (T_{16} - T_{\text{Treff}}) \\ &= 158000 \text{ kg/jam} \times 776,73 \text{ kJ/kg} \\ &= 122723553,5 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.9 Neraca Energi *Superheater*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle 35 \rangle$	463687471,8069	$\langle c \rangle$	427226182,0902
$\langle d \rangle$	100548431,8847	$\langle 32 \rangle$	122723553,4878
		Q_{Loss}	14286168,1137
Total	564235903,6916	Total	564235903,6916

Evaporator



Treff = 25°C

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle a \rangle &= \text{massa BFW} \times C_p \times (T_c - T_{\text{Treff}}) \\ &= 158000,00 \text{ kg/jam} \times 449,2 \text{ kJ/kg} \\ &= 70975922 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran } \langle c \rangle &= \text{massa flue gas} \times C_p \times (T_c - T_{\text{Treff}}) \\ &= 626817,8 \text{ kg/jam} \times 681,58 \text{ kJ/kg} \\ &= 427226182,1 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle b \rangle &= m_{\text{flue gas}} \times C_p \times (T_b - T_{\text{Treff}}) \\
 &= 626817,8 \text{ kg/jam} \times 505,55 \text{ kJ/kg} \\
 &= 316886365,18 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle d \rangle &= \text{massa steam} \times C_p \text{ steam} \times (T_d - T_{\text{Treff}}) \\
 &= 158000,00 \text{ kg/jam} \times 1147,6 \text{ kJ} \\
 &= 181315738,85 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{in}} &= Q_{\langle a \rangle} + Q_{\langle c \rangle} \\
 &= 427226182 + 70975921,94 \text{ kJ/jam} \\
 &= 498202104,03 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

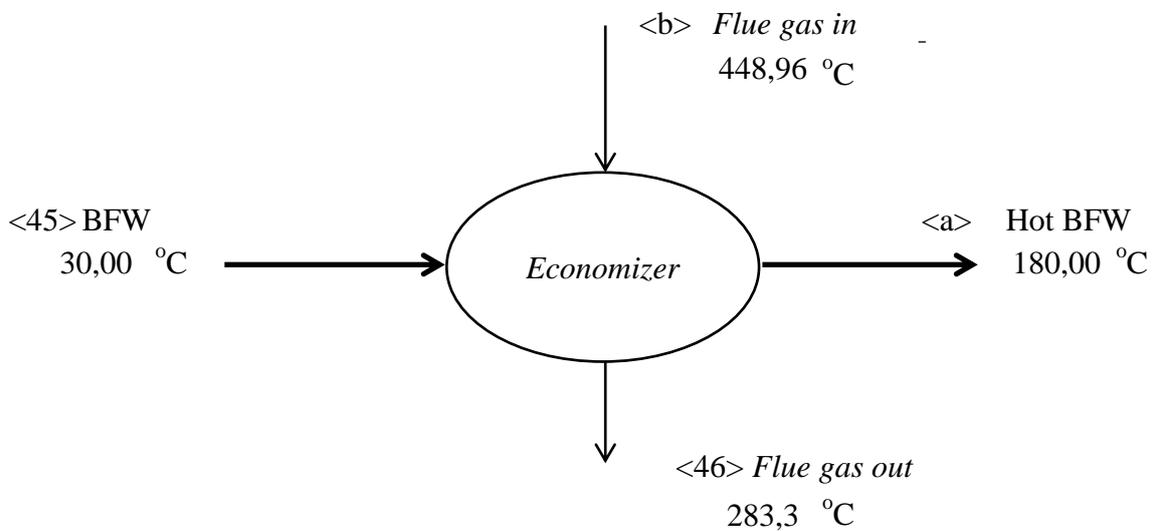
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{out}} &= Q_{\langle b \rangle} + Q_{\langle d \rangle} \\
 &= 316886365,2 + 181315738,85 \text{ kJ/jam} \\
 &= 498202104,03 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari $T_{\text{flue gas}}$ keluar, $Q_{\text{in}} = Q_{\text{out}}$, Maka didapat $T = 448,96 \text{ } ^\circ\text{C}$

Tabel B.10 Neraca Energi *Evaporator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle a \rangle$	427226182,09	$\langle b \rangle$	316886365,18
$\langle c \rangle$	70975921,94	$\langle d \rangle$	181315738,85
		Q loss	
Total	498202104,03	Total	498202104,03

Economizer



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

$$T_{\text{in BFW}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{\text{out BFW}} = 180 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Energi yang dimiliki BFW pada stream } \langle 45 \rangle = 1329482,24 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Energi yang dimiliki BFW pada stream } \langle a \rangle = 70975921,94 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Energi yang dimiliki } \textit{flue gas} \text{ pada stream } \langle b \rangle = 259311599 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Massa } \textit{flue gas} = 626817,77 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{in}} &= Q_{\langle 29 \rangle} + Q_{\langle b \rangle} \\ &= 1329482,24 + 259311598,94 \text{ kJ/jam} \\ &= 260641081,19 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

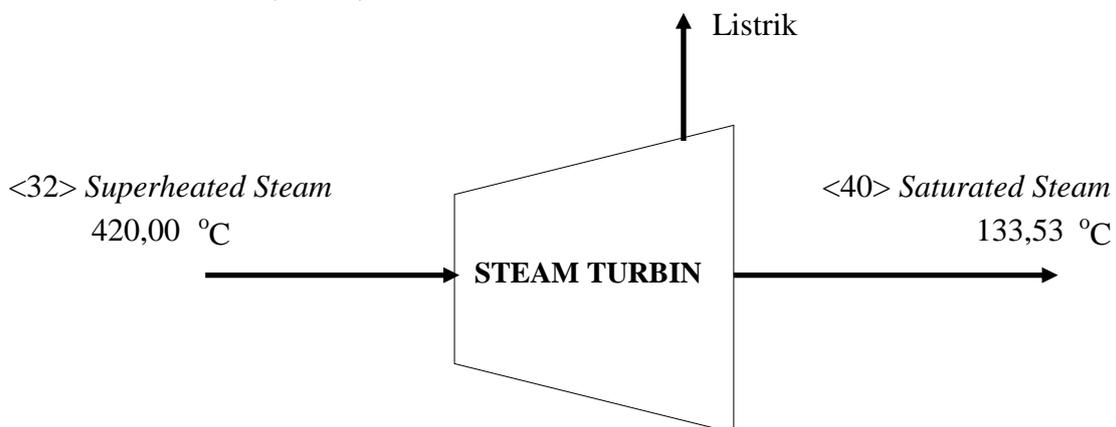
$$\begin{aligned} \text{Energi yang dimiliki } \textit{flue gas} \text{ keluar} &= \text{massa } \textit{flue gas} \times C_p \times (T_{17} - T_{\text{reff}}) \\ &= 626817,77 \times 302,584207 \\ &= 189665159 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{out}} &= Q_{\langle 6 \rangle} + Q_{\langle a \rangle} \\ &= 189665159,2 + 70975921,94 \text{ kJ/jam} \\ &= 260641081,19 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.11 Neraca Energi *Economizer*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
$\langle 45 \rangle$	1329482,2426	$\langle 46 \rangle$	189665159,2461
$\langle b \rangle$	259311598,9436	$\langle c \rangle$	70975921,9401
Total	260641081,1862	Total	260641081,1862

B.6 Steam Turbin (N-310)



Menghitung Energi yang dihasilkan turbin

Data

$$P_{\text{Masuk Turbin}} (P_1) = 0 \text{ bar}$$

$$T_{\text{Masuk Turbin}} (T_1) = 420 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_{\text{Keluar Turbin}} (P_2) = 3,00 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} T \text{ Keluar Turbin } (T_2) &= 134 \text{ }^\circ\text{C} \\ \eta_t &= 0,92 \end{aligned}$$

Perhitungan

$$\text{Pada } \eta \text{ isentropik } 100\% = S_1 = S_2$$

$$\begin{aligned} S_1 \text{ pada } T_1 \text{ dan } P_1 &= 6,610 \text{ kJ/kg }^\circ\text{C} \\ H_1 \text{ pada } T_1 \text{ dan } P_1 &= 3423,2 \text{ kJ/kg} \\ h_1 \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 &= 561,4 \text{ kJ/kg} \\ H_v \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 &= 2724,7 \text{ kJ/kg} \\ S_1 \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 &= 1,672 \text{ kJ/kg }^\circ\text{C} \\ S_v \text{ pada } T_2 \text{ dan } P_2 &= 6,991 \text{ kJ/kg }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S_2 &= S_1 + x_2 (S_v - S_1) \\ x_2 &= (S_1 - S_2) / (S_v - S_1) \\ x_2 &= (6,610 - 1,67) / (6,99 - 1,672) \\ x_2 &= 0,9283 \text{ (steam quality vapor } 0.9077 \text{ dan liquid } 1 - 0.9077) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2' &= h_1 + x_2 (H_v - h_1) \\ H_2' &= 2569,5 \text{ kJ/Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\Delta H)_s &= H_2' - H_1 \\ (\Delta H)_s &= -853,68 \text{ kJ/kg} \\ (\Delta H) &= \eta ((\Delta H)_s) \\ &= -785,39 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2 &= H_1 + (\Delta H) \\ &= 2637,81 \text{ kJ/Kg} \\ H_2 &= h_1 + x_{2\text{aktual}} (H_v - h_1) \\ 2637,81 &= 561 + x_{2\text{aktual}} (2724,7 - 561) \\ x_{2\text{aktual}} &= 0,9599 \\ &\text{(steam quality vapor } 0.9507 \text{ dan liquid } 1 - 0.9507) \\ S_2 &= S_2 (\text{liq}) + x_{2\text{aktual}} (S_2 (\text{vap}) - S_2 (\text{liq})) \\ S_2 &= 0,9145 \text{ kJ/kg K} \end{aligned}$$

Energi yang dibangkitkan oleh turbin

$$\begin{aligned} m &= \frac{W_s}{H_2 - H_1} \\ W_s &= m \cdot (H_2 - H_1) \\ &= -124091207,85 \text{ kJ} \\ -W_s &= 124091207,85 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= 33504,6261 \text{ kW} \\
 &= 33,5046 \text{ MW}
 \end{aligned}$$

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*

$$\text{Kebutuhan Steam Turbin} = \frac{\text{Kebutuhan Steam proses}}{x_2}$$

$$158000 = \frac{\text{Kebutuhan Steam proses}}{0,9599}$$

$$\text{Kebutuhan Steam Proses} = 151656,49 \text{ kg steam}$$

$$\text{Energi dari steam superheated} = 122723553,49 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi yang digunakan untuk menghasilkan listrik :} \\
 = 124.091.207,85 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Efisiensi *Steam Turbin* 92 %

berarti, nilai *Q Loss*

$$\begin{aligned}
 &= 8\% \text{ dari Energi yang masuk} \\
 &= 8\% \times 122.723.553,5 \text{ kJ/jam} \\
 &= 9.817.884,28 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Nilai Energi yang terdapat pada *waste steam* adalah

$$\begin{aligned}
 &= 122723553,49 - 124091207,85 - 9817884,28 \text{ kJ} \\
 &= -11185538,64 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.12 Neraca Energi *Steam Turbine*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<32>	122723553,488	Listrik	124091207,8495
		<40>	-11185538,6407
		<i>Q loss</i>	9817884,2790
Total	122723553,488	Total	122723553,488

Komponen Kimia Ampas Tebu

$$\begin{aligned}
 C &= 0,475 \\
 H &= 0,061 \\
 O &= 0,444
 \end{aligned}$$

$$\text{Ash} = \frac{0,0200}{1,000}$$

$$\begin{aligned} \text{Dari Nerac : } \textit{mositure content } w &= 0,300 \\ \text{Massa : } \textit{Sucrose content } s &= 0,0086 \text{ (dari pabrik gula)} \end{aligned}$$

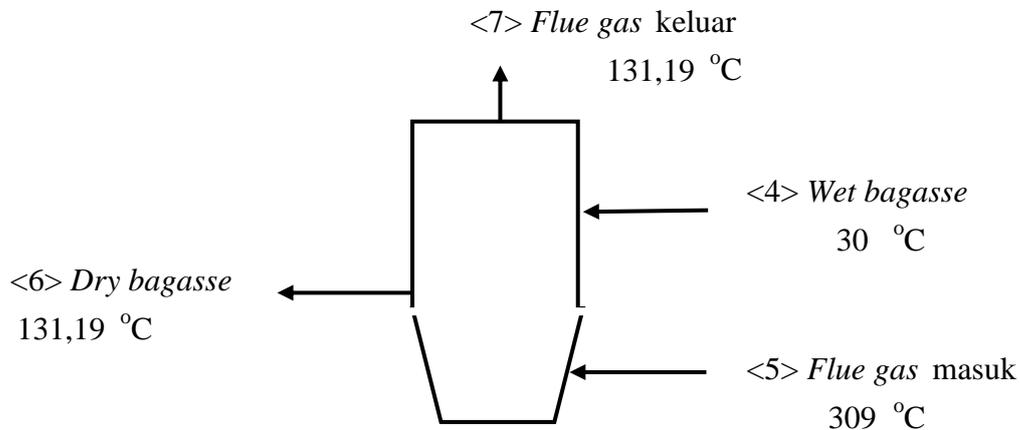
$$\begin{aligned} \text{G.C.V} &= 4600 (1 - w) - 1200 s \\ &= 13429,62 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{N.C.V} &= 4250 - 4850 w - 1200 s \\ &= 11651,38 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Total} &= \frac{\text{listrik yang dihasilkan}}{\text{Kalor bagasse}} \times 100\% \\ &= \frac{124091207,8495}{926756252,6712} \\ &= 13\% \end{aligned}$$

APPENDIKS B NERACA ENERGI OFF SEASON

B.1. Fluidized Bed Dryer (B-130)



Suhu *flue gas* masuk = 309 °C

Menghitung Wet bulb temperature (T_w):

Saat nilai RH	= 70 %	(untuk daerah Gempolkrep)
Udara pada T_d	= 309 °C	dan <i>Humidity</i> (H) = 0,0188 kg H ₂ O/ kg dry air
T_w	= 80 °C	("Humidity Chart")
Hw	= 0,047	("Humidity Chart")

Keterangan :

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

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

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

Moisture Content : 5%

$X_{in} = (0.5 / (1 - 0.5)) = 1 \text{ kg H}_2\text{O/ kg dry baggase}$

$X_{out} = (0.05/(1-0.05)) = 0,05 \text{ kg H}_2\text{O/ kg dry baggase}$

$H_{in} = 0,0140 \text{ kg H}_2\text{O/ kg flue gas}$

Laju alir dry baggase (F) = 12600 kg dry baggase/hr

Air yang terbawa *flue gas* = 11340,00 kg H₂O/hr

Menghitung Laju Alir Flue Gas (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 = $\frac{\ln T_G - T_w}{T_G - T_w}$ (Mc Cabe, 4ed hal 794)

$$1,5 = \ln \frac{309 - 80}{T_{G2} - 80}$$

$$T_{G2} = 131,19 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung Humidity Flue Gas Keluar

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

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

$$H_{out} = \frac{12600,00}{194827} \times 0,95 + 0,014$$

$$H_{out} = 0,0752 \text{ kg H}_2\text{O/ kg flue gas}$$

Persamaan Neraca panas pada *fluidized bed dryer*

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

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

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

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

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

Keterangan :

$$\hat{H}_{gin} = \text{Enthalpi flue gas masu (kJ / kg flue gas)}$$

$$\hat{H}_{gout} = \text{Enthalpi flue gas kelua (kJ / kg flue gas)}$$

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

$$\hat{H}_{sout} = \text{Enthalpi solid (baggase) keluar (kJ / kg dry solid)}$$

$$Q_h = \text{Laju panas input dari immersed tubes (0 kJ/kg)}$$

$$Q_w = \text{Laju heat loss dari dinding (0 kJ/kg)}$$

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

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

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

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

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

$$C_{pg} = \text{Specific heat flue gas (kJ/kg } ^\circ\text{C)}$$

$$C_1 = \text{Specific heat liquid H}_2\text{O (4.2 kJ/kg } ^\circ\text{C)}$$

$$\lambda_0 = \text{Panas laten udara (2406.9 kJ/kg)}$$

$$C_{pg} = 1,005 + 1,88 \text{ H} \quad (\text{Geankoplis, Pers. 9.3-6 hal 562})$$

$$C_{pgin} = 1,005 + 1,88 \times 0,0188 = 1,0403 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_{pgout} = 1,005 + 1,88 \times 0,0752 = 1,1464 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$\hat{H}_{sin} = 1,07 + 1 \times 4,2 \times 30 = 158,1 \text{ kJ/kg dry solid}$$

$$\hat{H}_{sout} = 1,07 + 0,05 \times 4,2 \times 131,192 = 169,4 \text{ kJ/kg dry solid}$$

$$\begin{aligned} \hat{H}_{gin} &= 1,0403 + 0,01 \times 4,2 \times 309 + 0,01 \times 2406,90 \\ &= 373,6508 \text{ kJ/kg flue gas} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\hat{H}_{gout} &= 1,1464 + 0,08 \times 4,2 \times 131,2 + 0,08 \times 2406,90 \\ &= 372,922 \text{ kJ/kg flue gas}\end{aligned}$$

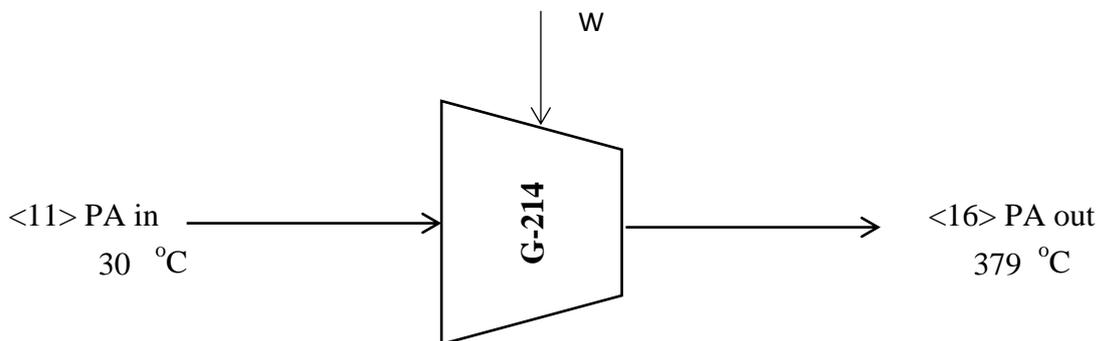
Persamaan Neraca Energi

$$\begin{aligned}F \hat{H}_{sin} + G \hat{H}_{gin} + Q_h &= F \hat{H}_{sout} + G \hat{H}_{gout} + Q_w \\ 12600 \times 158,10 + G \times 373,65 &= 12600 \times 169,38 + G \times 372,92 \\ 0,729 G &= 142068,1 \\ G &= 194827,48 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel B.1 Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<4>	1992060,0000	<6>	2134128,1042
<5>	72797444,347	<7>	72655376,24
Total	74789504,347	Total	74789504,35

B.2. Compressor (G-214)



$$\begin{aligned}P_{in} &= 1,2 \text{ bar} & P_{out} &= 30 \text{ bar} \\ T_{in} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}T_{ref} &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K} \\ P_{ref} &= 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}\end{aligned}$$

Komponen	Fraksi	Massa	kgmol	Fraksi mol
N ₂	0,767	109033,6	3894	0,79
O ₂	0,233	33124,13	1035	0,21
Total	1,000	142157,7	4929	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
N ₂	3,28	0,000593	0	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle H$	H^{ig}	$H^{ig} \times \text{Fraksi}$
N ₂	29,120	145,601	115,024
O ₂	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	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	$H^R \times \text{fraksi}$
N ₂	-5,339
O ₂	-1,854
Total	-7,19279

J/gmol

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H^{ig} + H^R \\
 &= 145,927 + -7,19279 \\
 &= 683848965 \text{ J} \\
 &= 683849 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

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	$(C_p^{ig})_s/R$	ΔS^{ig}	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N ₂	3,503	-0,924	-0,730
O ₂	3,540	-0,919	-0,193
Total			-0,923

$$\Delta S_{ig} = -4549896,214 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran input

Komponen	S^R	$S^R \times \text{fraksi}$
N ₂	-0,049	-0,039
O ₂	-0,046	-0,010
Total		-0,048

$$S^R = -237275,1914 \text{ J/K}$$

$$S_{in} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

karena isentropis sehingga nilai entropi keluar sama dengan entropi masuk

$$S_{out} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

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}

$$T_{out} = 463 \text{ }^\circ\text{C} = 736 \text{ K (goal seek)}$$

$$\tau = 2,4693$$

i. Menghitung ΔS^{ig} pada aliran output

Komponen	$(C_p^{ig})_s/R$	ΔS^{ig}	$\Delta S^{ig} \times \text{fraksi}$
N ₂	3,588	-1,204	-0,951
O ₂	3,766	0,133	0,028
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -4549896,215 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran output

Komponen	S^R	$S^R \times \text{fraksi}$
N ₂	-0,049	-0,04
O ₂	-0,046	-0,01
Total		-0,05

$$S^R = -237275,1914 \text{ J/K}$$

$$S_{out} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

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

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
N ₂	3,28	0,000593	0	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	H^{ig}	$H^{ig} \times \text{fraksi}$
N ₂	29,971	13129,485	10372,293
O ₂	31,571	13830,107	2904,322
Total			13276,616

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	$H^R \times \text{fraksi}$
N ₂	16,818
O ₂	-0,687
Total	16,131 J/gmol

$$\begin{aligned}
 H \text{ udara out} &= H^{\text{ig}} + H^R \\
 &= 13276,616 + 16,131 \\
 &= 6,55E+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

d. Kerja Kompresor

Asumsi: $h = 80\%$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{is}} &= H_{\text{out}} \\
 6,84E+08 + W_{\text{is}} &= 7E+10 \\
 W_{\text{is}} &= 6,48E+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{kompresor}} &= 5,19E+10 \text{ J} \\
 W_{\text{kompresor}} &= 51870859 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung T_2 sebenarnya

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{kompresor}} &= H_{\text{out}} \\
 6,84E+08 + 5,187E+10 &= H_{\text{out}} \\
 H_{\text{out}} &= 5,26E+10 \text{ Joule}
 \end{aligned}$$

$$T = 379 \text{ } ^\circ\text{C} = 652 \text{ K (Goal Seek)}$$

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

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	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle H$	H^{ig}	$H^{ig} \times \text{fraksi}$
N ₂	29,784	10547,604	8332,607
O ₂	31,283	11078,659	2326,518
Total			10659,125

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	B ₀	B ₁	dB ₀ /dTr	dB ₁ /dTr	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	$H^R \times \text{fraksi}$
N ₂	6,608
O ₂	-3,789
Total	2,819

J/gmol

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{Syn Gas out}} &= H^{ig} + H^R \\
 &= 10659,125 + 2,819 \\
 &= 52554708005 \text{ Joule} \\
 &= 52554708 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

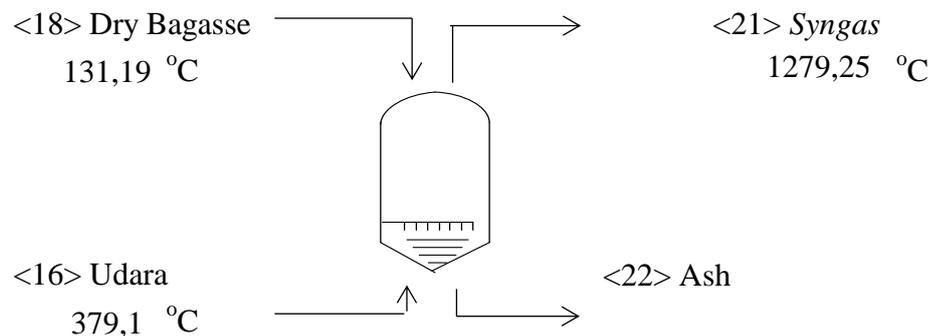
$$\text{Selisih} = 0$$

Jadi dari trial (Goal Seek) diperoleh nilai T_2 sebenarnya sebesar = 379,14 °C

Tabel B.2 Neraca Energi Kompressor

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<11>	683848,97	<16>	52554708,00
W	51870859,0397		
Total	52554708,00	Total	52554708,00

B.3. Gasifier (R-210)



a. Energi Masuk

i. Bagasse

$$T = 131,19 \text{ } ^\circ\text{C} = 404 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

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

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

Komponen	Massa (kg)	kgmol	Fraksi mol
C	5856,656	488,05	0,424
N ₂	0,000	0	0,000
H ₂	818,672	409,34	0,355
O ₂	5793,682	181,05	0,157
CO	0,000	0	0,000
CO ₂	0,000	0	0,000
Ash	125,950	2,0992	0,002
H ₂ O	1285,200	71,4	0,062
CH ₄	0,000	0	0,000
Total	13880,160	1151,9	1,000

$$\text{Specific heat capacity bagasse} = 0,46 \text{ kJ/Kg.K}$$

$$m_{\text{bagasse}} = 13880,2 \text{ kg}$$

$$\text{Entalpi Bagasse} = 646095,5059 \text{ kJ}$$

$$= 646095505,9 \text{ J}$$

ii. Udara

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

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

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

Komponen	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Energi (J)
Udara	1	4929,2	142157,73	52554708005

$$\Delta H_{in} = \Delta H_{\text{bagasse}} + \Delta H_{\text{udara}}$$

$$= 646095505,9 + 52554708005$$

$$= 53200803511 \text{ J}$$

b. Energi Reaksi

Reaksi <1>



$$\text{mula : } 488 \text{ kgmol}$$

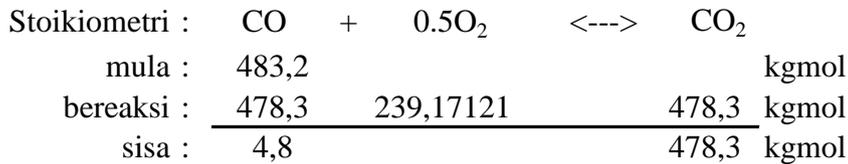
$$\text{bereaksi : } 483,2 \quad 241,58708 \quad 483,2 \text{ kgmol}$$

$$\text{sisanya : } 4,9 \quad 483,2 \text{ kgmol}$$

Menghitung ΔH_{298}

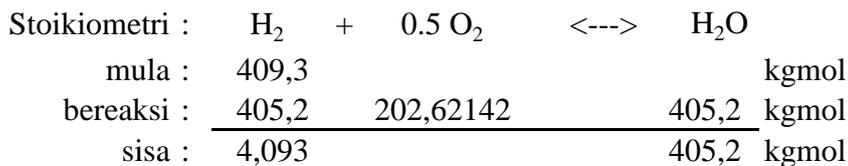
Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^*$ mol
C	0	0
O ₂	0	0
CO	-110525	-5,34E+10
Total		-5,34E+10

$$\Delta H_{\text{Reaksi 1}} = -5,340E+10 \text{ J}$$

Reaksi <2>**Menghitung ΔH_{298}**

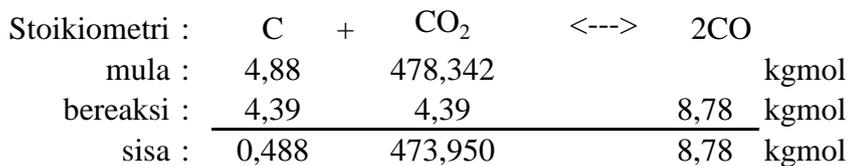
Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^*$ mol
CO	-110525	-5,29E+10
O ₂	0	0
CO ₂	-393509	-1,88E+11
Total		-1,35E+11

$$\Delta H_{\text{Reaksi 2}} = -1,354E+11 \text{ J}$$

Reaksi <3>**Menghitung ΔH_{298}**

Komponen	ΔH_{298}	$\Delta H_{f,298}^*$ mol
H ₂	0	0
O ₂	0	0
H ₂ O	-241818	-9,8E+10
Total		-9,8E+10

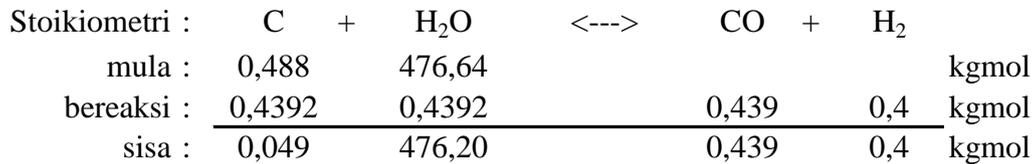
$$\Delta H_{\text{Reaksi 3}} = -9,800E+10 \text{ J}$$

Reaksi <4>

Menghitung ΔH_{298}

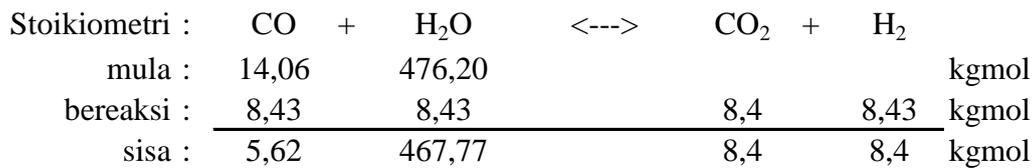
Komponen	ΔH_{298}	ΔH_{f298}^* mol
C	0	0
CO ₂	-393509	-1,73E+09
CO	-110525	-9,71E+08
Total		7,58E+08

$$\Delta H_{\text{Reaksi 4}} = 7,58E+08 \text{ J}$$

Reaksi <5>**Menghitung ΔH_{298}**

Komponen	ΔH_{298}	ΔH_{f298}^* mol
C	0	0
H ₂ O	-241818	-1,06E+08
CO	-110525	-48548021
H ₂	0	0
Total		5,77E+07

$$\Delta H_{\text{Reaksi 5}} = 5,77E+07 \text{ J}$$

Reaksi <6>**Menghitung ΔH_{298}**

Komponen	ΔH_{298}	ΔH_{f298}^* mol
CO	-110525	-932122
H ₂ O	-241818	-2,04E+09
CO ₂	-393509	-3,32E+09
H ₂	0	0
Total		-1,28E+09

$$\Delta H_{\text{Reaksi 6}} = -1,28E+09 \text{ J}$$

Reaksi <7>

Stoikiometri :	C	+	2H ₂	<--->	CH ₄	
mula :	0,049		12,966			kgmol
bereaksi :	0,0439		0,0878		0,0	kgmol
sisa :	0,0049		12,878		0,0	kgmol

Menghitung ΔH₂₉₈

Komponen	ΔH ₂₉₈	ΔH _{f298} *mol
C	0	0
H ₂	0	0
CH ₄	-74520	-3273285
Total		-3273285

$\Delta H_{\text{Reaksi 8}} = -3273285,26 \text{ J}$

$\Delta H_{\text{Reaksi total}} = -2,87\text{E}+11 \text{ J}$

c. Energi Keluar

i. Syn Gas

$T = 1279 \text{ }^\circ\text{C} = 1552,4 \text{ K (goal seek)}$

$P = 30 \text{ bar}$

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

Komponen	dari gasifier		
	Fraksi mol	kgmol	massa (kg)
C	9,045E-07	0,0049	0,058566564
N ₂	0,7217148	3894,1	109033,5982
H ₂	0,0023868	12,878	25,7566932
O ₂	0,0987482	532,8	17049,66224
CO	0,001042	5,62	157,426924
CO ₂	0,0894038	482,38	21224,87419
H ₂ O	0,0866953	467,77	8419,860064
CH ₄	8,141E-06	0,0	0,702798768
Total	1	5395,6	155911,9397

$t = 5,2068$

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

Heat Capacities	A	B	C	D
C	1,771	0,0008	0	-86700
N ₂	3,28	0,0006	0	4000
H ₂	3,249	0,0004	0	8300
O ₂	3,639	0,0005	0	-22700
CO	3,376	0,0006	0	-3100
CO ₂	5,457	0,001	0	-1E+05

Heat Capacities	A	B	C	D
H ₂ O	3,47	0,0015	0	12100
CH ₄	1,702	0,0091	-2E-06	0

Komponen	(Cp)H	Hig	Hig*Fraksi
C	19,098	23953,53	0,0216671
N ₂	31,904	40015,16	28879,53
H ₂	30,408	38138,85	91,031354
O ₂	33,739	42317,78	4178,8039
CO	32,297	40508,92	42,211902
CO ₂	51,330	64380,99	5755,9024
H ₂ O	40,221	50447,84	4373,5916
CH ₄	66,246	83089,87	0,6764293
Total			43321,748 J/mol

$$\Delta H_{\text{Syn Gas out}} = 2,33745\text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$\text{asumsi n} = 80\%$$

$$\Delta H_{\text{Syn Gas out}} = 1,86996\text{E}+11 \text{ Joule}$$

$$Q_{\text{loss}} = 46749036096 \text{ Joule}$$

ii. Ash

$$T = 1279 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1552,4 \text{ K}$$

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

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

Komponen	Fraksi mol	kgmol	Massa (kg)
Ash	1	2,0992	125,9496
Total	1	2,0992	125,9496

Komponen	Cp	Hig	Hig*massa
Ash	1,7822435	2235	281545798 J/mol

$$\Delta H_{\text{Slag}} = 3\text{E}+08 \text{ Joule}$$

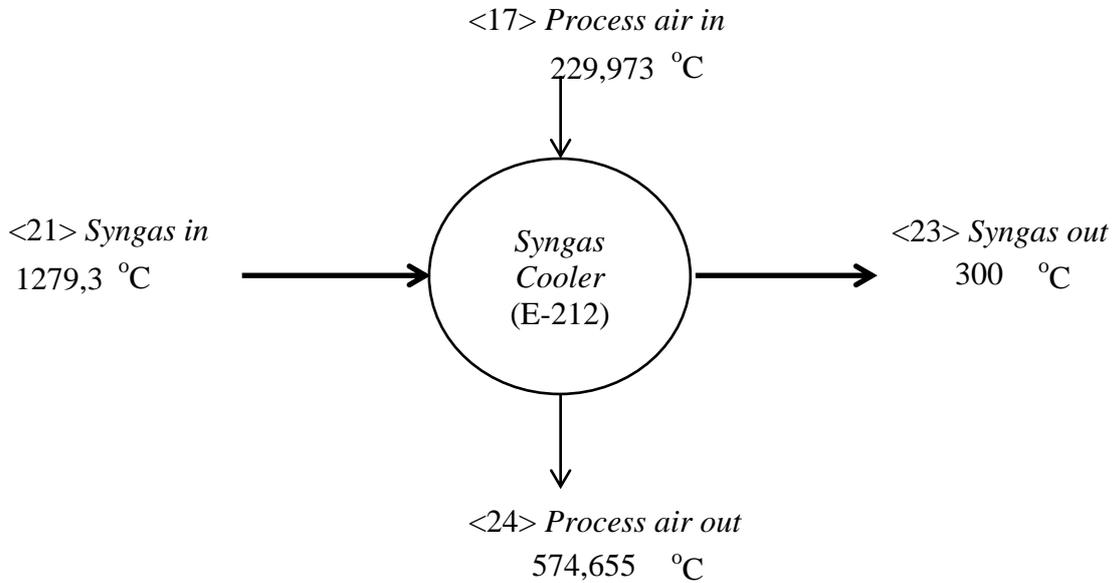
$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H_{\text{syngas}} + \Delta H_{\text{Slag}} + Q_{\text{loss}} \\ &= 1,87\text{E}+11 + 2,82\text{E}+08 + 4,675\text{E}+10 \\ &= 2,34027\text{E}+11 \text{ Joule} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{Reaksi Total}} + \Delta H_{\text{out}} \\ &= 5,32\text{E}+10 + -2,87\text{E}+11 + 2,3403\text{E}+11 \\ &= 0 \text{ Joule} \end{aligned}$$

Tabel B.3 Neraca Energi Gasifier

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<18>	53200803,5106	<21>	234026726
<16>	180825922,7656	<22>	
Total	234026726	Total	234026726

B.4. Syngas Cooler (E-212)



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

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

$T_{in} = 1279,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 1552 \text{ K}$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
C	0,00	0,000837
N ₂	0,70	1005,12
H ₂	0,00	0,22389
O ₂	0,11	166,407

Syngas out

$T_{out} = 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 573,15 \text{ K}$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
C	0,00	0,000137
N ₂	0,70	202,7785
H ₂	0,00	0,046977
O ₂	0,11	33,07184

CO	0,14	197,6947
CO ₂	0,00	2,335523
H ₂ O	0,05	97,39096
CH ₄	0,00	0,013355
Total	1,00	1469,186

CO ₂	0,00	0,294705
CO	0,14	56,28792
H ₂ O	0,05	18,45791
CH ₄	0,00	0,001914
Total	1	310,9399

Process air in

$$T_{in} = 229,97 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
N ₂	0,767	164,9828
O ₂	0,233	51,95587
Total	1	216,9386

Process air out

$$T_{out} = 574,65 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
N ₂	0,767	454,3406
O ₂	0,233	146,0809
tot	1	600,4216

Energi Masuk

$$\begin{aligned} <21> \text{ Syngas in} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 155911,9 \times 1469,185738 \\ &= 229063598,1 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <17> \text{ PA in} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 470905,9 \times 216,9386494 \\ &= 102157688,4 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total Entalpi Masuk} = 331221286,5 \text{ kJ/jam}$$

Energi Keluar

$$\begin{aligned} <23> \text{ Syngas out} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 155911,9 \times 310,9398722 \\ &= 48479238,6 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <24> \text{ PA out} &= m \times Cp \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 470905,9 \times 600,4215538 \\ &= 282742047,9 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

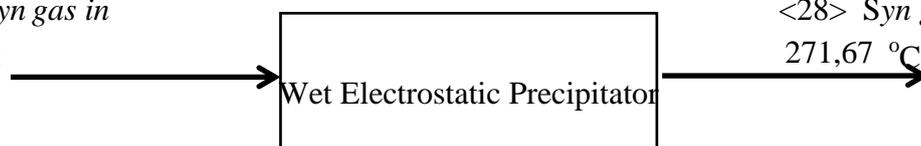
$$\text{Total Entalpi Keluar} = 331221286,5 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.4 Neraca Energi Syngas Cooler

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<21>	229063598,1214	<23>	48479238,60
<17>	102157688,396	<24>	282742047,92
Total	331221286,52	Total	331221286,52

B.5. Wet Electrostatic Precipitator (H-220)

<23> Syn gas in
300 °C



Heat Capacities	A	B	C	D	
C	11,18	0,011	-489100	0	K
N2	29	0,0022	5,723E-06	-3E-09	C
H2	28,84	8E-05	3,288E-06	-9E-10	C
O2	29,1	0,0116	-6,076E-06	1E-09	C
CO	28,95	0,0041	3,548E-06	-2E-09	C
CO2	36,11	0,0423	-2,887E-05	7E-09	C
H2O	33,46	0,0069	7,604E-06	-4E-09	C
CH4	34,31	0,0547	3,661E-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	0,00	0,000137	
N ₂	0,70	202,7785	
H ₂	0,00	0,046977	
O ₂	0,11	33,07184	
CO	0,00	0,294705	
CO ₂	0,14	56,28792	
H ₂ O	0,00	0	
CH ₄	0,05	22,93213	
Total	1,00	315,4122	kJ/Kg.C

Syngas out

$$T_{out} = 271,67 \text{ C} = 544,82 \text{ K}$$

Komposisi	Fraksi Massa	CpA
C	0,00	0,000122
N ₂	0,70	181,5281
H ₂	0,00	0,042111
O ₂	0,11	29,53706
CO ₂	0,00	0,263682
CO	0,14	49,948
H ₂ O	0,00	0
CH ₄	0,05	20,20066
Total	1,00	281,5198

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

$$\begin{aligned} \text{Energi yang dimiliki syngas aliran } <23> &= \text{massa syngas} \times \text{Cp} \times (T_{17} - T_{reff}) \\ &= 155911,94 \times 315,41 \\ &= 49176523,90 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi yang dimiliki syngas aliran } <28> &= \text{massa syngas} \times \text{Cp} \times (T_{17} - T_{reff}) \\ &= 155911,88 \times 281,52 \\ &= 43892274,53 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

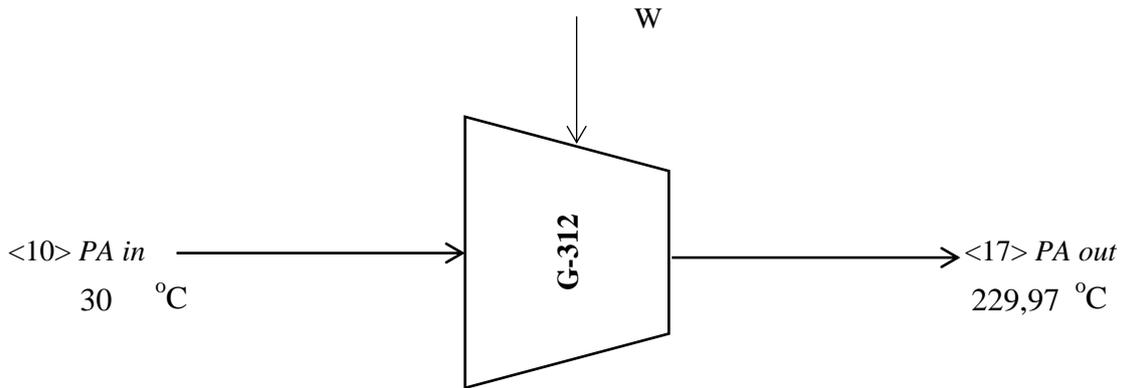
Tabel B.5 Neraca Energi Wet Electrostatic Presipitator

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<23>	49176523,90	<28>	43892274,53
		<i>Q Loss</i>	5284249,37
Total	49176523,90	Total	49176523,90

B.6. Gas Turbin (N-310)

$$\begin{aligned} \text{HHV} &= 8,2 \text{ MJ/kg} & \text{Hv Water} &= 41 \text{ kJ/mol} \\ \text{LHV} &= 5,94 \text{ MJ/kg} & &= 2,26 \text{ MJ/kg} \end{aligned}$$

Compressor (G-312)



$$P_{in} = 1,2 \text{ bar} \quad P_{out} = 10 \text{ bar}$$

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

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

$$P_{ref} = 1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar}$$

Komponen	Fraksi	Massa	kgmol	Fraksi mol
N ₂	0,767	109033,6	3894	0,79
O ₂	0,233	33124,13	1035	0,21
Total	1,000	142157,7	4929	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
N ₂	3,28	0,000593	0	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	H_{ig}	$H_{ig} \cdot \text{Fraksi}$
N ₂	29,120	145,601	115,024
O ₂	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

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H_{ig} + HR \\
 &= 145,927 + -7,19279 \\
 &= 683848965 \text{ J} \\
 &= 683849 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

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	$(C_p^{ig})_s/R$	ΔS^{ig}	ΔS^{ig} *fraksi
N ₂	3,503	-0,924	-0,730
O ₂	3,540	-0,919	-0,193
Total			-0,923

$$\Delta S_{ig} = -4549896,214 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran input

Komponen	S^R	S^R *Fraksi
N ₂	-0,049	-0,039
O ₂	-0,046	-0,010
Total		-0,048

$$S_R = -237275,1914 \text{ J/K}$$

$$S_{in} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

karena isentropis sehingga nilai entropi keluar sama dengan entropi masuk

$$S_{out} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

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

$$T_{out} = 275 \text{ }^{\circ}\text{C} = 548 \text{ K (goal seek)}$$

$$\tau = 1,8375$$

i. Menghitung ΔS^{ig} pada aliran output

Komponen	$(C_p^{ig})_{s/R}$	ΔS^{ig}	$\Delta S^{ig} * \text{fraksi}$
N2	3,549	-1,08	-0,855
O2	3,699	-0,33	-0,068
Total			-0,923

$$\Delta S^{ig} = -4549896,214 \text{ J/K}$$

ii. Menghitung S^R pada aliran output

Komponen	S^R	$S^R * \text{Fraksi}$
N2	-0,049	-0,04
O2	-0,046	-0,01
Total		-0,05

$$S^R = -237275,1914 \text{ J/K}$$

$$S_{out} = -4787171,406 \text{ J/K}$$

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

c. Energi Keluar (Isentropis)

$$T_{out} = 275 \text{ }^{\circ}\text{C} = 548 \text{ K}$$

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

i. Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,8375$$

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

Heat Capacities	A	B	C	D
N2	3,28	0,000593	0	4000,00
O2	3,639	0,000506	0	-22700,00

(Smith Van Ness Tabel C.1)

Komponen	$\langle C_p \rangle_H$	H^{ig}	$H^{ig} * \text{Fraksi}$
N2	29,971	7484,096	5912,436
O2	31,571	7883,466	1655,528
Total			7567,964

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	Bo	B1	dBo/dTr	dB1/dTr	H ^R /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

$$\begin{aligned}
 \text{Hudara out} &= H^{\text{ig}} + H^{\text{R}} \\
 &= 7567,964 + 16,131 \\
 &= 3,74\text{E}+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

d. Kerja Kompresor

Asumsi: h = 80%

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{is}} &= H_{\text{out}} \\
 6,84\text{E}+08 + W_{\text{is}} &= 4\text{E}+10 \\
 W_{\text{is}} &= 3,67\text{E}+10 \text{ J}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{kompresor}} &= 2,94\text{E}+10 \text{ J} \\
 W_{\text{kompresor}} &= 29359652 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung T₂ sebenarnya

$$\begin{aligned}
 H_{\text{in}} + W_{\text{kompresor}} &= H_{\text{out}} \\
 6,84\text{E}+08 + 2,936\text{E}+10 &= H_{\text{out}} \\
 H_{\text{out}} &= 3\text{E}+10 \text{ Joule}
 \end{aligned}$$

$$T = 230 \text{ }^{\circ}\text{C} = 503 \text{ K}$$

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

i. Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,6875$$

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

Heat Capacities	A	B	C	D
N ₂	3,28	0,000593	0	4000,00
O ₂	3,639	0,000506	0	-22700,00

Komponen	<Cp>H	H ^{ig}	H ^{ig} *Fraksi
N ₂	29,467	6039,900	4771,521
O ₂	30,682	6288,964	1320,682
Total			6092,204

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

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{Syn Gas out}} &= H^{\text{ig}} + H^R \\
 &= 6092,204 + 2,819 \\
 &= 30043500663 \text{ Joule} \\
 &= 30043500,66 \text{ kJ} \\
 \text{Selisih} &= 0
 \end{aligned}$$

Jadi dari trial (Goal Seek) diperoleh nilai T_2 sebenarnya sebesar 229,97 °C

Tabel B.6 Neraca Energi Kompresor (G-312)

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<10>	683848,97	<17>	30043500,66
W	29359651,6980		
Total	30043500,66	Total	30043500,66

Combustion Chamber & Gas Turbine

$$k = 1,3$$

$$T \text{ Outlet GT} = 633 \text{ °C} = 906 \text{ K}$$

$$m_f = 155912 \text{ kg/jam}$$

$$m_a = 470905,9 \text{ kg/jam}$$

$$m_g = 626818 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu Inlet CC} = 574,65 \text{ °C} = 847,8 \text{ K}$$

$$Q \text{ bahan bakar} = 926756,2527 \text{ MJ/jam}$$

T₄ = Outlet Turbine

T₃ = Inlet Turbine

$$T_4 = T_3 \left(1 - \eta_{\text{GT}} \left(1 - \left(\frac{P_3}{P_4} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right) \right)$$

$$\text{Efisiensi combustion chamber} = 0,5$$

$$\text{Enthalpy Inlet CC} = 692,1 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Enthalpy Inlet GT} = 1259,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Enthalpy Outlet GT} = 735,1 \text{ kJ/kg}$$

$$T_3 = 1072 \text{ K} = 799 \text{ °C}$$

Tabel B.7 Neraca Energi *Combustion Chamber*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<28>	926756252,67	<29>	1252670221,18
<24>	325913968,51		
Total	1252670221,18	Total	1252670221,18

$$W = 102973 \text{ kW}$$

$$= 102,97 \text{ MW}$$

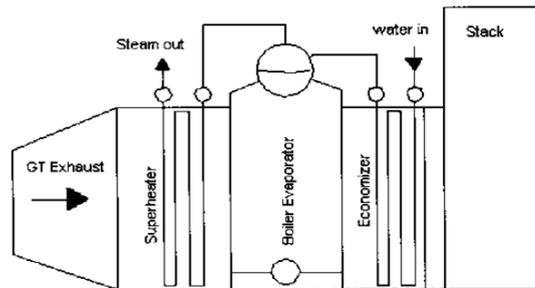
Tabel B.8 Neraca Energi *Gas Turbine*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
	1252670221,18	<e>	460773746,13
		Listrik	370702501,07
		<i>Q loss</i>	421193973,98
Total	1252670221,18	Total	1252670221,18

$$\text{Efisiensi gas turbine} = 0,4$$

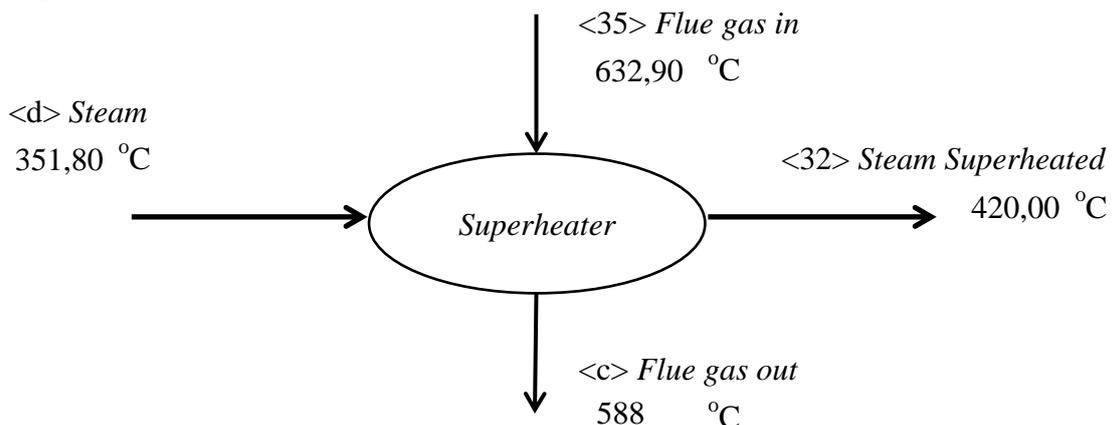
$$\text{Efisiensi Cycle} = 0,4$$

B.6. Heat Recovery Steam Generator (HRSG) (B-210)



(Industrial Boilers and Heat Recovery Steam Generators Design, Applications, and Calculations)

Superheater



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)

$$C = 0,27 + 6E-05 T_1$$

(Hugot, Hal 950)

$$C = 0,31 \text{ kcal/kg}$$

$$c = 0,47 + 0,0003 t$$

(Hugot, hal 979)

$$c = 0,58$$

r didapat dari tabel 41.1 Hugot pada $P = 1 \text{ bar} = 1,01972 \text{ kg/cm} = 505 \text{ kcal/kg}$

$$T_2 = 633 - \frac{158000}{0,9 \times 626818 \times 0,308} \times (10,1) + 39,38$$

$$= 588 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung energi tiap aliran

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran <d>} &= \text{massa } steam \times C_p \times (T_d - T_{reff}) \\ &= 158000 \text{ kg/jam} \times 636,38 \text{ kJ/kg} \\ &= 100548431,88 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran <35>} &= \text{massa } flue\ gas \times C_p \times (T_b - T_{reff}) \\ &= 626818 \text{ kg/jam} \times 739,75 \text{ kJ/kg} \\ &= 463687471,81 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

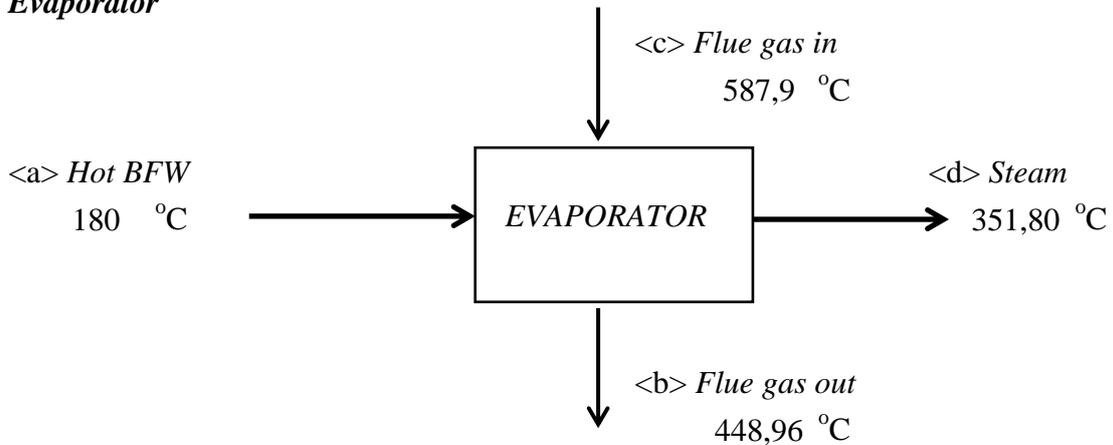
$$\begin{aligned} \text{Energi aliran <c>} &= \text{massa } flue\ gas \times C_p \times (T_e - T_{reff}) \\ &= 626818 \text{ kg/jam} \times 681,58 \text{ kJ/kg} \\ &= 427226182,09 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Energi aliran <32>} &= \text{massa } steam \times C_p \times (T_{16} - T_{reff}) \\ &= 158000 \text{ kg/jam} \times 776,73 \text{ kJ/kg} \\ &= 122723553,5 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.9 Neraca Energi *Superheater*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<35>	463687471,8069	<c>	427226182,0902
<d>	100548431,8847	<32>	122723553,4878
		<i>Q Loss</i>	14286168,1137
Total	564235903,6916	Total	564235903,6916

Evaporator



Treff = 25°C

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle a \rangle &= \text{massa BFW} \times C_p \times (T_c - \text{Treff}) \\
 &= 158000,00 \text{ kg/jam} \times 449,2 \text{ kJ/kg} \\
 &= 70975922 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle c \rangle &= \text{massa flue gas} \times C_p \times (T_c - \text{Treff}) \\
 &= 626817,8 \text{ kg/jam} \times 681,58 \text{ kJ/kg} \\
 &= 427226182,1 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle b \rangle &= m_{\text{flue gas}} \times C_p \times (T_b - \text{Treff}) \\
 &= 626817,8 \text{ kg/jam} \times 505,55 \text{ kJ/kg} \\
 &= 316886365,18 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Energi aliran } \langle d \rangle &= \text{massa steam} \times C_p \text{ steam} \times (T_d - \text{Treff}) \\
 &= 158000,00 \text{ kg/jam} \times 1147,6 \text{ kJ} \\
 &= 181315738,9 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{in}} &= Q_{\langle a \rangle} + Q_{\langle c \rangle} \\
 &= 427226182 + 70975921,94 \text{ kJ/jam} \\
 &= 498202104,03 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

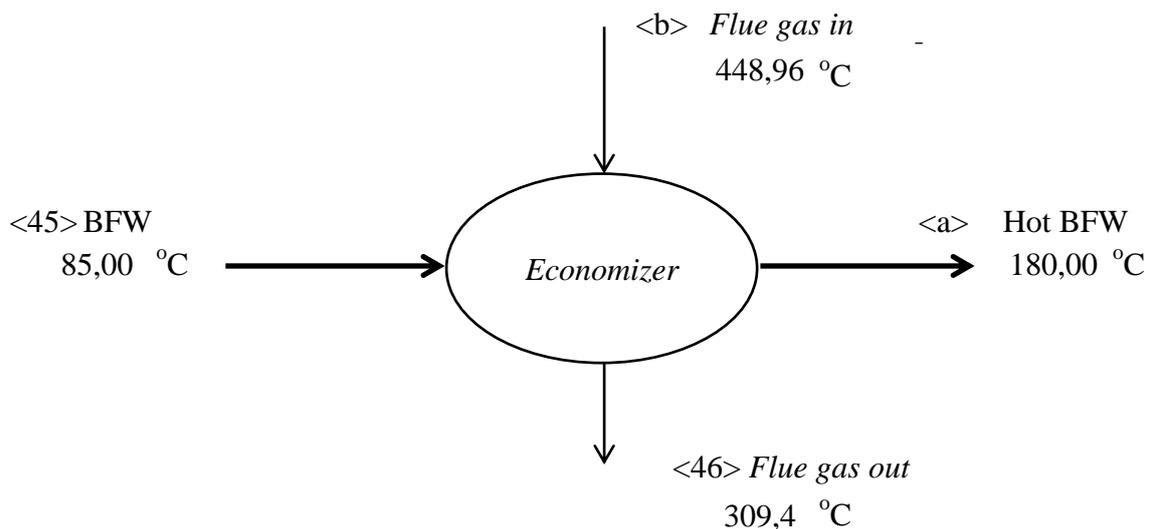
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{out}} &= Q_{\langle b \rangle} + Q_{\langle d \rangle} \\
 &= 316886365,2 + 181315738,85 \text{ kJ/jam} \\
 &= 498202104,03 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari T *flue gas* keluar, $Q_{in} = Q_{out}$, Maka didapat T 448,96 °C

Tabel B.10 Neraca Energi *Evaporator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<a>	427226182,09		316886365,18
<c>	70975921,94	<d>	181315738,85
		Q loss	
Total	498202104,03	Total	498202104,03

Economizer



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

$$T_{in \text{ BFW}} = 85 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{out \text{ BFW}} = 180 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Energi yang dimiliki BFW pada stream } <45> = 21116801,61 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Energi yang dimiliki BFW pada stream } <a> = 70975921,94 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Energi yang dimiliki } flue \text{ gas } \text{ pada stream } = 259311599 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Massa } flue \text{ gas} = 626817,77 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= Q_{<29>} + Q_{} \\ &= 21116801,61 + 259311598,94 \text{ kJ/jam} \\ &= 280428400,55 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

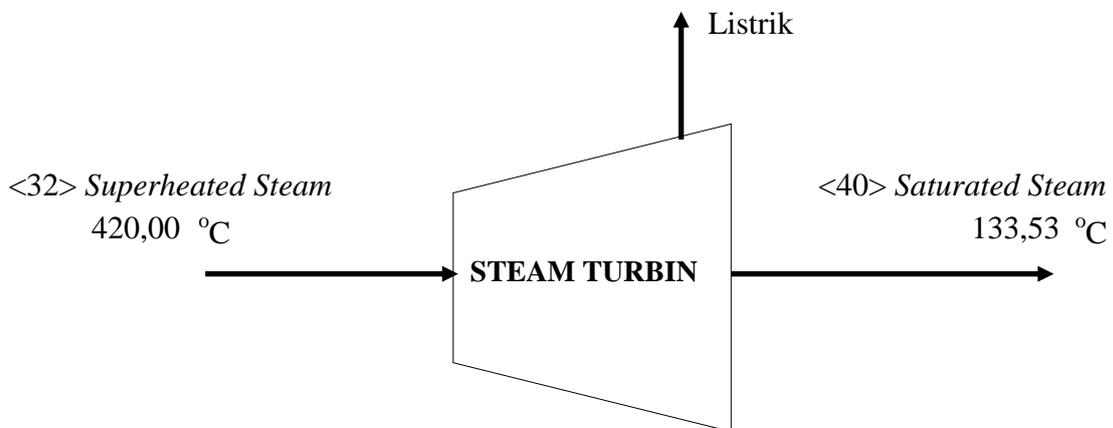
$$\begin{aligned} \text{Energi yang dimiliki } flue \text{ gas } \text{ keluar} &= \text{massa } flue \text{ gas} \times C_p \times (T_{17} - T_{reff}) \\ &= 626817,77 \times 334,152105 \\ &= 209452479 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{out} &= Q_{<6>} + Q_{<a>} \\ &= 209452478,6 + 70975921,94 \text{ kJ/jam} \\ &= 280428400,55 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.11 Neraca Energi *Economizer*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<45>	21116801,6072	<46>	209452478,6097
	259311598,9436	<c>	70975921,9401
Total	280428400,5508	Total	280428400,5498

B.6 Turbin (N-310)



Menghitung Energi yang dihasilkan turbin

Data

- P Masuk Turbin (P_1) = 0 bar
- T Masuk Turbin (T_1) = 420 °C
- P Keluar Turbin (P_2) = 3,00 bar
- T Keluar Turbin (T_2) = 134 °C
- η_t = 0,92

Perhitungan

- Pada η isentropik 100% = $S_1 = S_2$
- S_1 pada T_1 dan P_1 = 6,610 kJ/kg °C
- H_1 pada T_1 dan P_1 = 3423,2 kJ/kg
- h_1 pada T_2 dan P_2 = 561,4 kJ/kg
- H_v pada T_2 dan P_2 = 2724,7 kJ/kg
- S_1 pada T_2 dan P_2 = 1,672 kJ/kg °C
- S_v pada T_2 dan P_2 = 6,991 kJ/kg °C

$$S_2 = S_1 + x_2 (S_v - S_1)$$

$$x_2 = (S_1 - S_2) / (S_v - S_1)$$

$$x_2 = (6,610 - 1,67) / (6,99 - 1,672)$$

$$x_2 = 0,9283 \text{ (steam quality vapor 0.9077 dan liquid 1 - 0.9077)}$$

$$H_2 = h_1 + x_2 (H_v - h_l)$$

$$H_2 = 2569,5 \text{ kJ/Kg}$$

$$(\Delta H)_s = H_2' - H_1$$

$$(\Delta H)_s = -853,68 \text{ kJ/kg}$$

$$(\Delta H) = \eta ((\Delta H)_s)$$

$$= -785,39 \text{ kJ/kg}$$

$$H_2 = H_1 + (\Delta H)$$

$$= 2637,81 \text{ kJ/Kg}$$

$$H_2 = h_1 + x_{2\text{aktual}} (H_v - h_l)$$

$$2637,81 = 561 + x_{2\text{aktual}} (2724,7 - 561)$$

$$x_{2\text{aktual}} = 0,9599$$

(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

$$m = \frac{W_s}{H_2 - H_1}$$

$$W_s = m \cdot (H_2 - H_1)$$

$$= -124091207,85 \text{ kJ}$$

$$-W_s = 124091207,85 \text{ kJ}$$

$$-W_s = 33504,6261 \text{ kW}$$

$$= 33,5046 \text{ MW}$$

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*

$$\text{Kebutuhan Steam Turbin} = \frac{\text{Kebutuhan Steam proses}}{x_2}$$

$$158000 = \frac{\text{Kebutuhan Steam proses}}{0,9599}$$

$$\text{Kebutuhan Steam Proses} = 151656,49 \text{ kg steam}$$

$$\text{Energi dari steam superheated} = 122723553,49 \text{ kJ/jam}$$

Energi yang digunakan untuk menghasilkan listrik :

$$= 124.091.207,85 \text{ kJ}$$

Efisiensi *Steam Turbin* 92 %

berarti, nilai *Q Loss*

$$= 8\% \text{ dari Energi yang masuk}$$

$$= 8\% \times 122.723.553,49 \text{ kJ/jam}$$

$$= 9817884,28 \text{ kJ/jam}$$

Nilai Energi yang terdapat pada *waste steam* adalah

$$= 122723553,49 - 124091207,85 - 9817884,28 \text{ kJ}$$

$$= -11185538,64 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.12 Neraca Energi *Steam Turbine*

Masuk		Keluar	
Aliran	Energi (kJ/jam)	Aliran	Energi (kJ/jam)
<32>	122723553,488	Listrik	124091207,8495
		<40>	-11185538,6407
		<i>Q loss</i>	9817884,2790
Total	122723553,488	Total	122723553,488

Komponen Kimia Ampas Tebu

$$C = 0,475$$

$$H = 0,061$$

$$O = 0,444$$

$$\text{Ash} = 0,0200$$

$$\hline 1,000$$

Dari Neraca : *moisture content w* = 0,300

Massa : *Sucrose content s* = 0,0086 (dari pabrik gula)

$$\text{G.C.V} = 4600 (1 - w) - 1200 s$$

$$= 13429,62 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{N.C.V} = 4250 - 4850 w - 1200 s$$

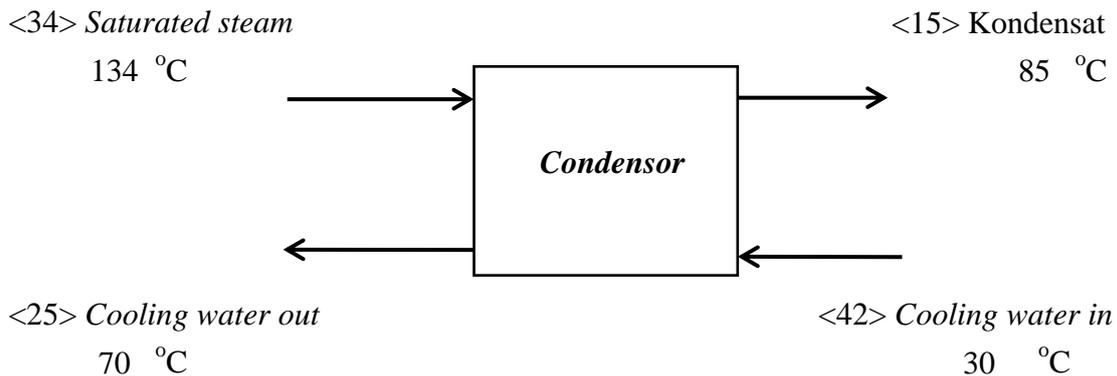
$$= 11651,38 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Efisiensi Total} = \frac{\text{listrik yang dihasilkan}}{\text{Kalor bagasse}} \times 100\%$$

$$= \frac{124091207,8495}{926756252,6712}$$

$$= 13\%$$

B.7. Condensor (E-332)



Data -Data yang Diketahui

Aliran	Massa Total	Cp (kJ/kmol)	T (°C)	Cp (kJ/kg)
<34>	158000,00	3696,31	133,53	205,3505
<42>	m	151,46	30	8,4144
<15>	158000,00	2405,71	85	133,6506
<25>	m	1694,16	70	94,1199

Entalpi Masuk

$$\begin{aligned}
 <34> \text{ Saturated steam} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 158000,00 \times 205,3505 \\
 &= 32445386,00 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 <42> \text{ Cooling water in} &= m \text{ CW} \times C_p \text{ CW} \times \Delta T \\
 &= m \times 8,41 \\
 &= 8,41 \times m \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total entalpi masuk} = 32445386,00 + 8,41 \text{ m kJ}$$

Entalpi Keluar

$$\begin{aligned}
 <15> \text{ Kondensat} &= (m \times C_p \times \Delta T) + (m \times \lambda) \\
 &= 158000,00 \times 133,6506 \\
 &= 21116801,61 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 <25> \text{ Cooling water out} &= m \text{ CW} \times C_p \text{ CW} \times \Delta T \\
 &= m \times 94,12 \\
 &= m \times 94,12 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total entalpi keluar} = 94,12 \text{ m} + 21116801,61 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi masuk} &= \text{Entalpi keluar} \\
 32445386,00 + 8,41 \text{ m} &= 94,12 \text{ m} + 21116801,61
 \end{aligned}$$

$$85,71 \text{ m} = 11328584,40$$

$$\text{m} = 132180,44 \text{ kg/jam}$$

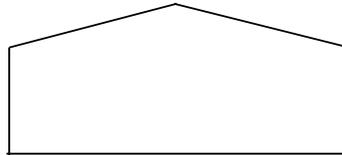
Tabel B.13 Neraca Energi *Condensor*

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<34>	32445386,00	<15>	21116801,61
<42>	1112225,02	<25>	12440809,4
Total	33557611,03	Total	33557611,03

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

C.1. Gudang Penyimpanan Bagasse (F-110)

- Fungsi : Menyimpan bahan baku *bagasse* (ampas tebu)
 Tipe : Bangunan persegi dengan tutup prisma segi empat
 Dasar Pemilihan : Sesuai dengan karakteristik bahan



Gambar C.1. Skema Gudang Penyimpanan Bagasse

Densitas bagasse	=	600,00	kg/m ³	=	37,4568	lb/ft ³
<u>Dasar Perencanaan :</u>						
Bahan Konstruksi	=	Beton				
Rate	=	1296000	kg/hari			
	=	2857162	lb			
Volume bahan	=	$\frac{2857162}{37,46}$	$\frac{\text{lb/hari}}{\text{lb/ft}^3}$	=	76278,85	ft ³

Faktor Keamanan 25 %, sehingga bahan mengisi 75% volume gudang

Volume gudang	=	$\frac{76278,85}{75\%}$	ft ³	=	101705,13	ft ³
---------------	---	-------------------------	-----------------	---	-----------	-----------------

- Diambil asumsi : Tinggi = 2Y
 : Panjang = Lebar = 3Y

Volume gudang	=	Panjang	x	Lebar	x	Tinggi
101705,13 ft ³ /hari	=	3Y	x	3Y	x	2Y
101705,13 ft ³ /hari	=	18	Y ³			
Y	=	17,81	ft			

Tinggi	=	2	x	17,81	=	35,62	ft
Panjang = Lebar	=	3	x	17,81	=	53,43	ft

Spesifikasi Gudang Penyimpanan Bagasse (F-110)

- Nama : Gudang Penyimpanan Bagasse
 Fungsi : Menyimpan bahan baku *bagasse* (ampas tebu)
 Tipe : Bangunan persegi dengan tutup prisma persegi empat
 Dasar Pemilihan : Sesuai dengan karakteristik bahan
 Panjang : 53,43 ft = 16,3 m
 Lebar : 53,43 ft = 16,3 m
 Tinggi : 35,62 ft = 10,9 m
 Konstruksi : Dasar beton, dinding batako
 Jumlah : 1 buah

C.2. Belt Conveyor 1 (J-111)

Fungsi : Mengangkut ampas tebu dari gudang penyimpanan menuju *rotary cutter*

Kondisi Operasi :

Tekanan total = Tekanan operasi = 1 bar = 14,50 psi

Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total

= 16 psi

Temperatur = 30 °C = 86 °F

Kapasitas

Mass rate = 25200,00 kg/jam = 25,20 ton/jam

Spesifikasi Belt Conveyor (J-111)

Fungsi : Mengangkut *bagasse* dari gudang penyimpanan menuju rotary cutter

Tipe : *Troughed Belt Conveyor on 20° idler*

Massa jenis = 600 kg/m³

= 37,5 lb/ft³

Berdasarkan Tabel 21-7 Perrys Chemical Engineering Handbook ed.7, data untuk material dengan

Kapasitas maksimum = 32 ton/jam = 32000 kg/jam

Volume maksimum = 53,33 m³ x 24 = 1280 m³/hari

Dari tabel didapatkan :

Lebar *belt* = 14 in = 0,36 m

Luas pengangkutan = 0,11 ft² = 0,01 m²

Kecepatan *belt* = 100 ft/min = 0,51 m/s

Kemiringan = 22,5° (*Hugot hal. 99*)

Panjang *belt* = 590,6 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 *bagasse* menjadi ukuran ± 5 mm

Dasar pemilihan : *Size reduction* untuk material *nonabrasive* dan *fibrous*

Tipe alat : *Rotary knife cutter* dengan *razor sharp alloy blades*

Kapasitas : 25200,00 kg/jam = 7 kg/s

Spesifikasi Rotary Cutter (C-120)

Kapasitas maksimum : 50 kg/s (*Ulrich Tabel 4-5 hal. 77*)

Maks diameter feed masuk : 0,5 m

Maks. reduction ratio : 50

Power yang dibutuhkan : 100 x kapasitas kg/s (*Ulrich Tabel 4-5 hal. 77*)

: 700 kW

Bahan konstruksi : *Carbon-Steel*

Jumlah : 1 buah

C.4. Screw Conveyor 1 (J-121)

Fungsi : Mengangkut *bagasse* dari *rotary cutter* menuju *fluidized bed dryer*

Material Class = H 36 (*Perry Table 21-4*)

Kapasitas = 25200,00 kg/jam

= 55556,424 lb/jam

TABLE 21-6 Screw-Conveyor Data for 50-lb/ft³ Material and Pipe-Mounted Sectional Spiral Flights*

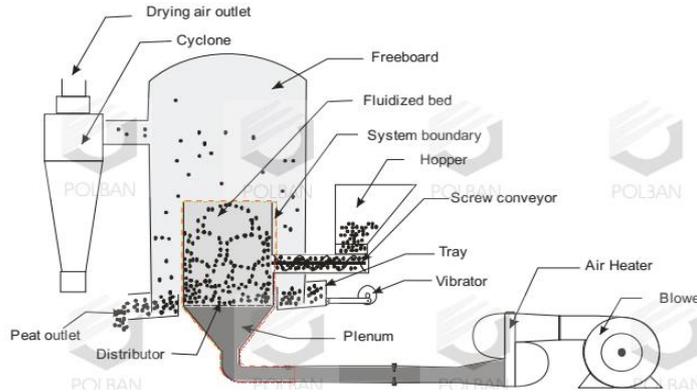
Capacity† Tons/h ft ³ /h	Diam. of flights, in	Diam. of pipe, in‡	Diam. of shafts, in	Hanger centers, ft	Max. size of lumps			Speed, r/min	Max. torque capacity, in-lb	Feed section diam., in	hp at motor§					Max. hp capacity at speed listed	
					All lumps	Lumps 20 to 25%	Lumps 10% or less				15-ft max. length	30-ft max. length	45-ft max. length	60-ft max. length	75-ft max. length		
5	200	9	2½	2	10	¾	1½	2¼	40	7,600	6	0.43	0.85	1.27	1.69	2.11	4.8
10	400	10	2½	2	10	¾	1½	2¼	55	7,600	9	0.85	1.69	2.25	3.00	3.75	6.6
15	600	10	2½	2	10	¾	1½	2¼	80	7,600	9	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	9.6
		12	2½	2	12	1	2	3	45	7,600 16,400	10	1.27 1.27	2.25 2.25	3.38 3.38	3.94 3.94	4.93 4.93	5.4 11.7
20	800	12	2½	2	12	1	2	3	60	7,600	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	7.2
		14	3½	3	12	1	2	3	75	7,600 16,400	10	1.69 1.69	3.00 3.00	3.94 3.94	4.87 4.87	5.63 5.63	15.6
25	1000	12	2½	2	12	1	2	3	75	7,600	10	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0
		14	3½	3	12	1¼	2½	3½	45	16,400 16,400	12	2.12 2.12	3.75 3.75	4.93 4.93	5.63 5.63	6.55 6.55	9.0 11.7
30	1200	14	3½	3	12	1¼	2½	3½	55	16,400	12	2.25	3.94	5.05	6.75	7.50	14.3
35	1400	14	3½	3	12	1¼	2½	3½	65	16,400	12	2.62	4.58	5.90	7.00	8.75	16.9
40	1600	16	3½	3	12	1½	3	4	50	16,400	14	3.00	4.50	6.75	8.00	10.00	13.0

Spesifikasi Screw Conveyor (J-121)

- Diameter of flight = 14 in = 0,35560071 m
- Diameter of pipe = 3,5 in = 0,08890018 m
- Diameter of shafts = 3 in = 0,07620015 m
- Size of lumps (max.) = 1,25
- Speed = 55 rpm
- Feed section diameter = 12 in = 0,30480061 m
- hp motor/ 30ft length = 3,94 HP

C.5. Fluidized Bed Dryer (B-130)

- Fungsi : Mengeringkan ampas tebu sehingga MC (*moisture content*) berkurang dari 50% menjadi 5%
- Tipe : *Vertical Fluidized Bed Dryer*



Gambar C.2. Skema Fluidized Bed Dryer

Perhitungan :

Neraca Massa *Fluidized Bed Dryer*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Komponen	Keluar (kg/jam)
Bagasse	25200,00	Bagasse	25200,00
Air	12600,00	Air	5670,00
Udara Kering	216839,96	Udara Kering	216839,96
		Air menguap	6930,00
Total	254639,96	Total	254639,96

Data-data Udara :

- Suhu masuk = 283 °C
- Suhu keluar = 125,4 °C
- *Minimum velocity* = 1,80 m/s

(Polanco, 2013)

- Terminal velocity :

$$U_t = \left(\frac{4,00 (\rho_s - \rho_g) g D_p}{3 C_D \rho_g} \right)^{1/2}$$

Keterangan :

ρ_g	=	Densitas udara	=	0,8872 kg/m ³
ρ_s	=	Densitas bagasse	=	600,00 kg/m ³
g	=	Kecepatan gravitasi	=	9,81 m/s
D_p	=	Diameter rata-rata bagasse	=	0,0022 m

Misal menggunakan nilai C_D dari Umf, nilai $C_D = 0,6 N_{Re} = 149,93$

$$U_t = 5,69 \text{ m/s}$$

(Gambar 3.1-2, Geankoplis)

- Operating velocity = 6,00 m/s

Menghitung luas penampang bed, A :

Densitas	=	0,89 kg/m ³
Laju alir udara	=	244417,24 m ³ udara kering/jam
	=	67,89 m ³ udara kering/s
A_{bed}	=	$\frac{\text{Laju alir udara, m}^3/\text{s}}{\text{Operating velocity, m/s}} = 11,32 \text{ m}^2$

Menghitung diameter bed, D_{bed} :

$$A_{bed} = 1/4 \pi D_{bed}^2$$

$$D_{bed} = (4 A / \pi)^{1/2}$$

$$D_{bed} = 3,80 \text{ m}$$

Asumsi, kecepatan udara di luar bed = kecepatan minimum fluidized bed = 1,8 m/s

Sehingga dapat dihitung diameter dryer sebagai berikut :

A_{dryer}	=	$\frac{\text{Laju alir udara, m}^3/\text{s}}{\text{Operating velocity, m/s}} = 37,72 \text{ m}^2$
A_{dryer}	=	$1/4 \pi D_{dryer}^2$
D_{dryer}	=	$(4 A / \pi)^{1/2}$
D_{dryer}	=	6,9 m

Menghitung tinggi dryer, h :

$$NTU = \frac{U_a A H}{G s}$$

$$H = \frac{NTU G s}{U_a A}$$

Keterangan :

NTU	=	Jumlah unit transfer
U_a	=	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

$$U_a = 0,35 (G/A)^{0,284} (S/A)^{0,541}$$

$$= 0,43 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3 \text{K}} = 0,43 \frac{\text{kW}}{\text{m}^3 \text{°C}}$$

$$C_{p_{in}} = 1,04 \text{ kJ/kg °C}$$

$$C_{pg \text{ out}} = 1,14 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$s = (C_{pg \text{ in}} + C_{pg \text{ out}})/2$$

$$= 1,09 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C}$$

$$H = \frac{NTU G s}{Ua A}$$

$$H = 8,044 \text{ m}$$

Menghitung *pressure drop*, ΔP :

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 \mu v (1 - \epsilon)^2}{\phi_s^2 D_p^2 \epsilon^3} + \frac{1.75 \rho (v')^2}{\phi_s D_p} \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \quad (\text{Geankoplis pers 3.1-33})$$

Keterangan :

ΔP	=	Beda tekan (<i>pressure drop</i>)	
L	=	Panjang bed	= 8,04 m
μ	=	Viskositas udara	= 2,3432E-05 kg/ms
v'	=	Kecepatan udara masuk	= 6,00 m/s
ϕ_s	=	<i>Shape factor</i>	= 0.5 - 0.7 (diambil nilai 0,6)
D_p	=	Diameter rata-rata bagasse	= 0,0022 m
ρ	=	Densitas udara	= 0,8872 kg/m ³
ϵ	=	<i>Void fraction</i>	= 0,66

$$\frac{\Delta P}{L} = 4867 + 50075,0278 = 54941,6769$$

$$\Delta P = 441934,6234 \text{ kg/ms}^2 = 4,419 \text{ bar}$$

Spesifikasi Fluidized Bed Dryer (B-130)

Fungsi	:	Mengeringkan ampas tebu sehingga MC (<i>moisture content</i>) berkurang dari 50% menjadi 5%
Jumlah	:	1 buah
Kapasitas	:	254639,96 kg/jam
Diameter bed	:	3,80 m
Diameter dryer	:	6,93 m
Tinggi dryer	:	8,04 m
Bahan	:	<i>Carbon-Steel</i>

C.6. Screw Conveyor 2 (J-131)

Fungsi	:	Mengangkut bagasse dari <i>fluidized bed dryer</i> menuju <i>gasifier</i>
<i>Material Class</i>	:	H 36 (Perry Table 21-4)
Kapasitas	=	13860 kg/jam
	=	30556,0332 lb/jam

TABLE 21-6 Screw-Conveyor Data for 50-lb/ft³ Material and Pipe-Mounted Sectional Spiral Flights*

Capacity†		Diam. of flights, in.	Diam. of pipe, in.	Diam. of shafts, in.	Hanger centers, ft	Max. size of lumps			Speed, r/min	Max. torque capacity, in-lb	Feed section diam., in.	hp at motor‡					Max. hp capacity at speed listed
Tons/h	ft ³ /h					All lumps	Lumps 20 to 25%	Lumps 10% or less				15-ft. max. length	30-ft. max. length	45-ft. max. length	60-ft. max. length	75-ft. max. length	
5	200	9	2½	2	10	¾	1½	2¼	40	7,600	6	0.43	0.85	1.27	1.69	2.11	4.8
10	400	10	2½	2	10	¾	1½	2¼	55	7,600	9	0.85	1.69	2.25	3.00	3.75	6.6
15	600	10	2½	2	10	¾	1½	2¼	80	7,600	9	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	9.6
		12	2½	2	12	1	2	3	45	7,600	10	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	5.4
		12	3½	3	12	1	2	3	45	16,400	10	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	11.7
20	800	12	2½	2	12	1	2	3	60	7,600	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	7.2
		12	3½	3	12	1	2	3	75	16,400	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	15.6
25	1000	12	2½	2	12	1	2	3	75	7,600	10	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0
		14	3½	3	12	1¼	2¼	3½	45	16,400	12	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0
30	1200	14	3½	3	12	1¼	2¼	3½	55	16,400	12	2.25	3.94	5.05	6.75	7.50	14.3
35	1400	14	3½	3	12	1¼	2¼	3½	65	16,400	12	2.62	4.58	5.90	7.00	8.75	16.9
40	1600	16	3½	3	12	1½	3	4	50	16,400	14	3.00	4.50	6.75	8.00	10.00	13.0

Spesifikasi Screw Conveyor (J-131)

Diameter of flight	:	12 in	=	0,305	m
Diameter of pipe	:	3,5 in	=	0,089	m
Diameter of shafts	:	2 in	=	0,0508001	m
Size of lumps (max.)	:	1			
Speed	:	80 rpm			
Feed section diameter	:	10 in	=	0,25400051	m
hp motor/ 30ft length	:	2,25 HP			

C.7. Cyclone (H-132)

Fungsi	:	Menangkap ampas tebu yang terbawa saat proses pengeringan
Tipe	:	<i>Effulent Dust Cuclone</i>
Bahan	:	Carbon steel SA-240 grade C
Kapasitas	:	638409,77 kg/jam
Jumlah	:	1 buah

Temperatur udara masuk = 125,35 °C = 398,50 K
 Dari App. B didapatkan *Humidity* masuk cyclone = 0,0690 kg H₂O/kg udara kering

Untuk menghitung humid volume digunakan persamaan 9.3.7 Geankoplis :

$$v_H = (2,83 \cdot 10^{-3} + 4,56 \times 10^{-3} H) T = 1,253 \text{ m}^3/\text{kg udara kering}$$

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 :

$$Q = \text{Laju udara masuk, kg udara kering/jam} \times \text{Humid volume, m}^3/\text{kg udara kering}$$

$$= 638409,77 \text{ kg udara kering/jam} \times 1,2532 \text{ m}^3/\text{kg udara kering}$$

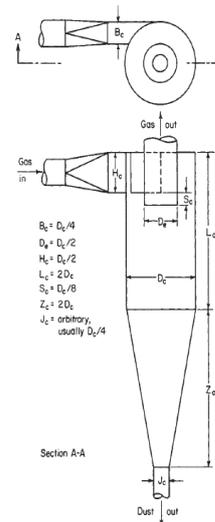
$$= 800030,34 \text{ m}^3/\text{jam} = 222,23 \text{ m}^3/\text{s} = 7848,01 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Ukuran dimensi cyclone ditentukan menurut skema berikut ini :

Dimensi cyclone :

- Bc = Dc/4 pipa inlet
- De = Dc/2 pipa pengeluaran uap
- Hc = Dc/2 pipa inlet
- Lc = 2 Dc tinggi separator = Lc+Zc
- Sc = Dc/8
- Zc = 2 Dc
- Jc = Dc/4 pipa pengeluaran debu

Dimana : Hc = tinggi masukan
 Dc = diameter cyclone
 De = diameter keluaran
 Lc = 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 $v_i = 15 \text{ m/det}$

$$v_i = \frac{222,2}{Hc \times Bc}$$

$$15 = \frac{222,2}{Dc^2 / 8}$$

$$15 Dc^2 = 1778$$

$$Dc^2 = 118,5$$

$$Dc = 10,89 \text{ m}$$

$$Dc = OD = 35,72 \text{ ft} \approx 36 \text{ ft}$$

Menurut standart Stairmand :

$$Bc = Dc/4 = 9,00 \text{ ft}$$

$$De = Dc/2 = 18,00 \text{ ft}$$

$$Hc = Dc/2 = 18,00 \text{ ft}$$

$$Lc = 2 Dc = 72,00 \text{ ft}$$

$$Sc = Dc/8 = 4,50 \text{ ft}$$

$$Zc = 2 Dc = 72,00 \text{ ft}$$

$$Jc = Dc/4 = 9,00 \text{ ft}$$

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 grade C

C.8. Fan (G-133)

Fungsi : Untuk menghembuskan *flue gas* dari *cyclone* proses menuju *atmosfer*
 Tipe : *Centrifugal Fan*
 Jumlah : 1 Unit
 Kapasitas : 216839,96 kg/jam = 60,23 kg/s

$$BM \text{ flue gas} = 28,865 \text{ kg udara/kgmol}$$

$$P_1 = 0,7 \text{ bar} = 70 \text{ kPa}$$

$$T = 125 \text{ }^\circ\text{C} = 398,50 \text{ K}$$

$$P_2 = 1 \text{ bar} = 100 \text{ kPa}$$

$$\rho_{\text{flue gas 1}} = \frac{BM \times 1 \text{ kgmol} \times T_0 \times P_1}{22.414 \text{ m}^3 \times T \times P_0}$$

$$= 28,9 \times \frac{1}{22,414} \times \frac{273,15}{398,50} \times \frac{70}{101}$$

$$= 0,610 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{flue gas 2}} = \rho_{\text{flue gas 1}} \times \frac{P_2}{P_1}$$

$$= 0,61 \times \frac{100}{70}$$

$$= 0,87 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{rata-rata}} = \frac{\rho_{\text{flue gas 1}} + \rho_{\text{flue gas 2}}}{2} = \frac{0,610 + 0,871}{2} = 0,7405 \text{ kg/m}^3$$

$$Pressure \ head = \frac{P_2 - P_1}{\rho_{\text{rata-rata}}} = \frac{100 - 70}{0,7405} = 40,5 \text{ kJ/kg}$$

(Geankoplis , hal 150)

Isothermal Compression

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{2.23026 \times RT}{BM} \times \log \frac{P_2}{P_1} && \text{(Geankoplis, hal 152)} \\ &= 2,23 \times \frac{8,314}{28,87} \times 398,50 \times \log \frac{100,00}{70,00} \\ &= 39,7 \text{ Kj/kg} \end{aligned}$$

Effisiensi operasi *fan* optimal pada 50% - 75% (Bleier, hal 93)

Maka, diambil nilai effisiensi 65%

$$\begin{aligned} \text{brake} &= \frac{-W_s \text{ m}}{\eta} && \text{(Geankoplis, hal 150)} \\ &= 3675 \text{ Kw} \\ &= 2740 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Fan (G-133)

Fungsi	:	Untuk menghembuskan udara dari <i>cyclone</i> proses menuju atmosfer
Tipe	:	<i>Centrifugal fan</i>
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	:	216839,96 kg/jam
Efisiensi	:	65%
Temperature Inlet Design	:	125,35 °C
Tekanan Suction	:	0,7 bar
Tekanan Discharge	:	1 bar
Power	:	3674,6 kW

C.9. Fluidized Bed Gasifier (R-210)

Fungsi	:	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari bagasse menjadi gas sinte
Tipe	:	<i>Circulating Fluidized Bed Gasifier</i>
Proses	:	Kontinyu
Suhu operasi	=	900 °C
Tekanan operasi	=	30 bar

Perhitungan Volume Bejana

$$\begin{aligned} \text{Rate massa masuk} &= 13880,16 \text{ kg/jam} \\ \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ menit} && \text{(Indah, 2014)} \\ &= 0,02 \text{ jam} \\ \rho \text{ bagasse} &= 600 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Volume bahan} &= \frac{\text{Rate massa masuk} \times \text{Waktu tinggal}}{\rho \text{ bahan}} \end{aligned}$$

$$\text{Volume bahan} = 0,39 \text{ m}^3$$

Karena bahan mengisi 65% dari volume tangki, maka :

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{Volume bahan}}{0,65} \quad \text{(Brownell \& Young, 1979)}$$

$$\text{Volume tangki} = 0,593 \text{ m}^3$$

Tangki dirancang dengan bentuk silinder dengan volume :

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= \frac{\pi \times D^2 \times (\text{TDH} + H)}{4} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times (D + 2D)}{4} \end{aligned}$$

$$= \frac{\pi \times D^2 \times 3D}{4}$$

$$= 2,355 D^3$$

Tangki dirancang dengan bentuk *standard dished head* dengan volume :

$$\text{Volume dished head} = 0,0847 D^3$$

Perhitungan Diameter dan Tinggi Bejana

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{Volume silinde} + 2 \times \text{Volume dished head} \\ 0,593 \text{ m}^3 &= 2,355 D^3 + 0,1694 D^3 \\ D^3 &= 0,235 \\ D &= 0,617 \text{ m} \\ D &= 24,294 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= 2,355 D^3 \\ &= 0,553 \text{ m}^3 \\ \text{Volume dished} &= 0,169 D^3 \\ &= 0,040 \text{ m}^3 \\ \text{Tinggi dished} &= 0,169 D \\ &= 0,104 \text{ m} \end{aligned}$$

Kecepatan minimum fluidisasi

$$U_{mf} = \frac{d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g}{150 \cdot \mu} \times \frac{\varepsilon^3 \cdot \phi^2}{1 - \varepsilon}$$

$$\begin{aligned} d_p \text{ (diameter rata-rata partikel)} &= 0,0022 \text{ m} \\ \rho_p \text{ (massa jenis bagasse)} &= 600 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_f \text{ (massa jenis udara)} &= 8,823 \text{ kg/m}^3 \\ g \text{ (percepatan gravitasi)} &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\ \varepsilon \text{ (porositas medium)} &= 0,42 \\ \phi \text{ (sphericity bagasse)} &= 0,6 \\ \mu \text{ (viskositas udara)} &= 0,000048 \text{ Pa.s} \\ U_{mf} &= 0,178054447 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan terminal partikel

$$U_t = dp \cdot \left[\frac{4 \cdot (\rho_p - \rho_f)^2 \cdot g^2}{225 \cdot \rho_f \cdot \mu} \right]^{\frac{1}{3}}$$

(Martinez, 2007)

$$U_t = 1,550706943 \text{ m/s}$$

Kecepatan fluidisasi

$$\frac{H}{H_{mf}} = 1 + \frac{10.978 \cdot (U_f - U_{mf})^{0.738} \cdot \rho_p^{0.376} \cdot dp^{1.006}}{U_{mf}^{0.937} \cdot \rho_f^{0.126}}$$

(Martinez, 2007)

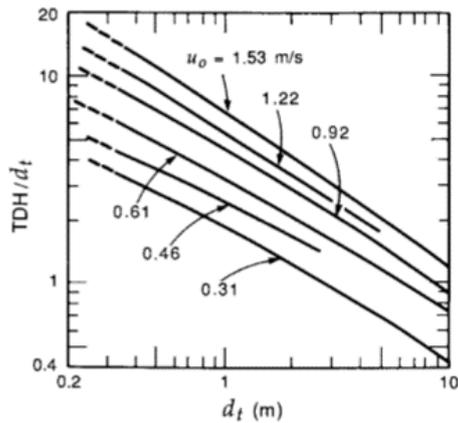
$$H/H_{mf} = 1,3$$

(Martinez, 2007)

(Bemgba, 2012)

$$U_f = U_{mf} + 0.738 \sqrt{\frac{0.3 \cdot U_{mf}^{0.937} \cdot \rho_f^{0.126}}{10.978 \cdot \rho_p^{0.376} \cdot dp^{1.006}}}$$

$$U_f = 0,376991138 \text{ m/s}$$



$$\begin{aligned} \text{TDH}/D &= 1 \\ \text{TDH} &= D \\ \text{Ht} &= \text{TDH} + H \\ &= 1,851 \end{aligned}$$

Perhitungan Tekanan Bejana

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 30 \text{ bar} \\ &= 435,1 \text{ psia} \\ P \text{ desain} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\ &= 478,6254 \text{ psia} \\ &= 33 \text{ bar} \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Silinder

Dari **Buku Brownell & Young, halaman 254**, diperoleh :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{\pi \times \text{ID}}{2 \times (f \cdot E - 0.6 \times \pi)} + C \\ &= \dots \end{aligned}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} t_s &= \text{Tebal tangki (in)} \\ P &= \text{Tekanan desain (psig)} \\ \text{ID} &= \text{Inside diameter (in)} \\ C &= \text{Faktor korosi (in/year)} = 0,06 \text{ in} \\ f &= \text{Allowable stress (psi)} = 11.250 \text{ psi} \\ E &= \text{Effisiensi sambungan} = 0,8 \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{\pi \times \text{ID}}{2 \times (f \cdot E - 0.6 \times \pi)} + C$$

$$t_s = 0,066738915 \text{ in}$$

Maka,

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_s$$

$$\text{OD} = 24,4 \text{ in}$$

$$\text{ID baru} = \text{OD} - 2 t_s$$

$$\begin{aligned} \text{ID baru} &= 0,617 \text{ m} \\ &= 24,294 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dengan ID baru,

$$\text{Volume silinder} = 2,355 D^3$$

C.11. Blower (G-222)

Fungsi	:	Untuk menghembuskan udara proses menuju kompressor
Tipe	:	<i>Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower</i>
Jumlah	:	3 Unit
Kapasitas	:	613063,62 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{BM udara} &= 29 \text{ kg udara/kgmol} \\ P_1 &= 1,00 \text{ bar} \\ &= 100 \text{ kPa} \\ T &= 30,00 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 303,15 \text{ K} \\ P_2 &= 2,5 \text{ bar} \\ &= 250 \text{ kPa} \\ \rho_{\text{udara 1}} &= \text{BM} \times \frac{1 \text{ kgmol} \times T_0 \times P_1}{22.414 \text{ m}^3 \times T_1 \times P_0} \\ &= 29 \times \frac{1}{22,414} \times \frac{273,2}{303,2} \times \frac{100}{101,325} \\ &= 1,1506 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_{\text{udara 2}} &= \rho_{\text{udara 1}} \times \frac{P_2}{P_1} \\ &= 1,1506 \times \frac{250,0}{100,0} \\ &= 2,8764 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_{\text{rata-rata}} &= \frac{\rho_{\text{udara 1}} + \rho_{\text{udara 2}}}{2} \\ &= \frac{1,1506 + 2,876}{2} \\ &= 2,0135 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Laju alir udara} &= 304482,1573 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi Blower (G-222)

Fungsi	:	Untuk menghembuskan udara proses menuju kompressor
Tipe	:	<i>Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower</i>
Bahan	:	<i>Stainless steel</i>
Kapasitas	:	2033 - 1230000 m ³ /jam
Temperature Inlet Design	:	30 °C
Maximum Temperature	:	80 °C
Tekanan Suction	:	1 bar abs
Tekanan Discharge	:	2,5 bar abs
Power	:	55,00 kW

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

Fungsi	:	Menghilangkan bau dan warna pada air
Tipe	:	Tangki silinder vertikal dengan media penyaring <i>activated carbon</i>

Kondisi Operasi:

$$\begin{aligned} \text{Tekanan} &= 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ lbf/in}^2 \\ \text{Temperatur} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menentukan luas dan dimensi filter yang dibutuhkan

$$\text{Flowrate feed} = 158100,00 \text{ kg/jam} = 348547,26 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,158 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Volumetrik rate} = 158,7860 \text{ m}^3/\text{jam} = 5607,428 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

Asumsi **overdesign 10%**

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 1,1 \times \text{jumlah air} \\ &= 174,6646 \text{ m}^3/\text{jam} = 6168,1712 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0485 \text{ m}^3/\text{s} = 1,7134 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Luas filter yang diperlukan:

$$V/(A \cdot t_c) = \left(\frac{2 \times f \times \Delta P}{t_c \times \mu \times \alpha \times C_s} \right)^{1/2} \quad (\text{Geankoplis})$$

dengan:

$$V = \text{laju alir volume filter} = 1,7134 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A = \text{luas area filtrasi, ft}^2$$

$$t_c = \text{waktu siklus filter, s} = 250 \text{ s}$$

$$\Delta P = \text{tekanan, lbf/in}^2 = 17,64 \text{ lbf/in}^2 = 2561 \text{ lbf/ft}^2 = 12162 \text{ Pa}$$

$$\mu = \text{viskositas air} = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s} = 0,0008 \text{ Pa.s}$$

$$\alpha = \text{resistensi cake}$$

$$\begin{aligned} &= 4,37 \times 1000000000 \times (-\Delta P)^{0,3} \\ &= 7, \text{E}+10 \text{ m/kg} \\ &= 1, \text{E}+11 \text{ ft/lbm} \end{aligned}$$

$$C_s = \frac{\rho \times C_x}{1 - m \times C_x} = 307,7263 \text{ kg/m}^3 = 19,2112 \text{ lbm/ft}^3$$

dengan:

$$C_x = \text{konsentrasi padatan dalam slurry} = 0,191 \text{ kg solid / kg slurry}$$

$$m = \text{massa filter cake} = 2 \text{ kg wet cake / dry cake}$$

$$f = \text{the fraction submergence of the drum surface in the slurry} = 0,33$$

sehingga,

$$V/A = 0,0105 \text{ m}$$

$$A = 4,607465185 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2$$

$$D = 2,423 \text{ m} = 7,9483 \text{ ft}$$

$$\text{Diambil standar: } D = 2 \text{ ft} = 0,60960741 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} = \frac{\text{kapasitas} \times t_c}{A}$$

$$= \frac{2,632571753}{11} \text{ m} = 8,63694141 \text{ ft}$$

$$\text{Diambil standar} = 11 \text{ ft} = 3,35284077 \text{ m}$$

Menghitung kebutuhan karbon aktif yang digunakan

A	=	4,607465185	m ²
Tinggi media	=	0,5	x Tinggi shell
	=	1,676	m
Volume	=	7,72404856	m ³
Densitas	=	2100	kg/m ³
Kebutuhan karbon aktif	=	16220,5020	kg

Menghitung tekanan desain

* tekanan vertikal bahan padat pada kolom

$$P_B = \frac{R \cdot \rho_B \left(\frac{g}{g_c} \right)}{2 \mu K} \left[1 - e^{(-2 \mu K Z_t / R)} \right] \quad (\text{Mc. Cabe and Smith, 1985})$$

Dimana:

densitas material	=	ρ_b	=	2267 kg/m ³	
			=	142 lbm/ft ³	
koefisien friksi	=	μ	=	0,35-0,55	
			dipilih	=	0,45
rasio tekanan	=	K	=	0,3-0,6	
			dipilih	=	0,5
tinggi bahan	=	Zt	=	5,50	ft
jari-jari tangki	=	R	=	1	ft
e	=			2,7183	
Pb	=			288,03	lb/ft ²
	=			2,000	psi
Tekanan lateral	=			1,000	psi
Tekanan total	=			3,000	psi
Tekanan operasi	=			17,64	psi
Tekanan desain	=			1,1 x (Tekanan operasi + tekanan bahan)	
	=			22,70	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)	=	22,70 psi
Diameter tangki (ID)	=	24,00 in

$$ts = \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C$$

$$= \frac{544,90}{29972,76} + 0,125$$

$$= 0,143 \text{ in}$$

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 ID = 24 in, ts = 0,1875 in

$$OD = ID + 2t = 24,38 \text{ in} = 26 \text{ in (standar)}$$

maka r = 24 in

$$\begin{aligned}
 \text{tha} &= \frac{0.885 \times P \times r}{2 \times ((f \times E) - (0.1 \times P))} + C \\
 &= \frac{482,23}{29995,46} + 0,125 \\
 &= 0,141 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,1875 in

Tutup bawah berbentuk *conical* 120°

$$\begin{aligned}
 \text{thb} &= \frac{P \times Di}{2 \times (fE - 0.6P) \cos \alpha} + C \\
 &= \frac{544,90}{14986,38} + 0,125 \\
 &= 0,161 \text{ in}
 \end{aligned}$$

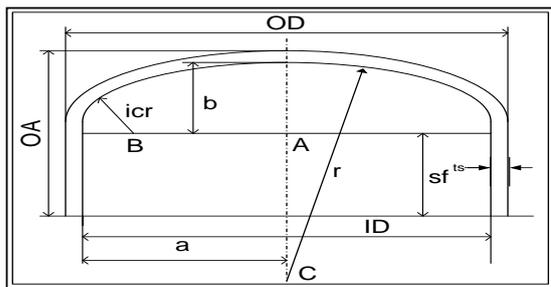
Tebal tutup bawah standar = 0,1875 in

Perhitungan tinggi tangki

Tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned}
 \text{hb} &= \frac{OD}{2 \tan \alpha} \\
 &= 7,506 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi tutup atas



Dari *Brownell & Young* Tabel 5.6 & 5.7 didapat :

$$\begin{aligned}
 r &= \frac{OD}{2} = 12 \text{ in} \\
 \text{icr} &= 1 \frac{3}{4} \text{ in} \\
 \text{sf} &= 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil sf = 2 in)}
 \end{aligned}$$

Sehingga dari *Fig. 5.8 Brownell & Young Page 87* dapat dihitung

a	=	$\frac{1}{2} \times ID$	=	12,00	in
AB	=	$(\frac{1}{2} \times ID) - \text{icr}$	=	10,25	in
BC	=	$r - \text{icr}$	=	22,25	in
b	=	$r - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$	=	4,25	in
AC	=	$(BC^2 - AB^2)^{1/2}$	=	19,75	in
OA	=	$t + b + \text{sf}$	=	6,39	in
Tinggi tangki	=	Ls + OA + hb	=	132,00 + 6,39 + 7,51	
	=		=	145,90	in
	=		=	12,16	ft

Backwashing

Kisaran <i>internal backwashing</i>	=	8-24 jam	(Powell, 1954)
Dipilih	=	10,00 jam	
Kisaran kecepatan <i>backwash</i>	=	15-30 gpm/ft ²	
Dipilih	=	15,00 gpm/ft ²	
Luas penampang	=	4,6075 m ²	= 49,593 ft ²
<i>flowrate backwash</i>	=	kecepatan <i>backwash</i> x luas penampang	
	=	743,90 gpm	
Kisaran air untuk <i>backwash</i>	=	0,5-5% air yang disaring	(Powell, 1954)
Dipilih	=	4%	
Air untuk <i>backwash</i>	=	0,04 x 159 m ³ /jam x 10,00 jam	
	=	63,51 m ³	= 16778,594 gal
Waktu <i>backwash</i>	=	$\frac{16778,59}{743,90}$ gal/gpm	= 22,554995 menit
Air yang tertinggal	=	0,02% x air masuk	
	=	0,02% x 158100,00 kg/jam	
	=	23,72 kg/jam	
Sehingga, air keluaran filter	=	158100,00 kg/jam - 23,72 kg/jam	
	=	158076,29 kg/jam	

Spesifikasi Tangki Reaktor Carbon Filter (R-230)

Bahan	=	Commercial steel SA 167 type 304 grade 3
Bentuk	=	Silinder tegak (vertikal) dengan media penyaring <i>activated carbon</i>
Jenis tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>
Jenis tutup bawah	=	<i>Conical 120°</i>
Kapasitas	=	5607,428 ft ³ /jam
<u>Dimensi</u>		
Diameter	=	24,00 in
Tebal shell	=	0,1875 in
Tinggi silinder	=	12,16 in
Tebal tutup atas	=	0,1875 in
Tinggi tutup atas	=	6,39 in
Tebal tutup bawah	=	0,1875 in
Tinggi tutup bawah	=	7,51 in
Tekanan desain	=	22,70 psi
Waktu <i>backwash</i>	=	22,555 menit
Jumlah	=	1 tangki

C.13. 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		
		2% x 158100 kg/jam	=	3162,00 kg/jam
			=	13,92186 gpm

Siklus regenerasi	:	8 jam	=	480	menit
Total kation inlet	:	62	ppm		(1 galon/kg grain # 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	=	17,4 kgrain CaCO ₃ /ft ³
Maksimum flow	:	15,00	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			
	=	24,23	kgrain CaCO ₃		
Kebutuhan volume resin	=	1,39	ft ³	=	0,04 m ³
Luas permukaan resin	=	0,93	ft ²	=	0,09 m ²
Tinggi bed resin	=	1,50	ft	=	0,46 m
Diameter Tangki	=	1,09	ft	=	2 ft = 18 in
Ruang kosong	=	75% tinggi bed resin untuk ekspansi saat regenerasi			
	=	1,12	ft		
Lapisan pasir	=	50% tinggi bed resin			
	=	0,75	ft		
Gravel	=	12	in	=	1 ft
Tinggi shell total	=	4,37	ft		

Menghitung kebutuhan resin yang digunakan

Densitas resin	=	53,06 lb/ft ³
Volume resin	=	1,39 ft ³
Kebutuhan resin	=	73,7 lb
	=	33,47 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	=	μ	=	0,35-0,55	
				dipilih	= 0,45
rasio tekanan	=	K	=	0,3-0,6	
				dipilih	= 0,5
tinggi bahan	=	Zt	=	2,25	ft
jari-jari tangki	=	R	=	0,75	ft
e	=	2,718			
Pb	=	65,45	lb/ft ²		

	=	0,454	psi
Tekanan lateral	=	0,227	psi
Tekanan total	=	0,682	psi
Tekanan operasi	=	1,2	bar abs
Tekanan operasi	=	17,409	psi
Tekanan desain	=	1,1 x (Tekanan operasi + tekanan bahan)	
	=	19,90	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 esain)	=	19,90 psi
Diameter tangki (ID)	=	18,00 in

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C \\
 &= \frac{358,19}{29976,12} + 0,13 \\
 &= 0,137 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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 in = 20 in (standar)

maka r = 20 in, icr = 1 1/4 in

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P \times r}{2x((f \times E) - (0.1 \times P))} + C \\
 &= \frac{352,22}{29996,02} + 0,13 \\
 &= 0,137 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,1875 in

Tutup bawah berbentuk *conical* 120°

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{P \times d_i}{2 \times (fE - 0.6P) \cos \alpha} + C \\
 &= \frac{358,19}{14988,06} + 0,13 \\
 &= 0,149 \text{ in}
 \end{aligned}$$

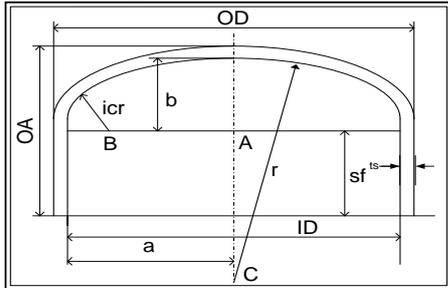
Tebal tutup bawah standar = 0,1875 in

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 :

$$r = OD = 20 \text{ in}$$

$$icr = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil sf = 2 in)}$$

Sehingga dari *Fig. 5.8 Brownell & Young Page 87* dapat dihitung

$$a = \frac{1}{2} \times ID = 9,00 \text{ in}$$

$$AB = (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 7,75 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 18,75 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 2,93 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 17,07 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 5,11 \text{ in}$$

Tinggi tangki = Ls + OA + hb

$$= 52,42 + 5,11 + 5,20$$

$$= 62,73 \text{ in}$$

$$= 5,23 \text{ ft}$$

Regenerasi Resin

Kebutuhan regenerant

Regenerant yang digunakan = H₂SO₄ 4% volume

Kapasitas regenerant = 100 gr/liter resin

Kebutuhan teoritis = 3933,9806 gram

= 3,93 kg

Kebutuhan teknis = 110% kebutuhan teoritis

= 4,33 kg

Waktu regenerasi

Densitas regenerant = 1021,6 kg/m³

= 8,5257 lb/galon

Flowrate regenerasi = 15 gpm/ft²

Volume regenerant = 0,0042 m³

= 1,1190 galon

Waktu regenerasi = volume regenerant/(flowrate regenerasi x luas resin)

= 0,080 menit

Waktu pencucian = 10 menit

Waktu Pembilasan = 5 menit

Total waktu = 15,080 menit

Spesifikasi Tangki Reaktor Kation Exchanger (R-240)

- 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
<u>Dimensi</u>			
Diameter silinder	:	18,00	in
Tebal silinder	:	0,1875	in
Tinggi silinder	:	52,42	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	:	19,90	psi
Total waktu regenerasi	:	15,08	menit

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

Fungsi	:	Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan kesadahan pada
Tipe	:	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin penukar ion

Menghitung dimensi tangki

Kapasitas	:	makeup air umpan boiler
		asumsi : 2 % dari air BFW
		2% x 158100 kg/jam = 3162,00 kg/jam
		= 13,92186 gpm
Siklus regenerasi	:	8 jam = 480 menit
Total anion inlet	:	62 ppm (1galon/kg grain CaCO ₃ = 17,1 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	:	60 °C	(max. 80°C)
pH	:	7	(range 0-14)
Kapasitas resin	:	1,340 Eq/L	= 29,212 kgrain CaCO ₃ /ft ³
Maksimum flow	:	15 gpm/ft ²	
Densitas resin	:	0,7 kg/L	= 43,699 lb/ft ³

Jumlah mineral yang dihilangkan	=	jumlah anion yang dihilangkan x jumlah air x siklus regenerasi
	=	24,23 kgrain CaCO ₃
Kebutuhan volume resin	=	0,83 ft ³ = 0,02 m ³
Luas permukaan resin	=	0,93 ft ² = 0,09 m ²
Tinggi bed resin	=	0,89 ft = 0,27 m
Diameter Tangki	=	1,1 ft = 1,5 ft = 18 in
Ruang kosong	=	75% tinggi bed resin untuk ekspansi saat regenerasi
	=	0,67 ft
Lapisan pasir	=	50% tinggi bed resin
	=	0,45 ft
Gravel	=	12 in = 1 ft
Tinggi shell total	=	3,01 ft

Menghitung kebutuhan resin yang digunakan

Densitas resin	=	43,70 lb/ft ³
Volume resin	=	0,83 ft ³
Kebutuhan resin	=	36,25 lb
	=	16,46 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	=	μ	=	0,35-0,55	
				dipilih	= 0,45
rasio tekanan	=	K	=	0,3-0,6	
				dipilih	= 0,5
tinggi bahan	=	Zt	=	1,34	ft
jari-jari tangki	=	R	=	0,75	ft
e	=			2,7183	
Pb	=			40,25	lb/ft ²
	=			0,279	psi
Tekanan lateral	=			0,140	psi
Tekanan total	=			0,419	psi
Tekanan operasi	=			1,2	bar abs
	=			17,409	psi
Tekanan desain	=			1,1x(Tekanan operasi + tekanan bahan)	
	=			19,611	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)	=	0,13 in
Tekanan desain (P desain)	=	19,61 psi
Diameter tangki (ID)	=	18,00 in

$$ts = \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C$$

$$= \frac{353,00}{29976,47} + 0,13$$

$$= 0,137 \text{ in}$$

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, ts = 0,1875 in

OD = ID + 2t	=	18,38 in
OD setelah distandarisasi	=	20,00 in
maka r =	20 in	, icr = 1,25 in

$$\begin{aligned}
tha &= \frac{0.885 \times P \times r}{2 \times ((f \times E) - (0.1 \times P))} + C \\
&= \frac{347,11}{29996,08} + 0,125 \\
&= 0,137 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tebal tutup atas standard = 0,1875 in

Tutup bawah berbentuk *conical* 120°

$$\begin{aligned}
thb &= \frac{P \times di}{2 \times (fE - 0.6P) \cos \alpha} + C \\
&= \frac{353,00}{14988,23} + 0,125 \\
&= 0,1486 \text{ in}
\end{aligned}$$

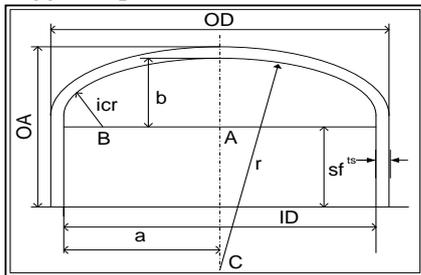
Tebal tutup bawah standard = 0,1875 in

Perhitungan tinggi tangki

Tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned}
hb &= \frac{OD}{2 \tan \alpha} \\
&= 5,196 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tinggi tutup atas



Dari *Brownell & Young Tabel 5.6 & 5.7* didapat :

$$\begin{aligned}
r &= \frac{OD}{2} = 20 \text{ in} \\
icr &= 1,25 \text{ in} \\
sf &= 1\frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil sf = 2 in)}
\end{aligned}$$

Sehingga dari *Fig. 5.8 Brownell & Young Page 87* dapat dihitung

$$\begin{aligned}
a &= \frac{1}{2} \times ID = 9,00 \text{ in} \\
AB &= (\frac{1}{2} \times ID) - icr = 7,75 \text{ in} \\
BC &= r - icr = 18,75 \text{ in} \\
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 2,93 \text{ in} \\
AC &= (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 17,07 \text{ in} \\
OA &= t + b + sf = 5,06 \text{ in} \\
\text{Tinggi tangki} &= Ls + OA + hb \\
&= 36,13 + 5,06 + 5,20 \\
&= 46,39 \text{ in} \\
&= 3,87 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Regenerasi Resin

Kebutuhan regenerant

$$\begin{aligned}
\text{Regenerant yang digunakan} &= \text{NaOH 70\% volume} \\
\text{Kapasitas regenerant} &= 70 \text{ gr/liter resin} \\
\text{Kebutuhan teoritis} &= 1644,05159 \text{ gram}
\end{aligned}$$

	=	1,64	kg
Kebutuhan teknis	=	110%	kebutuhan teoritis
	=	1,81	kg
<u>Waktu regenerasi</u>			
Densitas regenerant	=	1021,6	kg/m ³
	=	8,5257	lb/galon
Flowrate regenerasi	=	15,0000	gpm/ft ²
Volume regenerant	=	0	m ³
	=	0,47	galon
Waktu regenerasi	=	volume regenerant/(flowrate regenerasi x luas resin)	
	=	0,03359051	menit
Waktu pencucian	=	10	menit
Waktu Pembilasan	=	5	menit
Total waktu	=	15,034	menit

Spesifikasi Anion Exchanger (R-250)

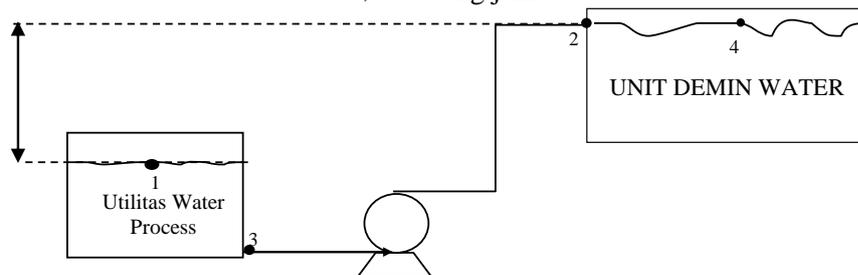
Bahan	:	Plate steel SA 167 type 304 grade 3
Bentuk	:	Silinder
Jenis tutup atas	:	Standard dished head
Jenis tutup bawah	:	Conical 120°
Jumlah	:	1 tangki

Dimensi

Diameter silinder	:	18,00	in
Tebal silinder	:	0,1875	in
Tinggi silinder	:	36,13	in
Tebal tutup atas	:	0,19	in
Tinggi tutup atas	:	5,06	in
Tebal tutup bawah	:	0,1875	in
Tinggi tutup bawah	:	5,20	in
Tekanan desain	:	19,61	psi
Total waktu regenerasi	:	15,03	menit

C.15. Pompa Water Process (L-231)

Fungsi	:	Untuk memompa air dari utilitas <i>water process</i> menuju unit <i>demin water</i>
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	:	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	:	1 Unit
Kapasitas	:	158100,0 kg/jam



Densitas air	=	995,7 kg/m ³	(A.2-3 Geankoplis, air pada T= 30°C)
	=	995,7	x 0,062 = 62,16 lb _m /ft ³
Rate air	=	158100,0	kg/jam

$$\begin{aligned}
&= \frac{158100,0 \times 2,205}{3600} \\
&= 96,82 \text{ lbm/s} \\
\mu \text{ air} &= 0,801 \text{ cp} \quad (\text{A.2-4 Geankoplis, air pada } T= 30^{\circ}\text{C}) \\
&= 0,801 \times 6,720 \times 10^{-4} \\
&= 0,000538 \text{ lb}_m/(\text{ft}).(\text{s}) \\
\text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} \\
&= \frac{96,82}{62,16} \\
&= 1,558 \text{ ft}^3/\text{s} \\
&= 1,558 \times 7,481 \times 60 \\
&= 699,11 \text{ gal/min}
\end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa lurus	=	30	m		
	=	30	x	3,2808	= 98,42 ft
Beda ketinggian	=	4	m		
	=	4	x	3,2808	= 13,12 ft
Elbow 90°	=	2	buah		
Globe valve	=	1	buah (<i>wide open</i>)		
Gate valve	=	1	buah (<i>wide open</i>)		
P ₁	=	1	bar abs		
	=	0,99	atm	=	14,51 psia
P ₂	=	1,20	bar abs		
	=	1,18	atm	=	17,41 psia

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

Q_f = Rate Volumetrik

$$= 1,558 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned}
\text{ID, optimum} &= 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters \& Timmerhauss, pers.15 hal 496}) \\
&= 3,9 \times 1,56^{0,5} \times 62,16^{0,1} \\
&= 3,9 \times 1,221 \times 1,71 \\
&= 8,14 \text{ in}
\end{aligned}$$

Jadi, digunakan diameter pipa = 10 in IPS 40

Dari Kern, Tabel 11 diperoleh :

OD	=	10,13	in	ID	=	9,625	in
	=	$\frac{10,13}{12}$	=	0,84	ft	=	$\frac{9,625}{12}$ = 0,80 ft
	=	10,13	x	0,025	=	9,625	x 0,025
	=	0,26	m	=	0,244	m	
A	=	0,51	ft ²				
Kecepatan alir, v	=	$\frac{Q_f}{A}$	=	$\frac{1,56}{0,51}$	=	3,08	ft/s

Cek, N_{Re} :

($N_{Re} < 2100$ aliran laminar, $2100 < N_{Re} < 4100$ aliran turbulen, $N_{Re} > 4100$ aliran turbulen)

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{62,16 \times 0,80 \times 3,08}{0,0005380} = 285795,1 \text{ (Turbulen)}$$

Perhitungan Friction Losses :

a. Sudden contraction dari outlet tangki :

$$K_c = 0,55 \times \left[1 - \frac{A_3}{A_1} \right] \text{ (Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98)}$$

Karena $A_1 \gg A_3$, maka : $\frac{A_3}{A_1} = 0$

Jadi, $K_c = 0,55$ dan $\alpha = 1,0$ (Turbulen)

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98)}$$

Maka :

$$h_c = 0,55 \times \frac{9,51}{2 \times 1,0 \times 32,17} = \frac{5,23}{64,35} = 0,081 \text{ (lb}_f\text{).ft/lb}_m$$

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° :

$$h_{f1} = 2 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \text{ (Geankoplis, pers 2.10-17 hal 99)}$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{3,08^2}{2 \times 1,0 \times 32,17}$$

$$= \frac{14,27}{64,348}$$

$$= 0,2218 \text{ (lb}_f\text{).ft/lb}_m$$

Friksi pada 1 globe valve (wide open) :

$$h_{f2} = 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c}$$

$$= 1 \times 6 \times \frac{3,08^2}{2 \times 1,0 \times 32,17}$$

$$= \frac{57,08}{64,348}$$

$$= 0,8870 \text{ (lb}_f\text{).ft/lb}_m$$

Friksi pada 1 gate valve (wide open) :

$$h_{f3} = 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c}$$

$$\begin{aligned}
&= 1 \times 0,17 \times \frac{3,08^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
&= \frac{1,62}{64,35} \\
&= 0,0251 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft})/\text{lb}_m
\end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
\Sigma h_f &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} \\
&= 0,222 + 0,887 + 0,025 \\
&= 1,134 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft})/\text{lb}_m
\end{aligned}$$

c. Friksi pada pipa lurus :

Diketahui :

$$L = 98,42 \quad \text{ft}$$

Material pipa, yaitu Commercial steel.

$$\epsilon = 0,000046 \quad \text{m} \quad (\text{Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94})$$

Maka :

$$\begin{aligned}
\epsilon/D &= \frac{0,000046}{0,24} \\
&= 0,00019 \\
f &= 0,006
\end{aligned}$$

(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94)

$$\begin{aligned}
F_f &= 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{D \times 2 \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-6 hal 92}) \\
&= 4 \times 0,006 \times \frac{98,42 \times 3,08^2}{0,80 \times 2 \times 32,2} \\
&= \frac{22,5}{51,61} = 0,435 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft})/\text{lb}_m
\end{aligned}$$

d. Sudden expansion ke inlet unit demin :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_4}{A_2} \right)^2 \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hlm 93})$$

$$\text{Karena } A_4 \ll A_2, \text{ maka : } \frac{A_4}{A_2} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_{ex} = 1,0 \quad \text{dan } \alpha = 1,0 \quad (\text{Turbulen})$$

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93})$$

Maka :

$$\begin{aligned}
h_{ex} &= 1,0 \times \frac{9,51}{2 \times 1,0} \\
&= \frac{9,51}{2} \\
&= 4,76 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft})/\text{lb}_m
\end{aligned}$$

e. Total friksi :

$$\begin{aligned}
\Sigma F &= h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} \\
&= 0,081 + 1,13 + 0,44 + 4,76
\end{aligned}$$

$$= 6,41 \quad (\text{lb}_f) \cdot (\text{ft}) / \text{lb}_m$$

Mechanical Energy Balance :

$$\begin{aligned} \Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 2,90 \quad \text{psia} \\ &= 417,85 \quad \text{lb}_f/\text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$v_1 = 0$$

$$v_2 = 3,08 \quad \text{ft/s}$$

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{g_c} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F \quad (\text{lb}_f) \cdot (\text{ft}) / \text{lb}_m$$

$$\begin{aligned} W_s &= - (6,72 + 1 \times 13,12 + \frac{9,51 - 0}{2 \times 1,0 \times 32,17} + 6,41) \\ &= 19,84556 + 0,147834983 + 6,41 = -26,4 \quad (\text{lb}_f) \cdot (\text{ft}) / \text{lb}_m \end{aligned}$$

**Persamaan
Bernoulli**

Kapasitas = 1,558 ft³/s, maka :

Efisiensi pompa, η_p = $1 - 0,12 q^{-0,27}$ (Ulrich , pers. 4-95a hal 205)
= 89%

$$\begin{aligned} W_s &= - \eta_p \times W_p \\ -26,4 &= -89\% \times W_p \\ W_p &= 29,5 \quad (\text{lb}_f) \cdot (\text{ft}) / \text{lb}_m \end{aligned}$$

BHP = $\frac{m \times W_p}{550}$ (Geankoplis , pers. 3.3-2 hal 145)
= $\frac{96,82 \times 29,5}{550} = 5,20 \quad \text{hp}$

Efisiensi motor, η_m = 80% (Peters & Timmerhauss , Gb.14-38 hal 521)

$$\begin{aligned} \text{Konsumsi Power} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_m} \\ &= \frac{5,20}{0,8} \\ &= 6,50 \quad (\text{lb}_f) \cdot (\text{ft}) / \text{s} \\ &= 6,50 \quad \text{hp} \end{aligned}$$

Jadi, digunakan power pompa sebesar : 6,50 hp

Spesifikasi Pompa Water Process (L-231) :

Kapasitas	:	158100,0	kg/jam
Diameter pipa	:	10,0	in IPS 40
Panjang pipa	:	30	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)	:	-26,4	(lb_f)·(ft)/ lb_m
W_p	:	29,5	(lb_f)·(ft)/ lb_m
Efisiensi pompa (η_p)	:	89%	
Efisiensi motor (η_m)	:	80%	
Power motor	:	6,50	hp
Jumlah	:	1	Unit

C.16. Wet Electrostatic Presipitator (H-211)

Fungsi : Menangkap debu, abu dan partikel lain yang ada dalam aliran *flue gas* yang akan dibuang ke lingkungan

Kondisi operasi

Temperatur	=	300 °C	=	573,15	K
Tekanan	=	30 bar	=	3000000	Pa
R	=	8314,34	m ³ Pa/kgmol K		
Densitas udara	=	18,1560	kg/m ³		
Kapasitas	=	155911,94	kg/h		
	=	8587,35	m ³ /h		

Spesifikasi Wet Electrostatic Presipitator (H-211)

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	:	3000	m ²
Output Voltage	:	72000	Volt
Power	:	720	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
High	:	16,83	m

C.17. Compressor (G-214)

Fungsi : Meningkatkan tekanan *process air* menuju *gasifier*

Tipe : *Centrifugal blower*

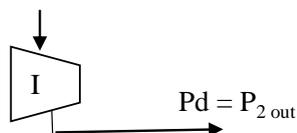
Jumlah : 5 buah

Gas : *Process air*

Kondisi proses :

Suhu masuk (T ₁)	=	30,0 °C	=	86 °F	
Suhu keluar (T ₂)	=	379 °C	=	714 °F	
Tekanan masuk (P ₁)	=	1,2 bar	=	17,41 psia	
Tekanan keluar (P ₂)	=	30 bar	=	435,2 psia	
Rate massa	=	203082,4704	kg/jam		
Densitas	=	1,2 kg/m ³	=	0,0012	kg/L

$$P_s = P_{1 \text{ in}}$$



Kondisi Operasi

Tekanan Suction, P_s (psia)

$$P_s = P \text{ gas masuk}$$

$$P_s = 17,40932642 \text{ psia}$$

Temperatur Suction, T_s (°R)

$$T_s = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tekanan Discharge, Pd (psia)
Pd = P gas keluar
Pd = 435,2331606 psia

Temperatur Discharge, Td ($^{\circ}\text{R}$)
Td = 379 $^{\circ}\text{C} = 652,15 \text{ K} = 714,2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Laju alir volumetrik gas, Q

$$= \frac{F}{\rho}$$

$$= \frac{203082,470 \text{ kg/jam}}{1,2 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 169235,39 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Daya blower (P)

Efisiensi (η) = 75 %

$$P = \frac{144 \times \eta \times Q}{33000} \quad (\text{Perry \& Green, 1999})$$

$$= \frac{144 \times 0,75 \times 169235,39}{33000}$$

$$= 553,8612829 \text{ hp}$$

maka dipilih blower dengan daya motor : 553,9 hp

Spesifikasi Compressor (G-214)

Nama Alat	:	Kompresor
Kode Alat	:	G-214
Type	:	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	:	Menaikkan tekanan <i>process air</i> menuju <i>gasifier</i>
Jumlah stage	:	5 buah
Kondisi operasi	:	Psuction = 1,2 bar Pdischarge = 30 bar
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	:	203082,4704 kg/jam
Power	:	553,9 hp

C.18. Steam Turbine (N-330)

Fungsi	:	Mengkonversi steam yang dihasilkan HRSG menjadi energi listrik
Model Number	:	YBPST1125
Tipe	:	<i>Back Pressure Steam Turbine</i>
Feed	:	<i>Steam Superheated</i>
Data operasi		
Suhu masuk (T1)	=	420 $^{\circ}\text{C} = 788 \text{ } ^\circ\text{F}$
Suhu keluar (T2)	=	133,53 $^{\circ}\text{C} = 272 \text{ } ^\circ\text{F}$
Tekanan masuk (P1)	=	113 bar = 1639,37824 psia
Tekanan keluar (P2)	=	3 bar = 43,5233161 psia
Rate massa	=	158000 kg/jam
Rate mol	=	8777,8 kgmol/jam

Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, Ps (psia)
Ps = P gas masuk
Ps = 1639,378238 psia
2. Temperatur Suction, Ts ($^{\circ}\text{R}$)

- $T_s = 420 \text{ } ^\circ\text{C} = 693,15 \text{ K}$
 3. Tekanan Discharge, Pd (psia)
 $P_d = P \text{ gas keluar}$
 $P_d = 43,52331606 \text{ psia}$
 3. Temperatur Discharge, Td (oR)
 $T_d = 133,53 \text{ } ^\circ\text{C} = 406,68 \text{ K}$
 4. Ratio spesifik heat, k
 $k = 1,602 \text{ (k untuk steam)}$ (Hysys)
 5. Overall compressor ratio, Rc (Ludwig vol III, pers.(12-36))

$$= \frac{P_s}{P_d} = \frac{1639,38}{43,523} = 37,667$$

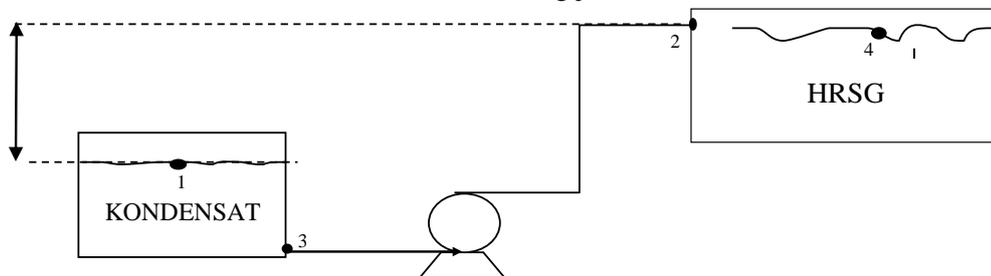
 $R_c \text{ maks/stage} = 3-4,5 \text{ (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)}$
 $37,667 / N = 4,5$
 $N = 8,37037037$
 sehingga diperlukan 15 stage

Spesifikasi Steam Turbine (N-330)

Nama	:	<i>Standard Multi-Stage Steam Turbine</i>	
Tipe Blading	:	<i>Impulse</i>	
Stage max	:	15	
Tipe Electricity Generator	:	<i>Steam</i>	
Outlet Power	:	Up to 45 MW	
Inlet Steam Pressure max	:	Up to 140 bar	
Inlet Steam Temperature Max	:	430 °C	
Tekanan Outlet Max	:	Up to 16 bar	
Speed max	:	Up to 12000 rpm	
Steam Consumption Rate	:	10,5 - 37,8 kg/KWh	
Steam Consumption	:	6 ton/jam - 260 ton/jam	(www.siemens.com)

C.19. Pompa Steam Condensate (L-333)

Fungsi	:	Untuk memompa kondensat ke HRSG
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	:	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	:	5 Unit
Kapasitas	:	158000,00 kg/jam



Densitas Air = $971,8 \text{ kg/m}^3$ (A.2-3 Geankoplis, air pada $T=80 \text{ } ^\circ\text{C}$)
 $= 971,8 \times 0,062 = 60,67 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$
 Rate air = $158000,00 \text{ kg/jam}$
 $= \frac{158000,00 \times 2,205}{3600}$
 $= 96,76 \text{ lbm/s}$
 $\mu \text{ air} = 0,357 \text{ cp}$ (A.2-4 Geankoplis, air pada $T=80 \text{ } ^\circ\text{C}$)

$$\begin{aligned}
&= 0,357 \quad \times \quad 6,720 \quad \times \quad 10^{-4} \\
&= 0,00024 \quad \text{lb}_m/(\text{ft}) \cdot (\text{s}) \\
\text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} \\
&= \frac{96,76}{60,67} \\
&= 1,595 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\
&= 1,595 \quad \times \quad 7,481 \quad \times \quad 60 \\
&= 715,82 \quad \text{gal/min}
\end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

$$\begin{aligned}
\text{Panjang pipa lurus} &= 50 \quad \text{m} \\
&= 50 \quad \times \quad 3,281 \quad = \quad 164,04 \quad \text{ft} \\
\text{Beda ketinggian} &= 3 \quad \text{m} \\
&= 3 \quad \times \quad 3,281 \quad = \quad 9,84 \quad \text{ft} \\
\text{Elbow } 90^\circ &= 2 \quad \text{buah} \\
\text{Globe valve} &= 1 \quad \text{buah (wide open)} \\
\text{Gate valve} &= 1 \quad \text{buah (wide open)} \\
P_1 &= 1 \quad \text{bar abs} \\
&= 0,99 \quad \text{atm} \quad = \quad 14,51 \quad \text{psia} \\
P_2 &= 113 \quad \text{bar abs} \\
&= 111,52 \quad \text{atm} \quad = \quad 1639,38 \quad \text{psia}
\end{aligned}$$

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

$$\begin{aligned}
Q_f &= \text{Rate Volumetrik} \\
&= 1,595 \quad \text{ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{ID, optimum} &= 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters \& Timmerhauss, pers.15 hlm 496}) \\
&= 3,9 \quad \times \quad 1,59^{0,5} \quad \times \quad 60,7^{0,1} \\
&= 3,9 \quad \times \quad 1,23 \quad \times \quad 1,71 \\
&= 8,20 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

Jadi, digunakan diameter pipa = 10 in IPS sch 40

Dari Kern, Tabel 11 diperoleh :

$$\text{OD} = 10,750 \quad \text{in} \quad \quad \quad \text{ID} = 10,020 \quad \text{in}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{10,750}{12} = 0,90 \quad \text{ft} \quad \quad \quad = \frac{10,02}{12} = 0,84 \quad \text{ft} \\
&= 10,75 \quad \times \quad 0,025 \quad \quad \quad = 10,02 \quad \times \quad 0,025 \\
&= 0,27 \quad \text{m} \quad \quad \quad = 0,25 \quad \text{m} \\
A &= 0,55 \quad \text{ft}^2
\end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan alir, } v = \frac{Q_f}{A} = \frac{1,59}{0,55} = 2,91 \quad \text{ft/s}$$

Cek, N_{Re} :

($N_{Re} < 2100$ aliran laminar, $2100 < N_{Re} < 4100$ aliran turbulen, $N_{Re} > 4100$ aliran turbulen)

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{60,67 \times 0,84 \times 2,91}{0,0002396} = 616202,377 \quad (\text{Turbulen})$$

Perhitungan Friction Losses :

a. Sudden contraction dari outlet tangki :

$$K_c = 0,55 \times \left[1 - \frac{A_3}{A_1} \right] \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 93})$$

Karena $A_1 \gg A_3$, maka : $\frac{A_3}{A_1} = 0$

Jadi, $K_c = 0,55$ dan $\alpha = 1,0$ (Turbulen)

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 93})$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_c &= 0,55 \times \frac{8,49}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{4,67}{64,35} = 0,07 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m \end{aligned}$$

b. Friksi pada sambungan dan valve :

Diketahui harga K_f : (Geankoplis, pers. 2.10-1 hal 93)

Elbow 90° $K_f = 0,75$

Globe valve $K_f = 6$

Gate valve $K_f = 0,17$

Friksi pada 2 elbow 90° :

$$\begin{aligned} h_{f1} &= 2 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, hlm 96}) \\ &= 2 \times 0,75 \times \frac{2,91^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{12,74}{64,348} \\ &= 0,20 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Friksi pada 1 globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f2} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\ &= 1 \times 6 \times \frac{2,91^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{50,95}{64,348} \\ &= 0,79 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Friksi pada 1 gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f3} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\ &= 1 \times 0,17 \times \frac{2,91^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{1,44}{64,35} = 0,02 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\Sigma h_f &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} \\ &= 0,20 + 0,79 + 0,02 \\ &= 1,01 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m\end{aligned}$$

c. Friksi pada pipa lurus :

Diketahui :

$$L = 164,04 \quad \text{ft}$$

Material pipa, yaitu Commercial steel.

$$\epsilon = 0,000046 \quad \text{m} \quad (\text{Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94})$$

Maka :

$$\epsilon/D = \frac{0,000046}{0,25}$$

$$= 0,00018$$

$$f = 0,0035 \quad (\text{Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94})$$

$$F_f = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{D \times 2 \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-6 hal 86})$$

$$= 4 \times 0,004 \times \frac{164,04 \times 2,91^2}{0,84 \times 2 \times \text{#####}}$$

$$= \frac{19,5}{53,73} = 0,36 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m$$

d. Sudden expansion ke inlet HRSG :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93})$$

$$\text{Karena } A_1 \ll A_2, \text{ maka :} \quad \frac{A_1}{A_2} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_{ex} = 1,0 \quad \text{dan } \alpha = 1,0 \quad (\text{Turbulen})$$

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93})$$

Maka :

$$h_{ex} = 1,0 \times \frac{8,49}{2 \times 1,0 \times 32,17}$$

$$= \frac{8,49}{64}$$

$$= 0,13 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m$$

e. Total friksi :

$$\begin{aligned}\Sigma F &= h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} \\ &= 0,07 + 1,01 + 0,36 + 0,13 \\ &= 1,58 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m\end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance :

$$\begin{aligned}\Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 1624,87 \quad \text{psia} \\ &= 1624,87 \quad \text{lb}_f / \text{in}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 233996,32 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 \\
 v_1 &= 0 \\
 v_2 &= 2,91 \text{ ft/s} \\
 W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{g_c} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F \quad (\text{lb}_f \cdot (\text{ft})/\text{lb}_m) \\
 W_s &= -3856,9 + 1 \times 9,84 + \frac{8,49 - 0}{2 \times 1,0 \times 32,2} + 1,58 \\
 &= 3866,75 + 0,131952822 + 1,58 = -3868,5
 \end{aligned}$$

Persamaan Bernoulli

Kapasitas = 1,59 ft³/s, maka :

Efisiensi pompa, η_p = $1 - 0,12 q^{-0,27}$ (Ulrich, pers. 4-95a hal 205)

= 89%

$$\begin{aligned}
 W_s &= -\eta_p \times W_p \\
 -3868 &= -89\% \times W_p \\
 W_p &= 4326,1 \text{ (lb}_f \cdot (\text{ft})/\text{lb}_m)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{m \times W_p}{550} \\
 &= \frac{96,8 \times 4326,1}{550} \\
 &= 761,07 \text{ (lb}_f \cdot (\text{ft})/\text{s)} \\
 &= 761,07 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor, η_m = 84% (Peters & Timmerhauss, Gb.14-38 hal 521)

$$\begin{aligned}
 \text{Konsumsi Power} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_m} \\
 &= \frac{761,07}{0,84} \\
 &= 906,04 \text{ (lb}_f \cdot (\text{ft})/\text{s)} \\
 &= 906,04 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

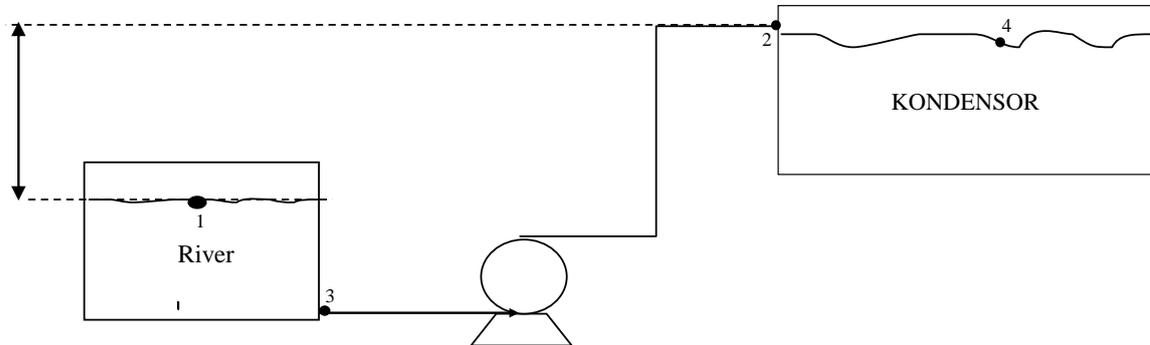
Jadi, digunakan power pompa sebesar : 906,04 hp

Spesifikasi Pompa Steam Condensate (L-333)

Kapasitas	:	158000	kg/jam
Diameter pipa	:	10	in IPS sch 40
Panjang pipa	:	50	m
Beda ketinggian	:	3	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)	:	-3868,5	(lb _f)·(ft)/lb _m
W_p	:	4326,1	(lb _f)·(ft)/lb _m
Efisiensi pompa (η_p)	:	89%	
Efisiensi motor (η_m)	:	84%	
Power motor	:	906,04	hp
Jumlah	:	5	Unit

C.20. Pompa Cooling Water (L-334)

Fungsi : Untuk memompa air dari air sungai menuju unit kondensor
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Bahan : *Commercial Steel*
 Jumlah : 1 Unit
 Kapasitas : 132180,4 kg/jam



$$\begin{aligned}
 \text{Densitas air} &= 995,7 \text{ kg/m}^3 && \text{(A.2-3 Geankoplis, air pada } T= 30^\circ\text{C)} \\
 &= 995,7 \quad \times \quad 0,062 && = 62,16 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \\
 \text{Rate air} &= 132180,4 \text{ kg/jam} \\
 &= \frac{132180,4 \quad \times \quad 2,205}{3600} \\
 &= 80,95 \text{ lbm/s} \\
 \mu \text{ air} &= 0,8007 \text{ cp} && \text{(A.2-4 Geankoplis, air pada } T= 30^\circ\text{C)} \\
 &= 0,801 \quad \times \quad 6,720 \quad \times \quad 10^{-4} \\
 &= 0,000538 \text{ lb}_m/(\text{ft}).(\text{s)} \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} \\
 &= \frac{80,95}{62,16} \\
 &= 1,302 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 1,302 \quad \times \quad 7,481 \quad \times \quad 60 \\
 &= 584,50 \text{ gal/min}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa lurus} &= 30 \text{ m} \\
 &= 30 \quad \times \quad 3,2808 && = 98,42 \text{ ft} \\
 \text{Beda ketinggian} &= 4 \text{ m} \\
 &= 4 \quad \times \quad 3,2808 && = 13,12 \text{ ft} \\
 \text{Elbow } 90^\circ &= 2 \text{ buah} \\
 \text{Globe valve} &= 1 \text{ buah (wide open)} \\
 \text{Gate valve} &= 1 \text{ buah (wide open)} \\
 P_1 &= 1 \text{ bar abs} \\
 &= 0,99 \text{ atm} && = 14,51 \text{ psia} \\
 P_2 &= 1,20 \text{ bar abs} \\
 &= 1,18 \text{ atm} && = 17,41 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

Q_f = Rate Volumetrik

$$= 1,302 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{ID, optimum} = 3.9 Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Peters \& Timmerhauss, pers.15 hal 496})$$

$$= 3,9 \times 1,30^{0.45} \times 62,16^{0.1}$$

$$= 3,9 \times 1,126 \times 1,71$$

$$= 7,51 \text{ in}$$

Jadi, digunakan diameter pipa = 8 in IPS 40

Dari Kern, Tabel 11 diperoleh :

$$\text{OD} = 8,63 \text{ in} \quad \text{ID} = 7,981 \text{ in}$$

$$= \frac{8,63}{12} = 0,72 \text{ ft} \quad = \frac{7,98}{12} = 0,67 \text{ ft}$$

$$= 8,63 \times 0,025 = 7,98 \times 0,03$$

$$= 0,22 \text{ m} \quad = 0,20 \text{ m}$$

$$A = 0,35 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan alir, } v = \frac{Q_f}{A} = \frac{1,30}{0,35} = 3,8 \text{ ft/s}$$

Cek, N_{Re} :

($N_{Re} < 2100$ aliran laminar, $2100 < N_{Re} < 4100$ aliran turbulen, $N_{Re} > 4100$ aliran turbulen)

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{62,16 \times 0,67 \times 3,75}{0,0005380} = 288159,9$$

(Turbulen)

Perhitungan Friction Losses :

a. Sudden contraction dari outlet tangki :

$$K_c = 0,55 \times \left[1 - \frac{A_3}{A_1} \right] \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98})$$

$$\text{Karena } A_1 \gg A_3, \text{ maka :} \quad \frac{A_3}{A_1} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_c = 0,55 \quad \text{dan } \alpha = 1,0 \quad (\text{Turbulen})$$

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 98})$$

Maka :

$$h_c = 0,55 \times \frac{14,07}{2 \times 1,0 \times 32,17}$$

$$= \frac{7,74}{64,35} = 0,120 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m$$

b. Friksi pada sambungan dan valve :

Diketahui harga K_f : (Geankoplis, Tabel 2.10-1 hal 99)

$$\text{Elbow } 90^\circ \quad K_f = 0,75$$

$$\text{Globe valve} \quad K_f = 6$$

$$\text{Gate valve} \quad K_f = 0,17$$

Friksi pada 2 elbow 90° :

$$\begin{aligned}
 h_{f1} &= 2 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} && \text{(Geankoplis, pers 2.10-17 hal 99)} \\
 &= 2 \times 0,75 \times \frac{3,75^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
 &= \frac{21,10}{64,348} \\
 &= 0,3279 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
 \end{aligned}$$

Friksi pada 1 globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
 h_{f2} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= 1 \times 6 \times \frac{3,75^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
 &= \frac{84,39}{64,348} \\
 &= 1,312 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
 \end{aligned}$$

Friksi pada 1 gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned}
 h_{f3} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
 &= 1 \times 0,17 \times \frac{3,8^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\
 &= \frac{2,39}{64,35} \\
 &= 0,0372 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
 \end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \Sigma h_f &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} \\
 &= 0,328 + 1,312 + 0,037 \\
 &= 1,68 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
 \end{aligned}$$

c. Friksi pada pipa lurus :

Diketahui :

$$L = 98,42 \text{ ft}$$

Material pipa, yaitu Commercial steel.

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m}$$

(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94)

Maka :

$$\epsilon/D = \frac{0,000046}{0,20}$$

$$= 0,00023$$

$$f = 0,004$$

(Geankoplis, Gb. 2.10-3 hal 94)

$$\begin{aligned}
 Ff &= 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{D \times 2 \times g_c} && \text{(Geankoplis, pers. 2.10-6 hal 92)} \\
 &= 4 \times 0,004 \times \frac{98,42 \times 3,8^2}{0,67 \times 2 \times 32,2}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{22,2}{42,80} = 0,518 \quad (\text{lb}_f \cdot (\text{ft}) / \text{lb}_m)$$

d. Sudden expansion ke inlet boiler :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_4}{A_2} \right)^2 \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hlm 93})$$

Karena $A_4 \ll A_2$, maka : $\frac{A_4}{A_2} = 0$

Jadi, $K_{ex} = 1,0$ dan $\alpha = 1,0$ (Turbulen)

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-15 hal 93})$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_{ex} &= 1,0 \times \frac{14,07}{2 \times 1,0} \\ &= \frac{14,07}{2} \\ &= 7,03 \quad (\text{lb}_f \cdot (\text{ft}) / \text{lb}_m) \end{aligned}$$

e. Total friksi :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} \\ &= 0,120 + 1,68 + 0,52 + 7,03 \\ &= 9,35 \quad (\text{lb}_f \cdot (\text{ft}) / \text{lb}_m) \end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance :

$$\begin{aligned} \Delta P &= P_2 - P_1 \\ &= 2,90 \text{ psia} \\ &= 417,85 \text{ lbf/ft}^2 \end{aligned}$$

$$v_1 = 0$$

$$v_2 = 3,75 \text{ ft/s}$$

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{g_c} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F_f \cdot (\text{ft}) /$$

$$\begin{aligned} W_s &= \left(-6,72 + 1 \times 13,12 + \frac{14 - 0}{2 \times 1,0 \times 32,2} + 9,35 \right) \\ &= 19,84563 + 0,218590017 + 9,35 \\ &= -29,4 \quad (\text{lb}_f \cdot (\text{ft}) / \text{lb}_m) \end{aligned}$$

Kapasitas = 1,302 ft³/s, maka :

Efisiensi pompa, $\eta_p = 1 - 0,12 q^{-0,27} = 89\%$ (Ulrich, pers. 4-95a hal 205)

$$\begin{aligned} W_s &= -\eta_p \times W_p \\ -29 &= -89\% \times W_p \end{aligned}$$

$$W_p = 33,1 \quad (\text{lb}_f \cdot (\text{ft}) / \text{lb}_m)$$

$$\text{BHP} = \frac{m \times W_p}{550}$$

(Geankoplis, pers. 3.3-2 hal 145)

$$= \frac{80,95 \times 33,1}{550} = 4,87 \text{ hp}$$

Efisiensi motor, $\eta_m = 80\%$ (Peters & Timmerhauss, Gb.14-38 hal 521)

$$\begin{aligned} \text{Konsumsi} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_m} \\ \text{Power} &= \frac{4,87}{0,8} \\ &= 6,09 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/s} \\ &= 6,09 \text{ hp} \end{aligned}$$

Jadi, digunakan power pompa sebesar : 6,09 hp

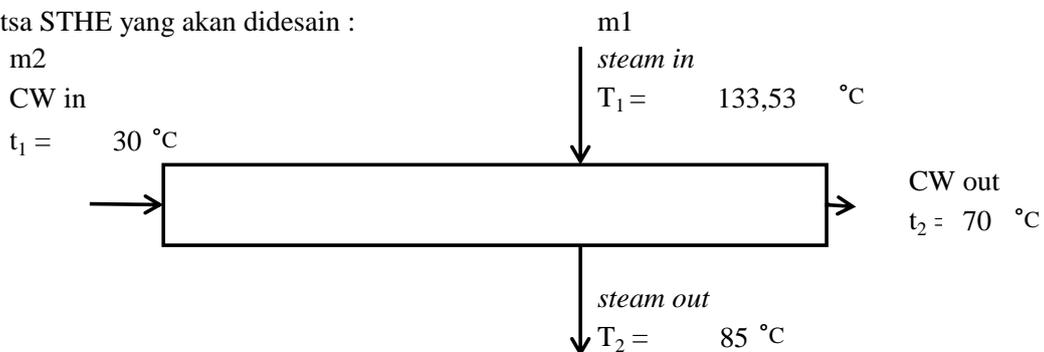
Spesifikasi Pompa Cooling Water (L-334)

Kapasitas	:	132180,4	kg/jam
Diameter pipa	:	8,0	in IPS 40
Panjang pipa	:	30	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)	:	-29,4	(lb _f).(ft)/lb _m
W_p	:	33,1	(lb _f).(ft)/lb _m
Efisiensi pompa (η_p)	:	89%	
Efisiensi motor (η_m)	:	80%	
Power motor	:	6,09	hp
Jumlah	:	1	Unit

C.21. Kondenser (E-332)

Fungsi	:	Mengkondensasikan <i>steam</i> menggunakan <i>cooling water</i> dari suhu 133,53 °C menjadi 85 °C
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	:	SA-240 grade M tipe 316
Jumlah	:	1 buah

Sketsa STHE yang akan didesain :



Data-data yang diketahui :

m_1	=	71818,18	lb/j	=	158000,00	kg/j
m_2	=	290796,9771	lb/j	=	132180,44	kg/j
T_1	=	272,354	°F	=	133,5	°C
T_2	=	185	°F	=	85	°C

$$\begin{aligned}
 t_1 &= 86 & ^\circ\text{F} & & = 30 & ^\circ\text{C} \\
 t_2 &= 158 & ^\circ\text{F} & & = 70 & ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Ukuran tube HE :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1 & \text{in} \\
 \text{BWG} &= 16 \\
 \text{Panjang} &= 16 & \text{ft} \\
 \text{Pt} &= 1 \frac{1}{4} & \text{in} & \text{(triangular pitch)} \\
 \Delta P \text{ max} &= 10 & \text{psi} \\
 \text{Rd} &= 0,0035
 \end{aligned}$$

Menghitung suhu rata-rata tiap aliran :

$$\begin{aligned}
 T_{\text{av}} &= 228,677 & ^\circ\text{F} & & = 109,265 & ^\circ\text{C} & \text{(Steam)} \\
 t_{\text{av}} &= 122 & ^\circ\text{F} & & = 50 & ^\circ\text{C} & \text{(Cooling water)}
 \end{aligned}$$

Menghitung Δt_1 dan Δt_2 :

$$\begin{aligned}
 \Delta t_1 &= 99,0 & ^\circ\text{F} & & \Delta t_c &= 99,0 & ^\circ\text{F} \\
 \Delta t_2 &= 114,4 & ^\circ\text{F} & & \Delta t_h &= 114,4 & ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Specific heats of component :

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ udara} &= 0,45 & \text{Btu/lb } ^\circ\text{F} & \text{(Steam)} \\
 C_p \text{ steam} &= 1 & \text{Btu/lb } ^\circ\text{F} & \text{(Cooling water)}
 \end{aligned}$$

Menghitung Log mean temperature difference (ΔT LMTD) :

$$\begin{aligned}
 \Delta t \text{ lmtd} &= 106,49 & ^\circ\text{F} \\
 R &= 1,21325 \\
 S &= 0,386361441 \\
 F_t &= 0,92 & \text{(Appendix Kern Figure 18)} \\
 \Delta t &= 97,97317984 & ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung suhu caloric :

mencari K_c, F_c dari figure 17 kern

$$\begin{aligned}
 T_c &= 228,677 & ^\circ\text{F} & & = 109,3 & ^\circ\text{C} \\
 t_c &= 122,0 & ^\circ\text{F} & & = 50 & ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Menghitung viskositas tiap komponen :

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ steam} &= 0,02100 & \text{cp} & & = 0,05080 & \text{lb/ft hr} \\
 \mu \text{ CW} &= 0,54940 & \text{cp} & & = 1,32905 & \text{lb/ft hr}
 \end{aligned}$$

Trial Ud :

Steam - water (Appendix Kern Table 8)

trial Ud = 200 - 700

$$\begin{aligned}
 \text{Ud} &= 213 \\
 Q &= 31827263,42 & \text{Btu/jam} & = 8020470,38 & \text{kcal/jam} \\
 A &= 1525,15 & \text{ft}^2 \\
 N_t &= 291,42 \\
 a'' &= 0,3271 & \text{(Appendix Kern Table 10)} \\
 n &= 4 & \text{(Appendix Kern Table 9)} \\
 \text{IDs} &= 27 \\
 N_t \text{ std} &= 302
 \end{aligned}$$

ditrial dan dihitung ulang

$$A = N \cdot a'' \cdot 16$$

$$Ud = Q/A.\Delta t$$

$$A \text{ baru} = 1580,5472 \text{ ft}^2$$

$$Ud \text{ baru} = 205,5344499 \text{ (} Ud \text{ sudah sesuai)}$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 1-2

Bagian Shell

$$\begin{aligned} IDS &= 27 \text{ in} \\ n' &= 1 \\ B &= 13,5 \text{ in} \\ de &= 1,08 \text{ in} \end{aligned}$$

Bagian Tube

$$\begin{aligned} do &= 1 \text{ in} \quad 16 \text{ BWG} \\ l &= 16 \text{ ft} \\ Nt &= 302 \\ n &= 4 \end{aligned} \quad (\text{Appendix Kern Fig. 28})$$

$$Pt = 1 \frac{1}{4}$$

$$di = 0,87 \text{ in}$$

$$a' = 0,985 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,327 \text{ ft}^2$$

(Appendix Kern Table 10)

Evaluasi Perpindahan Panas :

Bagian Shell (Steam)

Menghitung NRe

$$\begin{aligned} C' &= 1/4 \text{ in (Pt-OD)} \\ as &= 1/2 \text{ ft}^2 \\ Gs &= 141863 \text{ lb/hr.ft}^2 \\ Nre.s &= 251326,7777 \end{aligned}$$

Mencari faktor panas (JH) :

$$JH = 200 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{Appendix Kern Fig. 28})$$

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas hi :

$$\begin{aligned} k &= 0,0137 \text{ Btu/hr.ft}^2.(^{\circ}\text{F/ft}) \\ ho &= 36,11 \end{aligned} \quad tc = 228,68 \text{ }^{\circ}\text{F} = 109 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Bagian tube (CW)

Menghitung NRe

$$\begin{aligned} ap &= 0,516440972 \text{ ft}^2 \\ Gt &= 563078,8275 \text{ lb/hr.ft}^2 \\ Nre.t &= 30716,00486 \end{aligned}$$

Mencari faktor panas (JH)

$$JH = 440 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{Appendix Kern Fig. 24})$$

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas hi :

$$\begin{aligned} k &= 0,36 \text{ Btu/hr.ft}^2.(^{\circ}\text{F/ft}) \\ hi &= 3376,736425 \\ hio &= 2937 \frac{3}{4} \end{aligned} \quad Tc = \text{#### }^{\circ}\text{F}$$

Mencari tahanan panas pipa bersih (Uc) :

$$Uc = 1571$$

Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai :

$$Rd = 0,00423$$

(R_d hitung $> R_d$ ketentuan jadi HE rancangannya memenuhi)
 over design = 20,82357621 % (over design sudah normal, tidak terlalu besar)

EVALUASI ΔP

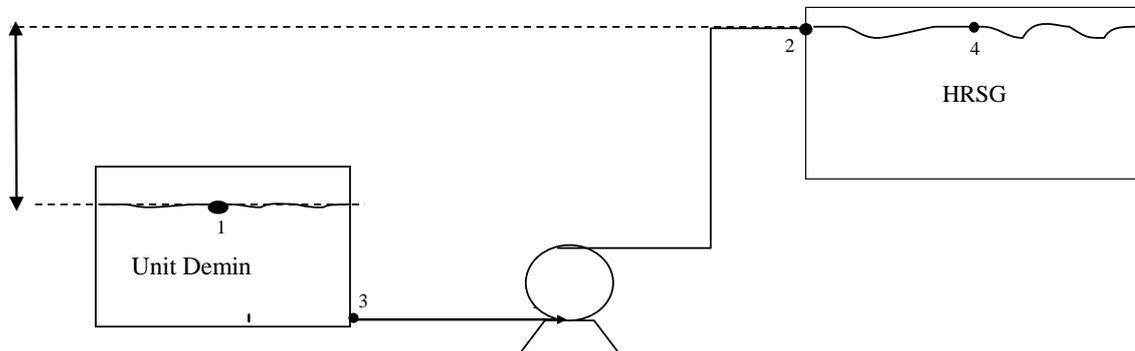
Bagian Shell (Steam)			
# Menghitung Nre dan friksi :			
Nre	=	251326,7777	(Appendix Kern Fig. 29)
f	=	0,00135	
# Menghitung ΔP_s hanya karena panjang shell :			
ΔP_s	=	0,194798617 psi	
(N+1)	=	14,22222222	
sg	=	0,95	

Bagian tube (CW)			
# Menghitung Nre dan friksi :			
Nre	=	30716,00486	(Appendix Kern Fig. 26)
f	=	0,00023	
# Menghitung ΔP karena panjang pipa :			
ΔP_l	=	1,233211868 psi	(Appendix Kern Table 6)
sg	=	1	

Nilai ΔP pada kedua bagian kondenser (Shell dan Tube) sudah lebih kecil atau tidak melebihi nilai ΔP max, jadi design kondenser sudah memenuhi.

C.22. Pompa Demin Water (L-321)

- Fungsi : Untuk memompa air dari unit demin water ke HRSG
- Tipe : Centrifugal Pump
- Bahan : Commercial Steel
- Jumlah : 5 Unit
- Kapasitas : 158000,00 kg/jam



Densitas Air	=	995,68	kg/m ³		
	=	995,68	x	0,062	= 62,16 lb _m /ft ³
Rate larutan	=	158000,00	kg/jam		
	=	158000,00	x	2,205	
				<hr/>	
				3600	
	=	96,76	lbm/s		
μ larutan	=	0,801	cp		
	=	0,801	x	6,720	x 10 ⁻⁴

$$\begin{aligned}
 &= 0,00054 \quad \text{lb}_m/(\text{ft}).(\text{s}) \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{Rate larutan}}{\text{Densitas air}} \\
 &= \frac{96,76}{62,16} \\
 &= 1,557 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\
 &= 1,557 \quad \times \quad 7,481 \quad \times \quad 60 \\
 &= 698,67 \quad \text{gal/min}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa lurus} &= 20 \quad \text{m} \\
 &= 20 \quad \times \quad 3,2808 \quad = \quad 65,62 \quad \text{ft} \\
 \text{Beda ketinggian} &= 2 \quad \text{m} \\
 &= 2 \quad \times \quad 3,2808 \quad = \quad 6,56 \quad \text{ft} \\
 \text{Elbow } 90^\circ &= 2 \quad \text{buah} \\
 \text{Globe valve} &= 1 \quad \text{buah (wide open)} \\
 \text{Gate valve} &= 1 \quad \text{buah (wide open)} \\
 P_1 &= 1,2 \quad \text{bar abs} \\
 &= 17,41 \quad \text{psia} \\
 P_2 &= 113 \quad \text{bar abs} \\
 &= 1639,34 \quad \text{psia}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi : Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

$$\begin{aligned}
 Q_f = \text{Rate Volumetrik} &= 1,557 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\
 \text{ID optimum} &= 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \quad \times \quad 1,56^{0,5} \quad \times \quad 62,2^{0,13} \\
 &= 3,9 \quad \times \quad 1,2204 \quad \times \quad 1,71 \\
 &= 8,14
 \end{aligned}$$

(Peters & Timmerhauss , pers.15 hlm 496)

Jadi, digunakan ukuran pipa = 8,00 in IPS sch 80

Dari Geankoplis, Tabel A.5-1 hal. 996 diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 8,63 \quad \text{in} & \text{ID} &= 8,14 \quad \text{in} \\
 &= \frac{8,63}{12} = 0,719 \quad \text{ft} & &= \frac{8,14}{12} = 0,678 \quad \text{ft} \\
 &= 8,63 \quad \times \quad 0,025 & &= 8,14 \quad \times \quad 0,025 \\
 &= 0,22 \quad \text{m} & &= 0,21 \quad \text{m} \\
 & & \text{A} &= 0,36 \quad \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan alir, } v = \frac{Q_f}{A} = \frac{1,557}{0,361} = 4,308 \quad \text{ft/s}$$

Cek, N_{Re} :

($N_{Re} < 2100$ aliran laminar, $2100 < N_{Re} < 4100$ aliran turbulen, $N_{Re} > 4100$ aliran turbulen)

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} = \frac{62,16 \quad \times \quad 0,678 \quad \times \quad 4,31}{0,0005382} = 337531$$

Perhitungan Friction Losses :

a. Sudden contraction dari outlet tangki :

$$K_c = 0,55 \times \left[1 - \frac{A_3}{A_1} \right] \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 93})$$

Karena $A_1 \gg A_3$, maka : $\frac{A_3}{A_1} = 0$

Jadi, $K_c = 0,55$ dan $\alpha = 1,0$ (Turbulen)

$$h_c = K_c \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.10-16 hal 93})$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_c &= 0,55 \times \frac{18,559}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{10,21}{64,35} = 0,1586 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m \end{aligned}$$

b. Friksi pada sambungan dan valve :

Diketahui harga K_f : (Geankoplis, Tabel 2.10-1 hal 93)

Elbow 90° $K_f = 0,75$

Globe valve $K_f = 6$

Gate valve $K_f = 0,17$

Friksi pada 2 elbow 90° :

$$\begin{aligned} h_{f1} &= 2 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis, hal 96}) \\ &= 2 \times 0,75 \times \frac{4,31^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{27,84}{64,348} \\ &= 0,43 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Friksi pada 1 globe valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f2} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\ &= 1 \times 6 \times \frac{4,31^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{111,35}{64,348} = 1,73 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Friksi pada 1 gate valve (wide open) :

$$\begin{aligned} h_{f3} &= 1 \times K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\ &= 1 \times 0,17 \times \frac{4,31^2}{2 \times 1,0 \times 32,17} \\ &= \frac{3,15}{64,35} = 0,049 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Total friksi pada sambungan dan valve adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\Sigma h_f &= h_{f1} + h_{f2} + h_{f3} \\ &= 0,43 + 1,73 + 0,049 \\ &= 2,21 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m\end{aligned}$$

c. Friksi pada pipa lurus :

Diketahui :

$$L = 65,62 \quad \text{ft}$$

Material pipa, yaitu Commercial steel.

$$\epsilon = 0,000046 \quad \text{m} \quad (\text{Geankoplis , Gb. 2.10-3 hal 94})$$

Maka :

$$\epsilon/D = \frac{0,000046}{0,21}$$

$$= 0,00022$$

$$f = 0,007 \quad (\text{Geankoplis , Gb. 2.10-3 hal 94})$$

$$F_f = 4 \times f \times \frac{\Delta L \times v^2}{D \times 2 \times g_c} \quad (\text{Geankoplis , pers. 2.10-6 hal 86})$$

$$= 4 \times 0,007 \times \frac{65,62 \times 4,31^2}{0,68 \times 2 \times 32,2}$$

$$= \frac{34,1}{43,66} = 0,78 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m$$

d. Sudden expansion ke inlet demin unit :

$$K_{ex} = \left[1 - \frac{A_4}{A_2} \right]^2 \quad (\text{Geankoplis , pers. 2.10-15 hal 93})$$

$$\text{Karena } A_4 \ll A_2, \text{ maka : } \frac{A_4}{A_2} = 0$$

$$\text{Jadi, } K_{ex} = 1,0 \text{ dan } \alpha = 1,0 \quad (\text{Turbulen})$$

$$h_{ex} = K_{ex} \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankoplis , pers. 2.10-15 hal 93})$$

Maka :

$$h_{ex} = 1,0 \times \frac{18,56}{2 \times 1,0 \times 32,174}$$

$$= \frac{18,56}{64}$$

$$= 0,29 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m$$

e. Total friksi :

$$\begin{aligned}\Sigma F &= h_c + \Sigma h_f + F_f + h_{ex} \\ &= 0,159 + 2,21 + 0,78 + 0,29 \\ &= 3,44 \quad (\text{lb}_f \cdot \text{ft}) / \text{lb}_m\end{aligned}$$

Mechanical Energy Balance :

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

Persamaan
Bernoulli

$$\begin{aligned}
&= 1621,94 \text{ psia} \\
&= 235438,4231 \text{ lbf/ft}^2 \\
v_1 &= 0 \\
v_2 &= 4,31 \text{ ft/s} \\
W_s &= \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{g_c} \Delta Z + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times \alpha \times g_c} + \Sigma F \\
W_s &= (3788 + 1,000 \times 6,56 + \frac{18,56 - 0}{2 \times 1,0 \times 32,17} + 3,44) \\
&= - (3794,29 + 0,288410287 + 3,44) = -3798,0 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

Kapasitas = 1,56 ft³/s, maka :

$$\begin{aligned}
\text{Efisiensi pompa, } \eta_p &= 1 - 0.12 q^{-0.27} && \text{(Ulrich , pers 4-95a hal 205)} \\
&= 89\%
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
W_s &= - \eta_p \times W_p \\
-3798 &= -89\% \times W_p \\
W_p &= 4250,6 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/lb}_m
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{BHP} &= \frac{m \times W_p}{550} \\
&= \frac{96,76 \times 4250,6}{550} \\
&= 747,79 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/s} \\
&= 747,79 \text{ hp} \approx 747,8 \text{ hp}
\end{aligned}$$

Efisiensi motor, $\eta_m = 80\%$ (Peters & Timmerhauss , Gb.14-38 hal 521)

$$\begin{aligned}
\text{Konsumsi} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_m} \\
\text{Power} &= \frac{747,79}{0,8} \\
&= 934,74 \text{ (lb}_f\text{).(ft)/s} = 934,74 \text{ hp}
\end{aligned}$$

Jadi, digunakan power pompa sebesar : 934,74 hp

Spesifikasi Pompa Demin Water (L -321)

Kapasitas	:	158000,00	kg/jam
Diameter pipa	:	8,0	in IPS sch 80
Panjang pipa	:	20	m
Beda ketinggian	:	2	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)	:	-3798,0	(lb _f).(ft)/lb _m
W_p	:	4250,6	(lb _f).(ft)/lb _m
Efisiensi pompa (η_p)	:	89%	
Efisiensi motor (η_m)	:	80%	
Power motor	:	934,74	hp
Jumlah	:	5	Unit

C.23. Gas Turbine (N-310)

Fungsi : Mengkonversi *flue gas* yang dihasilkan *combustion chamber* menjadi energi listrik.

Model Number : 515GT

Tipe : Back Pressure Gas Turbine

Feed : *Flue gas*

Data operasi

Suhu masuk (T1) = 1072 °C = 1962 °F

Suhu keluar (T2) = 633 °C = 1171 °F

Tekanan masuk (P1) = 28 bar = 406 psia

Tekanan keluar (P2) = 1,2 bar = 17,4 psia

Rate massa = 626818 kg/jam

Rate mol = 21715,473 kgmol/jam

Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, Ps (psia)

Ps = P gas masuk

Ps = 406,2176166 psia

2. Temperatur Suction, Ts (°R)

Ts = 1072 °C = 1345,15 K

3. Tekanan Discharge, Pd (psia)

Pd = P gas keluar

Pd = 17,40932642 psia

3. Temperatur Discharge, Td (oR)

Td = 633 oC = 906,15 K

4. Ratio spesifik heat, k

k = 1,31 (k untuk steam)

(Hysys)

5. Overall compressor ratio, Rc (Ludwig vol III,pers.(12-36))

$$= \frac{Ps}{Pd} = \frac{406,22}{17,409} = 23,333$$

Rc maks/stage = 3-4,5 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)

$$23,333 / N = 4,5$$

$$N = 5,185185185$$

sehingga diperlukan 6 stage

Spesifikasi Gas Turbine (N-310)

Nama : *Standard Multi-Stage Gas Turbine*

Tipe Blading : *Impulse*

Stage max : 6

Tipe Electricity Generator : *Gas*

Outlet Power : Up to 310 MW

Inlet Gas Pressure max : Up to 140 bar

Inlet Gas Temperature Max : 800 °C

Tekanan Outlet Max : Up to 16 bar

Speed max : Up to 3600 rpm

C.24. Heat Recovery Steam Generator (HRSG)

Superheater

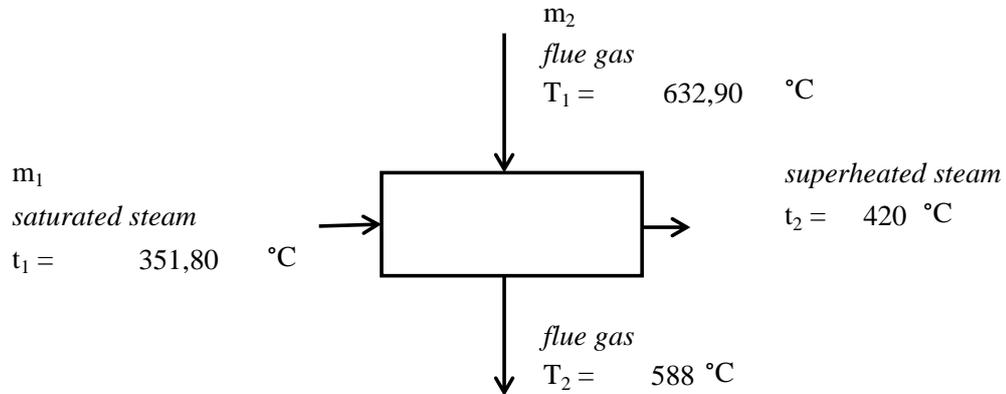
Fungsi : Memanaskan *saturated steam* menjadi *superheated steam* dengan menggunakan flue gas dari suhu 351,80 °C menjadi 420 °C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *SA-240 grade M tipe 316*

Jumlah : 1 buah

Sketsa STHE yang akan didesain :



Data-data yang diketahui :

m_1	=	158000	kg/j	=	71818,1818	lb/j
m_2	=	626817,7746	kg/j	=	1378999,1042	lb/j
T_1	=	632,9	°C	=	1171,22	°F
T_2	=	588	°C	=	1090,40	°F
t_1	=	351,8	°C	=	690,84	°F
t_2	=	420	°C	=	813,60	°F

Ukuran tube HE :

OD	=	3/4	in
BWG	=	16	
Panjang	=	16	ft
Pt	=	1	in
ΔP max	=	2	psi

Menghitung suhu rata-rata tiap aliran :

T_{av}	=	610,5 °C	=	1130,8 °F
t_{av}	=	385,9 °C	=	726,62 °F

Menghitung Δt_1 dan Δt_2 :

Δt_1	=	Δt_c	=	399,6 °F
Δt_2	=	Δt_h	=	357,6 °F

Specific heats of component :

C_p udara	=	0,289	Btu/lb °F	(Flue gas)
C_p steam	=	0,466	Btu/lb °F	(Steam)

Menghitung Log mean temperature difference (ΔT LMTD) :

$$\begin{aligned} \Delta t \text{ lmtd} &= 378,2 \text{ } ^\circ\text{F} \\ R &= 0,658 \\ S &= 0,256 \\ Ft &= 0,500 \\ \Delta t &= 189,1012542 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(Appendix Kern Fig. 18)

Menghitung suhu caloric :

mencari K_c , F_c dari Appendix Kern Figure 17

$$\begin{aligned} T_c &= 1130,81 \text{ } ^\circ\text{F} = 610,5 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t_c &= 726,62 \text{ } ^\circ\text{F} = 385,9 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung viskositas tiap komponen :

$$\begin{aligned} \mu \text{ flue gas} &= 0,0430 \text{ cp} = 0,1040 \text{ lb/ft hr} \\ \mu \text{ steam} &= 0,0450 \text{ cp} = 0,1089 \text{ lb/ft hr} \end{aligned}$$

Trial Ud :

Steam - Gas

(Appendix Kern Table 8)

trial Ud

$$\begin{aligned} U_d &= 50 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \\ Q &= 33983615,61 \text{ Btu/jam} \\ &= 134855617,52 \text{ kcal/jam} \\ A &= 3594,22 \text{ ft}^2 \\ N_t &= 1144,37 \\ a'' &= 0,1963 \text{ (Appendix Kern Table 10)} \\ n &= 2 \text{ (Appendix Kern Table 9)} \\ I_Ds &= 39 \\ N_t \text{ std} &= 1176 \end{aligned}$$

ditrial dan dihitung ulang

$$A = N_t \cdot a'' \cdot 16 \quad (16 \text{ dari aturan tube side})$$

$$U_d = Q/A \cdot \Delta t$$

$$A \text{ baru} = 3693,5808$$

$$U_d \text{ baru} = 48,65501037 \quad (U_d \text{ sudah sesuai})$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 1-2

Bagian Shell

$$\begin{aligned} I_Ds &= 39 \text{ in} \\ n' &= 1 \\ B &= 19,5 \text{ in} \\ de &= 0,73 \text{ in} \end{aligned}$$

Bagian Tube

$$\begin{aligned} d_o &= 3/4 \text{ in} \quad 16 \text{ BWG} \\ l &= 16 \text{ ft} \\ N_t &= 1176 \\ n &= 2 \\ Pt &= 1 \text{ in} \\ d_i &= 0,62 \text{ in} \\ a' &= 0,594 \text{ in}^2 \\ a'' &= 0,196 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

(Appendix Kern Tabel 10)

Evaluasi Perpindahan Panas :

Bagian Shell (Flue Gas)

Menghitung NRe

$$\begin{aligned} C' &= 1/4 \text{ in (Pt-OD)} \\ a_s &= 1 \ 1/3 \text{ ft}^2 \\ G_s &= 1044449 \text{ lb/hr.ft}^2 \\ N_{re.s} &= 610810,6294 \end{aligned}$$

Mencari faktor panas (JH) :

$$JH = 580 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{Appendix Kern Fig. 28})$$

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas hi :

$$\begin{aligned} k &= 0,36 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{(°F/ft)} & T_c &= 1130,81 \text{ °F} = \# \text{ °C} \\ h_o &= 1500,24 \end{aligned}$$

Bagian tube (Steam)

Menghitung NRe

$$\begin{aligned} a_p &= 2,4255 \text{ ft}^2 \\ G_t &= 29609,64 \text{ lb/hr.ft}^2 \\ N_{re.t} &= 14053,26499 \end{aligned}$$

Mencari faktor panas (JH)

$$JH = 93 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{Appendix Kern Fig. 24})$$

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas hi :

$$\begin{aligned} k &= 0,549 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{(°F/ft)} & t_c &= \text{#### °F} \\ h_i &= 446,7571228 \\ h_{io} &= 369 \ 1/3 \end{aligned}$$

Mencari tahanan panas pipa bersih (Uc) :

$$U_c = 87 \ 1/5 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai :

$$R_d = 0,0091$$

EVALUASI ΔP

Bagian Shell (Flue Gas)

Menghitung Nre dan friksi :

$$\begin{aligned} N_{re} &= 610810,6294 \\ f &= 0,000216904 \end{aligned} \quad (\text{Appendix Kern Fig. 29})$$

Menghitung ΔPs hanya karena panjang shell :

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= 1,987 \text{ psi} \\ (N+1) &= 9,846153846 \\ s_g &= 1,2 \end{aligned}$$

Bagian tube (Steam)

Menghitung Nre dan friksi :

$$\begin{aligned} N_{re} &= 14053,26499 \\ f &= 0,00027 \end{aligned} \quad (\text{Appendix Kern Fig. 26})$$

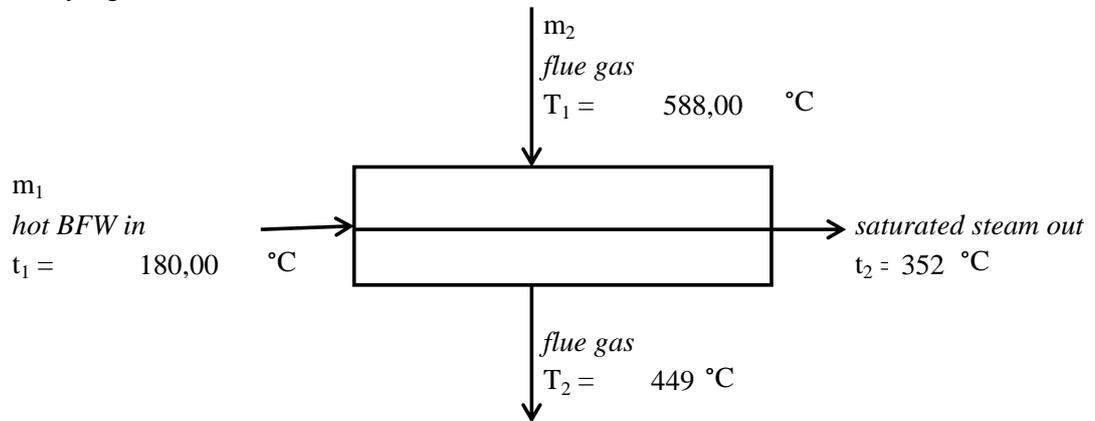
Menghitung ΔP karena panjang pipa :

$$\begin{aligned} \Delta P_l &= 0,002956483 \text{ psi} \\ s_g &= 0,95 \end{aligned} \quad (\text{Appendix Kern Fig. 6})$$

Evaporator

- Fungsi : Memanaskan *Boiler Feed Water* menjadi *saturated steam* dengan menggunakan flue gas dari suhu 180,00 °C menjadi 351,8 °C
- Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*
- Bahan : *SA-240 grade M tipe 316*
- Jumlah : 1 buah

Sketsa STHE yang akan didesain :



Data-data yang diketahui :

m_1	=	158000	kg/j	=	71818,1818	lb/j
m_2	=	626817,7746	kg/j	=	1378999,1042	lb/j
T_1	=	588,00	°C	=	1090,40	°F
T_2	=	448,96	°C	=	840,13	°F
t_1	=	180,00	°C	=	381,60	°F
t_2	=	351,80	°C	=	690,84	°F

Ukuran tube HE :

OD	=	1 1/2	in	Perry 11-42
BWG	=	18		Birmingham wire gauge
Panjang	=	20	ft	Perry 11-42
Pt	=	1,8750	in	(Triangular pitch)
ΔP max	=	2	psi	
Rd	=	0,0035		dirt factor hr.ft ² .F/Btu

Menghitung suhu rata-rata tiap aliran :

T_{av}	=	518,5	°C	=	965,26	°F
t_{av}	=	265,9	°C	=	510,62	°F

Menghitung Δt_1 dan Δt_2 :

Δt_1	=	Δt_c	=	458,5	°F
Δt_2	=	Δt_h	=	399,6	°F

Specific heats of component :

C_p udara	=	0,287	Btu/lb °F	(Flue gas)
C_p steam	=	0,502083333	Btu/lb °F	(BFW)

Menghitung Log mean temperature difference (ΔT LMTD) :

Δt lmtd	=	428,4 °F	
R	=	0,809	Type HE 1-2
S	=	0,436	
Ft	=	0,900	
Δt	=	385,5309885 °F	

(Appendix Kern Fig. 18)

Menghitung suhu caloric :

mencari K_c , F_c dari Appendix Kern Figure 17

T_c	=	965,26 °F	=	518,5 °C
t_c	=	510,62 °F	=	265,9 °C

Menghitung viskositas tiap komponen :

μ flue gas	=	0,0245	cp	=	0,0592	lb/ft hr
μ water	=	0,1600	cp	=	0,3871	lb/ft hr

Trial Ud :

Gas - water

trial Ud = 2 - 50

Ud	=	50	Btu/(hr)(ft ²)(°F)
Q	=	30006436,48	Btu/jam
	=	119073160,62	kcal/jam
A	=	1556,63	ft ²
Nt	=	220,33	
a"	=	0,3925	
n	=	2	
IDS	=	35	
Nt std	=	238	

(Appendix Kern Table 8)

(Appendix Kern Table 10)

(Appendix Kern Table 9)

ditrial dan dihitung ulang

A = Nt.a".16 (16 dari aturan tube side)

Ud = Q/A. Δt

A baru = 1868,3

Ud baru = 41,65896891 (Ud sudah sesuai)

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 1-2

Bagian Shell

IDS	=	35	in
n'	=	1	
B	=	17,5	in
de	=	1,08	in

Bagian Tube

do	=	1 1/2	in	18 BWG
l	=	20	ft	
Nt	=	238		
n	=	2		
Pt	=	1,8750		
di	=	1,4	in	
a'	=	1,54	in ²	
a"	=	0,3925	ft ²	

Evaluasi Perpindahan Panas :

Bagian Shell (Flue Gas)

Menghitung NRe

$$\begin{aligned} C' &= 3/8 \text{ in (Pt-OD)} \\ a_s &= 6/7 \text{ ft}^2 \\ G_s &= 1621027 \text{ 1/2 lb/hr.ft}^2 \\ N_{re.s} &= 2462579,673 \end{aligned}$$

Mencari faktor panas (JH) :

$$JH = 1000 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Appendix Kern Fig. 28})$$

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas hi :

$$\begin{aligned} k &= 0,0194 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft}) & t_c &= 510,62 \text{ } ^\circ\text{F} = 266 \text{ } ^\circ\text{C} \\ h_o &= 206,28 \end{aligned}$$

Bagian tube (BFW)

Menghitung NRe

$$\begin{aligned} a_p &= 1,272638889 \text{ ft}^2 \\ G_t &= 56432,49035 \text{ lb/hr.ft}^2 \\ N_{re.t} &= 17009,91728 \end{aligned}$$

Mencari faktor panas (JH)

$$JH = 31,13 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Appendix Kern Fig. 24})$$

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas hi :

$$\begin{aligned} k &= 0,549 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft}) & T_c &= 965 \text{ } ^\circ\text{F} \\ h_i &= 103,6221119 \\ h_{io} &= 96 \text{ 5/7} \end{aligned}$$

Mencari tahanan panas pipa bersih (Uc) :

$$U_c = 50 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai :

$$R_d = 0,0040$$

(R_d hitung $> R_d$ ketentuan jadi HE rancangannya memenuhi)

over design = 14,69191641 % (over design sudah normal, tidak terlalu besar)

EVALUASI ΔP

Bagian Shell (Flue Gas)

Menghitung Nre dan friksi :

$$\begin{aligned} N_{re} &= 2462579,673 \\ f &= 0,00028 \end{aligned} \quad (\text{Appendix Kern Figure 29})$$

Menghitung ΔP_s hanya karena panjang shell :

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= 0,806611215 \text{ psi} \\ (N+1) &= 13,71428571 \\ s_g &= 0,7789 \end{aligned}$$

Bagian tube (BFW)

Menghitung Nre dan friksi :

$$N_{re} = 17009,91728$$

$$f = 0,00023$$

(Appendix Kern Figure 26)

Menghitung ΔP karena panjang pipa :

$$\Delta P_l = 0,004373572 \text{ psi}$$

$$sg = 1,1$$

(Appendix Kern Figure 6)

Nilai ΔP pada kedua bagian HE (Shell dan Tube) sudah lebih kecil atau tidak melebihi nilai ΔP max, jadi design HE sudah memenuhi.

Preheater BFW/Economizer

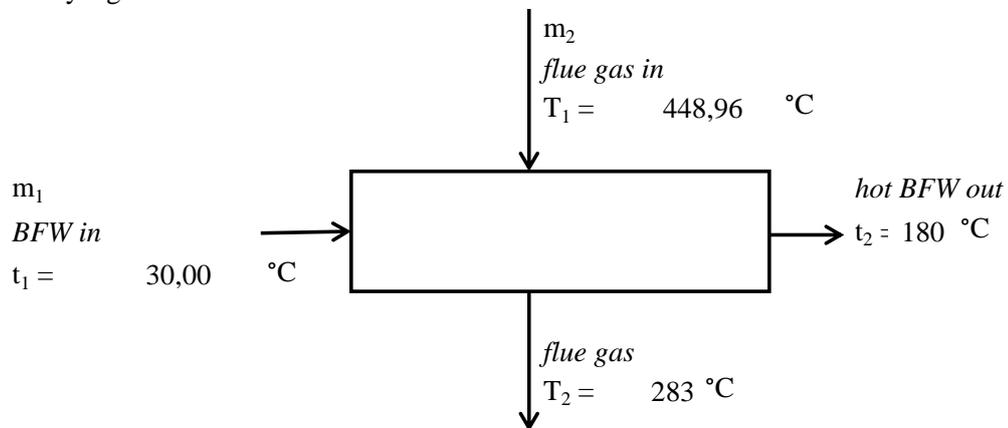
Fungsi : Memanaskan *Boiler Feed Water* dengan menggunakan *flue gas* dari suhu 30°C menjadi 180°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *SA-240 grade M tipe 316*

Jumlah : 1 buah

Sketsa STHE yang akan didesain :

**Data-data yang diketahui :**

m_1	=	158000,0000	kg/j	=	71818,1818	lb/j
m_2	=	626817,7746	kg/j	=	1378999,1042	lb/j
T_1	=	448,9600	$^\circ\text{C}$	=	840,1280	$^\circ\text{F}$
T_2	=	283,3000	$^\circ\text{C}$	=	541,9400	$^\circ\text{F}$
t_1	=	30,0000	$^\circ\text{C}$	=	111,6000	$^\circ\text{F}$
t_2	=	180,0000	$^\circ\text{C}$	=	381,6000	$^\circ\text{F}$

Ukuran tube HE :

OD	=	1	in	Perry 11-42
BWG	=	18		Birmingham wire gauge
Panjang	=	16	ft	Perry 11-42
Pt	=	1 1/4	in	(Triangular pitch)
ΔP max	=	10	psi	
Rd	=	0,0035		dirt factor hr.ft ² .F/Btu

Menghitung suhu rata-rata tiap aliran :

$$\begin{aligned} T_{av} &= 366,1 \text{ } ^\circ\text{C} = 691,03 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_{av} &= 105,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 221,00 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung Δt_1 dan Δt_2 :

$$\begin{aligned} \Delta t_1 = \Delta t_c &= 430,3 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta t_2 = \Delta t_h &= 458,5 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Specific heats of component :

$$\begin{aligned} C_{p u} &= 0,281 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \quad (\text{Flue gas}) \\ C_{p s} &= 0,547 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \quad (\text{BFW}) \end{aligned}$$

Menghitung Log mean temperature difference (ΔT LMTD) :

$$\begin{aligned} \Delta t_{lmtd} &= 444,3 \text{ } ^\circ\text{F} \\ R &= 1,104 \quad \text{Type HE 1-2} \\ S &= 0,371 \\ F_t &= 0,950 \\ \Delta t &= 422,0707271 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(Appendix Kern Fig.18)

Menghitung suhu caloric :

mencari K_c , F_c dari Appendix Kern Figure 17

$$\begin{aligned} T_c &= 691,03 \text{ } ^\circ\text{F} = 366,1 \text{ } ^\circ\text{C} \\ t_c &= 221,00 \text{ } ^\circ\text{F} = 105,0 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menghitung viskositas tiap komponen :

$$\begin{aligned} \mu_{\text{flue gas}} &= 0,0245 \text{ cp} = 0,0592 \text{ lb/ft hr} \\ \mu_{\text{water}} &= 0,1600 \text{ cp} = 0,3871 \text{ lb/ft hr} \end{aligned}$$

Trial Ud :

Gas - water

trial Ud = 2 - 50

(Appendix Kern Table 8)

$$\begin{aligned} U_d &= 50 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \\ Q &= 15698267,80 \text{ Btu/jam} \\ &= 62294713,48 \text{ kcal/jam} \\ A &= 743,87 \text{ ft}^2 \\ N_t &= 157,85 \\ a'' &= 0,2618 \quad (\text{Appendix Kern Table 10}) \\ n &= 2 \quad (\text{Appendix Kern Table 9}) \\ I_Ds &= 23,25 \\ N_t \text{ std} &= 188 \end{aligned}$$

ditrial dan dihitung ulang

$$A = N_t \cdot a'' \cdot 16 \quad (16 \text{ dari aturan tube side})$$

$$U_d = Q/A \cdot \Delta t$$

$$A \text{ baru} = 787,4944$$

$$U_d \text{ baru} = 47,23011758 \quad (U_d \text{ sudah sesuai})$$

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 1-2

Bagian Shell

IDS	=	21,25	in
n'	=	1	
B	=	10,625	in
de	=	0,72	in

Bagian Tube

do	=	1	in	18 BWG
l	=	16	ft	
Nt	=	188		
n	=	2		
Pt	=	1 1/4		
di	=	0,0902	in	
a'	=	0,639	in ²	
a"	=	0,262	ft ²	

Evaluasi Perpindahan Panas :**Bagian Shell (Flue Gas)****# Menghitung NRe**

C'	=	1/4	in	(Pt-OD)
as	=	1/3	ft ²	
Gs	=	4397527,939	lb/hr.ft ²	
Nre.s	=	4453661,969		

Mencari faktor panas (JH) :

JH	=	1000	Btu/jam.ft ² .°F	(Appendix Kern Figure 28)
----	---	------	-----------------------------	---------------------------

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas hi :

k	=	0,36	Btu/hr.ft ² (°F/ft)	tc =	221,00	°F =	105	°C
ho	=	2153,61						

Bagian tube (BFW)**# Menghitung NRe**

ap	=	0,417125	ft ²
Gt	=	172174,2447	lb/hr.ft ²
Nre.t	=	3343,641246	

Mencari faktor panas (JH)

JH	=	39,07	Btu/jam.ft ² .°F	(Appendix Kern Figure 24)
----	---	-------	-----------------------------	---------------------------

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas hi :

k	=	0,549	Btu/hr.ft ² (°F/ft)	Tc =	691	°F
hi	=	2077,325322				
hio	=	187 3/8				

Mencari tahanan panas pipa bersih (Uc) :

Uc	=	56 7/8	Btu/hr.ft ² .°F
----	---	--------	----------------------------

Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai :

Rd	=	0,0036
----	---	--------

(Rd hitung > Rd ketetapan jadi HE rancangannya memenuhi)

over design = 2,558691881 % (over design sudah normal, tidak terlalu besar)

EVALUASI ΔP

Bagian Shell (Flue Gas)			
# Menghitung Nre dan friksi :			
Nre	=	4453661,969	
f	=	0,000012	(Appendix Kern Figure 29)
# Menghitung ΔPs hanya karena panjang shell :			
ΔPs	=	1,989 psi	
(N+1)	=	18,07058824	
sg	=	1,2	

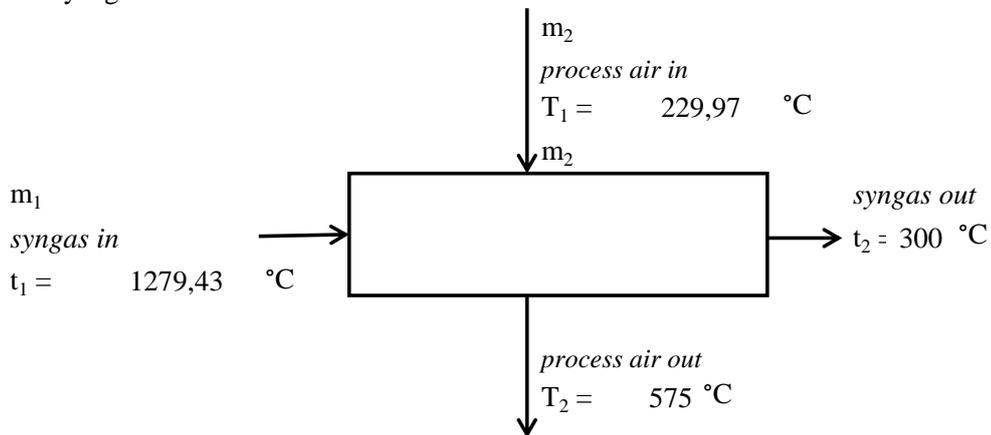
Bagian tube (BFW)			
# Menghitung Nre dan friksi :			
Nre	=	3343,641246	
f	=	0,00023	(Appendix Kern Figure 26)
# Menghitung ΔP karena panjang pipa :			
ΔPl	=	0,505505293 psi	
sg	=	1,1	(Appendix Kern Figure 6)

Nilai ΔP pada kedua bagian HE (Shell dan Tube) sudah lebih kecil atau tidak melebihi nilai ΔP max, jadi design HE sudah memenuhi.

C.25. Syngas Cooler (E-212)

- Fungsi : Mendinginkan syngas dengan menggunakan udara dari suhu 1279 °C menjadi 300 °C
- Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger
- Bahan : SA-240 grade M tipe 316
- Jumlah : 1 buah

Sketsa STHE yang akan didesain :



Data-data yang diketahui :

m_1	=	155911,9397	kg/j	=	70869,0635	lb/j
m_2	=	470905,8929	kg/j	=	1035992,9645	lb/j
T_1	=	229,9728 °C		=	445,9511 °F	
T_2	=	574,7217 °C		=	1066,4990 °F	
t_1	=	1279,4335 °C		=	2360,5803 °F	

$$t_2 = 300,0000 \text{ } ^\circ\text{C} = 597,6000 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Ukuran tube HE :

OD	=	1	in	Perry 11-42
BWG	=	18		Birmingham wire gauge
Panjang	=	16	ft	Perry 11-42
Pt	=	1 1/4	in	(Triangular pitch)
ΔP max	=	10	psi	
Rd	=	0,0035		dirt factor hr.ft ² .F/Btu

Menghitung suhu rata-rata tiap aliran :

Tav	=	402,3	$^\circ\text{C}$	=	756,23	$^\circ\text{F}$
tav	=	789,7	$^\circ\text{C}$	=	1453,49	$^\circ\text{F}$

Menghitung Δt_1 dan Δt_2 :

Δt_1	=	Δt_c	=	1294,1	$^\circ\text{F}$
Δt_2	=	Δt_h	=	151,6	$^\circ\text{F}$

Specific heats of component :

Cp u	=	0,281	Btu/lb $^\circ\text{F}$	(Flue gas)
Cp s	=	0,547	Btu/lb $^\circ\text{F}$	(BFW)

Menghitung Log mean temperature difference (ΔT LMTD) :

Δt lmtd	=	532,9	$^\circ\text{F}$
R	=	0,352	Type HE 1-2
S	=	0,921	
Ft	=	0,950	
Δt	=	506,2111818	$^\circ\text{F}$

(Appendix Kern Fig. 18)

Menghitung suhu caloric :

mencari K_c, F_c dari Appendix Kern Figure 17

Tc	=	756,23	$^\circ\text{F}$	=	402,3	$^\circ\text{C}$
tc	=	1453,49	$^\circ\text{F}$	=	789,7	$^\circ\text{C}$

Menghitung viskositas tiap komponen :

μ flue gas	=	0,0245	cp	=	0,0592	lb/ft hr
μ water	=	0,1600	cp	=	0,3871	lb/ft hr

Trial Ud :

Gas - water
trial Ud = 2 - 50

(Appendix Kern Table 8)

Ud	=	50	Btu/(hr)(ft ²)($^\circ\text{F}$)
Q	=	19951454,09	Btu/jam
	=	79172436,87	kcal/jam
A	=	788,27	ft ²
Nt	=	167,27	
a"	=	0,2618	(Appendix Kern Table 10)
n	=	2	(Appendix Kern Table 9)

IDs = 23,25
 Nt std = 188
 ditrial dan dihitung ulang
 A = Nt.a".16 (16 dari aturan tube side)
 Ud = Q/A.Δt
 A baru = 787,4944
 Ud baru = 50,0 (Ud sudah sesuai)

Kesimpulan sementara hasil perancangan :

Type HE : 1-2

Bagian Shell

IDS = 21,25 in
 n' = 1
 B = 10,625 in
 de = 0,72 in

Bagian Tube

do = 1 in 18 BWG
 l = 16 ft
 Nt = 188
 n = 2
 Pt = 1 1/4
 di = 0,0902 in
 a' = 0,639 in²
 a" = 0,262 ft²

Evaluasi Perpindahan Panas :

Bagian Shell (Syn Gas)

Menghitung NRe

C' = 1/4 in (Pt-OD)
 as = 1/3 ft²
 Gs = 3303706,284 lb/hr.ft²
 Nre.s = 3345877,783

Mencari faktor panas (JH) :

JH = 1000 Btu/jam.ft².°F (Appendix Kern Figure 28)

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas hi :

k = 0,33 Btu/hr.ft².(°F/ft) tc = 1453,49 °F
 ho = 2032,24 = 789,7168 °C

Bagian tube (Process Air)

Menghitung NRe

ap = 0,417125 ft²
 Gt = 169898,8636 lb/hr.ft²
 Nre.t = 3299,453115

Mencari faktor panas (JH)

JH = 41 Btu/jam.ft².°F (Appendix Kern Fig. 24)

Menghitung harga koefisien film perpindahan panas hi :

k = 0,549 Btu/hr.ft².(°F/ft) Tc = 756 °F
 hi = 2179,685516

$$h_{io} = 196 \frac{3}{5}$$

Mencari tahanan panas pipa bersih (Uc) :

$$U_c = 65 \frac{1}{3} \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai :

$$R_d = 0,0047$$

(R_d hitung $> R_d$ ditetapkan jadi HE rancangannya memenuhi)

over design = 33,60196055 % (over design sudah normal, tidak terlalu besar)

EVALUASI ΔP

Bagian Shell (Flue Gas)

Menghitung Nre dan friksi :

$$N_{re} = 3345877,783$$

$$f = 0,00002$$

(Appendix Kern Figure 29)

Menghitung ΔP s hanya karena panjang shell :

$$\Delta P_s = 1,786 \text{ psi}$$

$$(N+1) = 18,07058824$$

$$sg = 1,2$$

Bagian tube (BFW)

Menghitung Nre dan friksi :

$$N_{re} = 3299,453115$$

$$f = 0,00023$$

(Appendix Kern Figure 26)

Menghitung ΔP karena panjang pipa :

$$\Delta P_l = 0,492232498 \text{ psi}$$

$$sg = 1,1$$

(Appendix Kern Figure 6)

Nilai ΔP pada kedua bagian HE (Shell dan Tube) sudah lebih kecil atau tidak melebihi nilai ΔP max, jadi design HE sudah memenuhi.

C.26. Compressor (G-312)

Fungsi : Menaikkan tekanan *process air* menuju *syngas cooler* dan *combustion chamber*

Tipe : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 2 buah

Gas : *Process air*

Kondisi proses :

$$\text{Suhu masuk (T}_1\text{)} = 30,0 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar (T}_2\text{)} = 230 \text{ } ^\circ\text{C} = 446 \text{ } ^\circ\text{F}$$

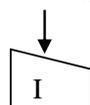
$$\text{Tekanan masuk (P}_1\text{)} = 1,2 \text{ bar} = 17,41 \text{ psia}$$

$$\text{Tekanan keluar (P}_2\text{)} = 10 \text{ bar} = 145,1 \text{ psia}$$

$$\text{Rate massa} = 672722,7042 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1,2 \text{ kg/m}^3 = 0,001 \text{ kg/L}$$

$$P_s = P_{1 \text{ in}}$$



$D_1 - D$



Kondisi Operasi

Tekanan Suction, Ps (psia)

Ps = P gas masuk

Ps = 17,40932642 psia

Temperatur Suction, Ts (°R)

Ts = 30 °C = 303,15 K = 86 °F

Tekanan Discharge, Pd (psia)

Pd = P gas keluar

Pd = 145,0777202 psia

Temperatur Discharge, Td (°R)

Td = 230 °C = 503,15 K = 446 °F

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik gas, Q} &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{672722,704 \text{ kg/jam}}{1,2 \text{ kg/m}^3} \\ &= 560602,25 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Daya blower (P)

Efisiensi (η) = 75 %

$$\begin{aligned} P &= \frac{144 \times \eta \times Q}{33000} \quad (\text{Perry \& Green, 1999}) \\ &= \frac{144 \times 0,75 \times 560602,25}{33000} \\ &= 1834,698284 \text{ hp} \end{aligned}$$

maka dipilih kompresor dengan daya motor 1834,7 hp

Spesifikasi Kompresor (G-312)

Nama Alat	:	Kompresor
Kode Alat	:	G-312
Type	:	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	:	Menaikkan tekanan <i>process air</i> menuju <i>syngas cooler</i> dan <i>combustion chamber</i>
Jumlah stage	:	2 buah
Kondisi operasi	:	Psuction = 1,2 bar Pdischarge = 10 bar
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	:	672722,7042 kg/jam
Power	:	1834,7 hp

C.27. Combustion Chamber (R-311)

Fungsi : Untuk mengubah *syngas* menjadi *flue gas*

Physical Constants

Berat Molekul Gas	=	31,23
Rasio Specific Heats	=	1,2
Combustion Chamber Temperature	=	1664 °F
Gravitasi	=	32,2 ft/sec/sec
Ambient pressure	=	14,7 psia

Combustion Chamber Pressure = 147 psia

Flow Rates

Propellant flow rate = 240,1 lbs/sec

Oxidizer flow rate = 207 lbs/sec

Fuel flow rate = 33,2 lbs/sec

Nozzle Properties

Nozzle throat cross-sectional area = 144 sq in

Throat diameter = 13,5 in

Nozzle exit area = 325 sq in

Exit diameter = 20,3 in

Expansion ratio = 2,26

Temperature in the nozzle throat = 1471 °F

Temperature at the nozzle exit = 1134 °F

Te/Tc = 0,68

Gas pressure in the nozzle throat = 83 PSI

Mach number at nozzle = 2,16

Spesifikasi Combustion Chamber (R-311)

Combustion chamber diameter = 67,68 in

Chamber volume = 401669,79 cubic in

Chamber cross-sectional area = 3597,11 sq in

Chamber length = 101,51 in

Stress = 164387,92 PSI

Wall thickness = 0,622 in

L/D = 1,5

C = 88,095

APPENDIKS D

ANALISA EKONOMI

D.1 Harga Peralatan

D.1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada saat ini dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut:

Harga pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari internet, yaitu pada website *www.matche.com* yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (Free on Board) dari Gulf Coast USA. Besarnya harga alat pada tertentu dapat dinyatakan dengan rumus sebagai berikut :

$$C_x = C_k \times \frac{I_x}{I_k}$$

dimana :

- C_x = Taksiran harga alat yang akan dicari pada tahun tertentu
- C_k = Harga taksiran alat pada tahun diketahui
- I_x = Indeks harga pada tahun tertentu
- I_k = Indeks harga tahun diketahui

Tabel D.1 Indeks harga dari tahun 2006-2013 dan untuk mencari harga m dan c

No.	Tahun (y)	Index (x)	x^2	x.y
1	2006	499,60	249600,16	1002197,60
2	2007	525,40	276045,16	1054477,80
3	2008	575,40	331085,16	1155403,20
4	2009	521,90	272379,61	1048497,10
5	2010	550,80	303380,64	1107108,00
6	2011	585,70	343044,49	1177842,70
7	2012	584,60	341757,16	1176215,20
8	2013	567,30	321829,29	1141974,90
Σ	16076	4410,70	2439121,67	8863716,50

(Buku Kusnarjo halaman 145)

$$m = \frac{n \Sigma xy - \Sigma y \Sigma x}{n \Sigma x^2 - (\Sigma x)^2}$$

$$= \frac{70909732 - 70906413,2}{19512973 - 19454274,5}$$

$$= 0,0565$$

$$c = \frac{\Sigma x^2 \Sigma y - \Sigma xy \Sigma x}{n \Sigma x^2 - (\Sigma x)^2}$$

$$= \frac{3,92E+10 - 3,9095E+10}{19512973 - 19454274,5}$$

$$= 1978,3277$$

dari hasil perhitungan akan didapatkan persamaan :

$$y = 0,0565 x + 1978,3277$$

Sehingga indeks harga pada tahun 2014 atau = 2014

$$2014 = 0,0565 x + 1978,3277$$

$$x = 630,9280$$

$$\begin{aligned} \text{Indeks harga pada tahun 2019 atau y} &= 2019 \\ 2019 &= 0,0565 \quad x + 1978,3277 \\ x &= 719,3619 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Indeks harga pada tahun 2021 atau y} &= 2021 \\ 2021 &= 0,0565 \quad x + 1978,3277 \\ x &= 754,7354 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } I_x &= 754,7354 \\ I_k &= 630,9280 \end{aligned}$$

Kurs dollar (Januari 2019) = Rp 14.122

(diakses 14 Januari 2019, pukul 13.50 WIB

sumber : <http://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/Default.aspx>)

Data harga peralatan diperoleh dari internet (www.matche.com) dan buku timmerhaus

Contoh perhitungan harga peralatan proses :

Belt Conveyor Bagasse 1 :

Kode Alat	:	J-111		
Fungsi	:	Mengangkut ampas tebu dari gudang penyimpanan menuju rotary cutter		
Lebar belt	:	14,0 in		
Panjang belt	:	590,6 in		
Material	:	Carbon steel		
Jumlah	:	1 buah		
Harga pada tahun 2014	:	US\$	16.500	
Harga pada tahun 2020	=	16.500	x	$\frac{754,7354}{630,9280}$
	=	US\$		19.737,8062

Tabel D.2 Harga Peralatan

No	Kode	Nama Peralatan	Harga Satuan		Jumlah	Total Harga	
			US\$	2014		US\$	2020
1	J-111	Belt Conveyor 1		16.500,00	1		19.738
2	C-120	Rotary Cutter		29.400,00	1		35.169
3	J-121	Screw Conveyor 1		10.000,00	1		11.962
4	B-130	Fluidized Bed Dryer		500.000,00	1		598.115
5	J-131	Screw Conveyor 2		10.000,00	1		11.962
6	H-132	Cyclone		38.500,00	1		46.055
7	G-133	Fan		5.700,00	1		6.819
8	J-211	Belt Conveyor 2		16.500,00	1		19.738
9	G-222	Blower		173.700,00	3		207.785
10	R-210	Circulating Fluidized Bed Gasifier		2.000.000,00	1		2.098.347
11	N-310	Gas Turbine		18.790.000,00	1		22.477.174
12	L-231	Pompa Water Process		4.900,00	1		5.862
13	H-330	Splitter		2.100,00	3		2.512
14	L-334	Steam Turbine		1.200.000,00	1		1.435.477
15	L-333	Pompa Steam Condensate		24.500,00	5		29.308
16	R-410	Carbon Filter		8.500,00	2		10.168
17	L-334	Pompa Cooling Water		4.900,00	1		5.862
18	E-320	Heat Recovery Steam Generator		275.600,00	1		329.681

19	L-321	Pompa Demin Water 2	24.500,00	5	58.615
20	R-430	Anion Exchanger	13.000,00	2	31.102
21	R-420	Cation Exchanger	15.200,00	2	36.365
22	E-212	Syngas Cooler	41.100,00	1	49.165
23	G-312	Compressor	480.500,00	2	574.789
24	H-211	Electrostatic Precipitator	174.800,00	1	209.101
25	G-212	Compressor	171.300,00	5	204.914
26	E-332	Kondensor	74.200,00	1	88.760
27	R-311	Combustion Chamber	100.000,00	1	119.623
Total					28.724.169

Total harga peralatan proses pada tahun 2021 :

$$= \text{US\$ } 28.724.169 \times 14.122$$

$$= \text{Rp } 405.642.715.935$$

D.2 Perhitungan Biaya Utilitas

Perhitungan Biaya Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan sebesar 15% TPC, yang meliputi :

1. Air yang digunakan sebagai air umpan ESP dan HRSG
2. Udara yang digunakan sebagai umpan pada *gasifier* dan *combustion chamber*

D.3 Harga Bahan Baku

Untuk harga-harga kebutuhan bahan baku Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu ini dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel D.3 Biaya Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kuantitas	Harga (Rp/Kg)	Total Harga
		(kg / tahun)		(kg/tahun)
1	Bagasse	181440000	Rp 200	Rp 36.288.000.000
2	Activated Carbon	2018	Rp 7.000	Rp 14.128.464
3	Sulfonated phenoli	103	Rp 21.570	Rp 2.222.098
4	C10 H16 CIN	51	Rp 14.380	Rp 729.699
TOTAL				Rp 36.305.080.261

Total biaya bahan baku per tahun:

$$= \text{Rp } 36.305.080.261 : 1$$

$$= \text{Rp } 36.305.080.261$$

D.4 Harga Jual Produk

Untuk harga jual produk Pabrik Pembangkit energi dari ampas tebu ini dapat dilihat pada tabel berikut ini :

(Sumber: PLN dan www.faberburner.com)

Tabel D.4 Harga Jual Produk

No.	Musim	Produk	Satuan	Kuantitas	Harga	Total harga (Rp/hari)
1	On season	Listrik	kwh / hari	3091921	Rp 1.900	Rp 5.874.649.757
2	On season	Steam	kg / hari	3792000	Rp 500	Rp 1.896.000.000
3	Off season	Listrik	kwh / hari	3091921	Rp 1.900	Rp 5.874.649.757
TOTAL						Rp 13.645.299.514

$$\text{Harga Penjualan per tahun : } = \text{Rp } 2.103.674.927.144,86$$

D.5 Perhitungan Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan dan direncanakan sebagai berikut:

Karyawan bekerja 8 jam / hari tiap shift nya, dan satu hari terdapat 3 shift.

Tabel D.5 Perhitungan Gaji Karyawan

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. Maintenance	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	4	Rp 30.000.000
9	Karyawan Operasional			
	a. Teknik	Rp 5.500.000	12	Rp 66.000.000
	b. Logistik	Rp 5.500.000	12	Rp 66.000.000
	c. Keuangan	Rp 5.500.000	12	Rp 66.000.000
	d. Personalia & Umum	Rp 5.500.000	12	Rp 66.000.000
	e. Maintenance			
	S1	Rp 5.500.000	12	Rp 66.000.000
	D3	Rp 4.500.000	14	Rp 63.000.000
	f. Operasi			
	S1	Rp 5.500.000	24	Rp 132.000.000
	D3	Rp 4.500.000	24	Rp 108.000.000
	SMU	Rp 3.500.000	24	Rp 84.000.000
10	Karyawan Keamanan	Rp 2.500.000	12	Rp 30.000.000
11	Supir	Rp 2.500.000	6	Rp 15.000.000
12	Karyawan Kebersihan	Rp 2.000.000	10	Rp 20.000.000
13	Perawat	Rp 3.500.000	6	Rp 21.000.000
14	Dokter	Rp 9.500.000	3	Rp 28.500.000
Total			200	Rp 1.090.000.000

Biaya untuk gaji karyawan selama 1 bulan = Rp 1.090.000.000

Biaya untuk gaji karyawan selama 1 tahun = Rp 13.080.000.000

D.6 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 (*Payout Time* , POT)
4. Titik Impas (*Break Even 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* , MC)
 - b. Biaya overhead pabrik (*Plant Overhead Cost* , POC)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses* , GE)

3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya Titik Impas (*Break Even Point* , BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap :

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

Diketahui :

Pabrik pembangkit energi dari bagasse

- 1 Tipe Solid-Fluid
 - 2 Utilitas (15% *Total Product Cost*) = Rp 125.928.335.918,66
 - 3 Alat dibuat diluar negeri
 - 4 Harga peralatan = Rp 405.642.715.934,81
 - 5 Buruh langsung = Rp 1.090.000.000,00 per bulan
 - 6 Umur pabrik = 10 Tahun
 - 7 Pajak pendapatan = Kurang dari Rp 50.000.000 = 5%
Rp 50.000.000 - Rp 250.000.000 = 15%
Rp 250.000.000 - Rp 500.000.000 = 25%
= Lebih dari Rp 500.000.000 = 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 = 11,02% per tahun (www.bi.go.id)
- 1 tahun sebelum pabrik siap beroperasi sebesar 60% dari modal sendiri dan modal pinjaman
1 tahun sebelum pabrik siap beroperasi sebesar 40% dari modal sendiri dan modal pinjaman

D.6.1 TOTAL CAPITAL INVESTMENT

Berdasarkan buku Kusnarjo halaman 147-148 dan Tabel 6-9 *Timmerhaus* halaman 251

Tabel D.6 Perhitungan Total Capital Investment

No	Jenis Biaya			Jumlah (Rp)	
A	Direct Cost				
1	Pengadaan Alat			Rp	405.642.715.935
2	Intrumetasi dari kontrol	26%	A1	Rp	105.467.106.143
3	Instalasi	39%	A1	Rp	158.200.659.215
4	Perpipaan	31%	A1	Rp	125.749.241.940
5	Pelistrikan	10%	A1	Rp	40.564.271.593
6	Bangunan pabrik (termasuk service)	29%	A1	Rp	117.636.387.621
7	Yard Improvement	12%	A1	Rp	48.677.125.912
8	Service facilities	55%	A1	Rp	223.103.493.764
9	Total Direct Cost (Jumlah 1-8)			Rp	1.225.041.002.123
B	Indirect Cost				
10	<i>Engineering and supervision</i>	32%	A1	Rp	129.805.669.099
11	<i>Construction Expenses</i>	34%	A1	Rp	137.918.523.418
12	<i>Legal Expense</i>	4%	A1	Rp	16.225.708.637
13	Ongkos Kontraktor	19%	A1	Rp	77.072.116.028
14	Biaya tidak terduga	37%	A1	Rp	150.087.804.896
15	Total Indirect Cost (Jumlah 10-14)			Rp	511.109.822.078
C	Fixed Capital Investment (FCI)				
	Direct Cost + Indirect Cost			Rp	1.736.150.824.201
D	Working Capital Investment (WCI)				
16	Inventaris bahan baku			Rp	3.633.070.065
17	Inventaris produk			Rp	176.239.492.774
18	<i>Available cash</i>			Rp	1.090.000.000
19	<i>Extended credit</i>			Rp	16.500.000.000
20	Total Working Capital Investment (Jumlah 16-19)			Rp	197.462.562.840
E	Total Capital Investment (TCI)				
	Fixed Capital Investment + Working Capital Investment			Rp	1.933.613.387.041

Modal yang digunakan:

$$60\% \text{ Modal sendiri} = 60\% \times \text{TCI} = \text{Rp } 1.160.168.032.224$$

$$40\% \text{ Modal Pinjaman} = 40\% \times \text{TCI} = \text{Rp } 773.445.354.816$$

D.6.2 Total Production Cost (TPC)

Total production cost pabrik dihitung berdasarkan komponen biayanya adalah sebagai berikut:

(*Timmerhaus*, hal. 210-211)

D.6.2.1 Manufacturing Cost

Direct cost

1	Bahan baku	Rp	36.305.080.261
2	Buruh langsung	Rp	13.080.000.000
3	Pengawasan langsung dari perburuhan (17.5% dari 2)	Rp	2.289.000.000

4 Utilitas (15% <i>Total Product Cost</i>)		(0.15*TPC)
	Rp	125.928.335.919
5 Pemeliharaan dan perbaikan (6% dari FCI)	Rp	104.169.049.452
6 Operating Supplies (15% dari 5)	Rp	15.625.357.418
7 Laboratorium (15% dari 2)	Rp	1.962.000.000
8 Patent and royalties (3% dari TPC)		(0.03*TPC)
	Rp	25.185.667.184
TOTAL	Rp	173.430.487.131
		+ 0.18*TPC

Fixed Charges

1 Depresiasi (10% dari FCI)	Rp	173.615.082.420
2 Pajak kekayaan (3% dari FCI)	Rp	52.084.524.726
3 Asuransi (1% dari FCI)	Rp	17.361.508.242
4 Biaya sewa, pabrik dianggap tidak menyewa tanah	Rp	-
TOTAL	Rp	243.061.115.388

Plant Over Head Cost (POH)

1 Pengeluaran plant overhead cost (70% dari ongkos buruh, supervisi dan pemeliharaan)	Rp	83.676.634.616
TOTAL	Rp	83.676.634.616

Total Manufacturing Cost = **Rp 500.168.237.135**
+ **0.18*TPC**

D.6.2.2 General Expenses

1 Biaya administrasi (15% dari ongkos buruh, supervisi dan pemeliharaan)	Rp	17.930.707.418
2 Ongkos distribusi dan penjualan	Rp	-
3 Research and development (3.5% dari total penjualan)	Rp	73.628.622.450
4 Financing (5% dari total capital investment)	Rp	96.680.669.352
Total General Expenses =	Rp	188.239.999.220

Total Production Cost =	Manufacturing Cost	+	General Expenses
Total Production Cost =	Rp 500.168.237.135	+	Rp 188.239.999.220
	+ 0.18*TPC		
Total Production Cost =	Rp 688.408.236.355	+	0.18*TPC
0,82 Total Production Cost =	Rp 688.408.236.355		
Total Production Cost =	Rp 839.522.239.458		

D.6.3 Gross Earning

Gross Earning atau Laba Kotor	=	Total Penjualan	-	TPC
	=	Rp 1.264.152.687.687		per tahun
Labas bersih	=	Labas kotor	-	Pajak Pendapatan
	=	Rp 884.906.881.381		per tahun

D.6.4 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 bank. 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.7 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa	%	Modal Pinjaman		
Konstruksi		Biaya (Rp)	Bunga Bank 11.02%	Jumlah (Rp)
-2	30%	232.033.606.445	0	232.033.606.445
-1	70%	541.411.748.371	25.571.031.565	566.982.779.936
0	0	0	88.054.801.845	88.054.801.845
Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi pabrik				887.071.188.226

Tabel D.8 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa	%	Modal Sendiri		
Konstruksi		Biaya (Rp)	Laju Inflasi 3.13%	Jumlah (Rp)
-2	50%	580.084.016.112	0	580.084.016.112
-1	50%	580.084.016.112	18.156.629.704	598.240.645.817
0	0	0	36.313.259.409	36.313.259.409
Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi pabrik				1.214.637.921.337

$$\begin{aligned}
 \text{Total investasi pada akhir masa} &= \text{Modal sendiri} + \text{Modal pinjaman} \\
 \text{konstruksi pabrik} &= \text{Rp} \quad 2.101.709.109.563
 \end{aligned}$$

D.6.5 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 sehingga didapat :

$$\sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} = \text{Total Modal pada Akhir Kontruk}$$

dimana:

$$\begin{aligned}
 t &= \text{Tahun} \\
 CF &= \text{Cash Flow Pada Tahun ke - } n \\
 \frac{1}{(1+i)^t} &= \text{Discount Factor (DF)}
 \end{aligned}$$

Atau dengan menggunakan Aturan Descartes sebagai berikut :

$$\sum_{t=0}^n \frac{CF_t}{(1+IRR)^t} = 0$$

Tabel D.9 Perhitungan Nilai IRR

Tahun ke - n	Net Cash Flow		IRR = 33,83%	
			DF	Present Value
0	Rp	-2.101.709.109.563	1,000	-Rp 2.101.709.109.563
1	Rp	463.961.481.730	0,747	Rp 346.679.273.702
2	Rp	685.340.523.092	0,558	Rp 382.647.001.362
3	Rp	906.719.564.454	0,417	Rp 378.277.787.781
4	Rp	913.562.679.980	0,312	Rp 284.788.307.797
5	Rp	920.405.795.506	0,233	Rp 214.392.259.358
6	Rp	927.248.911.032	0,174	Rp 161.388.297.319
7	Rp	934.092.026.558	0,130	Rp 121.481.829.578
8	Rp	940.935.142.084	0,097	Rp 91.438.122.314
9	Rp	947.778.257.610	0,073	Rp 68.820.892.941
10	Rp	954.621.373.136	0,054	Rp 51.795.337.410
Jumlah				Rp -

Dari perhitungan pada Tabel D.9, nilai IRR = 0,3383 = 33,83 %

Harga IRR yang diperoleh lebih besar dari pada nilai bunga pinjaman modal (11.02%). Hal ini menunjukkan pabrik layak untuk didirikan.

D.6.6 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 :

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

atau :

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

Tabel D.10 Perhitungan Net Present Value

Tahun ke - n	Net Cash Flow		i = 11,02%	
			DF	Present Value
0	Rp	-2.101.709.109.563	1,000	-Rp 2.101.709.109.563,1
1	Rp	463.961.481.730	0,901	Rp 417.906.512.433,7
2	Rp	685.340.523.092	0,811	Rp 556.033.344.348,1
3	Rp	906.719.564.454	0,731	Rp 662.620.127.136,4
4	Rp	913.562.679.980	0,658	Rp 601.349.838.847,0
5	Rp	920.405.795.506	0,593	Rp 545.714.390.061,5
6	Rp	927.248.911.032	0,534	Rp 495.198.825.021,3
7	Rp	934.092.026.558	0,481	Rp 449.334.899.048,5
8	Rp	940.935.142.084	0,433	Rp 407.696.879.129,9
9	Rp	947.778.257.610	0,390	Rp 369.897.717.940,3
10	Rp	954.621.373.136	0,352	Rp 335.585.568.548,5
Jumlah				Rp 2.739.628.992.952,1

Dari perhitungan pada Tabel D.10, nilai NPV = $\overline{\text{Rp } 2.739.628.992.952}$

Perhitungan NPV juga dapat dilakukan dengan menggunakan formula pada Microsoft Excel.
 $=\text{NPV}(i, \text{CF tahun ke-1 sampai 10}) + \text{modal awal}$

Sehingga didapat nilai NPV = Rp 2.739.628.992.952

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.

D.6.7 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel D.11 Cummulative Cash Flow

Tahun ke-	Gross Cash Flow	Cummulative Cash Flow
1	Rp463.961.481.730	Rp463.961.481.730
2	Rp685.340.523.092	Rp1.149.302.004.822
3	Rp906.719.564.454	Rp2.056.021.569.276
4	Rp913.562.679.980	Rp2.969.584.249.257
5	Rp920.405.795.506	Rp3.889.990.044.763
6	Rp927.248.911.032	Rp4.817.238.955.795
7	Rp934.092.026.558	Rp5.751.330.982.353
8	Rp940.935.142.084	Rp6.692.266.124.436
9	Rp947.778.257.610	Rp7.640.044.382.046
10	Rp954.621.373.136	Rp8.594.665.755.182

Dari tabel di atas, total investasi Rp 2.101.709.109.563 dengan cara interpolasi antara tahun ke -3 dan ke -4 diperoleh waktu pengembalian $m_c = 3,05$ tahun

D.6.8 Break Even Point (BEP)

Break Even Point ialah titik impas di mana 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	173.615.082.420
2 Pajak Kekayaan	Rp	52.084.524.726
3 Asuransi	Rp	17.361.508.242
4 Ongkos-ongkos sewa	Rp	-
TOTAL	Rp	243.061.115.388

Biaya Semi Variabel Cost (SVC)

1 Buruh pabrik langsung	Rp	13.080.000.000
2 Plant over head cost	Rp	83.676.634.616
3 Pengawasan pabrik	Rp	2.289.000.000
4 General expenses	Rp	188.239.999.220
5 Laboratorium dan kontrol	Rp	1.962.000.000
6 Pemeliharaan dan perbaikan	Rp	104.169.049.452

7 Plant supplies	Rp	15.625.357.418
TOTAL	Rp	409.042.040.706
Biaya Variabel Cost (VC)		
1 Bahan baku	Rp	36.305.080.261
2 Utilitas	Rp	125.928.335.919
3 Pengemasan	Rp	-
TOTAL	Rp	162.233.416.180
Hasil Penjualan Produk = Rp		2.103.674.927.145

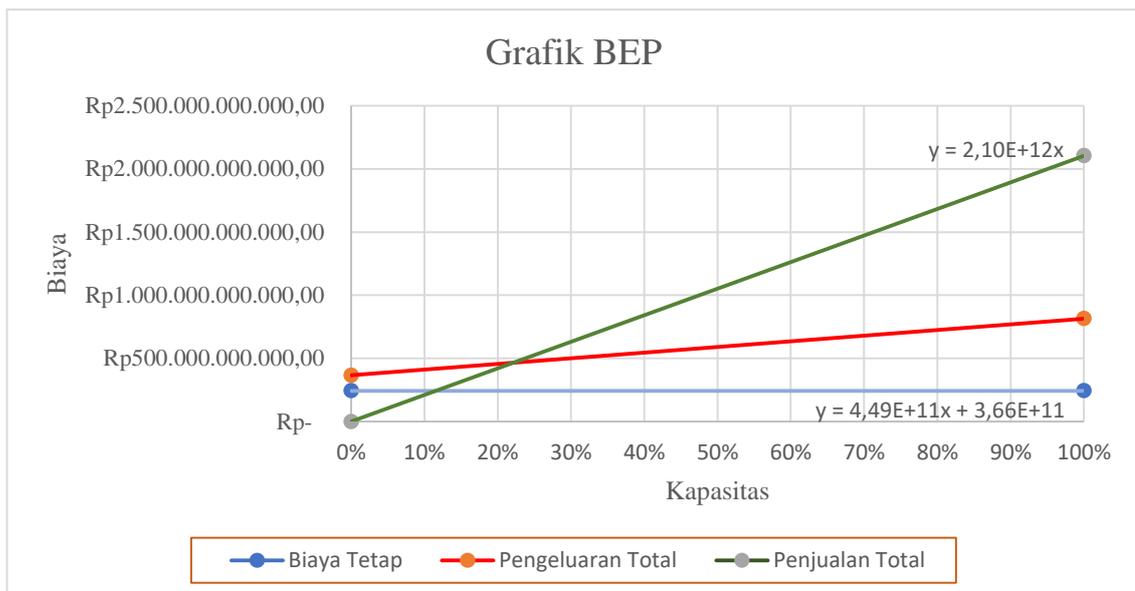
BEP dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$BEP = \frac{FC + 0.3 SVC}{S - 0.7 SVC - VC} \times 100\% = 22\%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 0,220996 x 1762394927145 kWh
= 389482844595 kWh/tahun
dan 0,220996 x 341.280.000.000 kg
= 75421634026 kg steam/tahun

Tabel D.12 Data Untuk Membuat Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap	Rp 243.061.115.388,14	Rp 243.061.115.388,14
Pengeluaran Total	Rp 365.773.727.600,01	Rp 814.336.572.274,01
Penjualan Total	Rp -	Rp 2.103.674.927.144,86



CASH FLOW

Tahun ke	Kapasitas pabrik (%)	Investasi (Rp)				
		Modal Sendiri			Modal Pinjaman	
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah	Pengeluaran	Bunga
1	2	3	4	5	6	7
-2	0	Rp 580.084.016.112	Rp -	Rp 580.084.016.112	Rp 232.033.606.445	Rp -
-1	0	Rp 580.084.016.112	Rp 18.156.629.704	Rp 598.240.645.817	Rp 541.411.748.371	Rp 25.571.031.565
0	0	Rp -	Rp 36.313.259.409	Rp 36.313.259.409	Rp -	Rp 88.054.801.845
1	60%					
2	80%					
3	100%					
4	100%					
5	100%					
6	100%					
7	100%					
8	100%					
9	100%					
10	100%					

CASH FLOW

				Sisa pinjaman	Pengembalian pinjaman
Jumlah modal sampai pabrik siap beoperasi					
Jumlah	Modal Sendiri	Modal Pinjaman	Total		
8	9	10	11	12	13
Rp 232.033.606.445					
Rp 566.982.779.936					
Rp 88.054.801.845	Rp1.214.637.921.337	Rp887.071.188.226	Rp 2.101.709.109.563	Rp 887.071.188.226	Rp -
				Rp 798.364.069.403	Rp 88.707.118.823
				Rp 709.656.950.581	Rp 88.707.118.823
				Rp 620.949.831.758	Rp 88.707.118.823
				Rp 532.242.712.935	Rp 88.707.118.823
				Rp 443.535.594.113	Rp 88.707.118.823
				Rp 354.828.475.290	Rp 88.707.118.823
				Rp 266.121.356.468	Rp 88.707.118.823
				Rp 177.414.237.645	Rp 88.707.118.823
				Rp 88.707.118.823	Rp 88.707.118.823
				Rp -	Rp 88.707.118.823

CASH FLOW

Total penjualan	Production Cost				
	Depresiasi	Bunga	Fixed cost	Variable cost	Semi variable cost
14	15	16	17	18	19
Rp 1.262.204.956.287	Rp173.615.082.420	Rp 87.982.913.904	Rp243.061.115.388	Rp 97.340.049.708	Rp 245.425.224.424
Rp 1.682.939.941.716	Rp173.615.082.420	Rp 78.207.034.582	Rp243.061.115.388	Rp 129.786.732.944	Rp 327.233.632.565
Rp 2.103.674.927.145	Rp173.615.082.420	Rp 68.431.155.259	Rp243.061.115.388	Rp 162.233.416.180	Rp 409.042.040.706
Rp 2.103.674.927.145	Rp173.615.082.420	Rp 58.655.275.936	Rp243.061.115.388	Rp 162.233.416.180	Rp 409.042.040.706
Rp 2.103.674.927.145	Rp173.615.082.420	Rp 48.879.396.614	Rp243.061.115.388	Rp 162.233.416.180	Rp 409.042.040.706
Rp 2.103.674.927.145	Rp173.615.082.420	Rp 39.103.517.291	Rp243.061.115.388	Rp 162.233.416.180	Rp 409.042.040.706
Rp 2.103.674.927.145	Rp173.615.082.420	Rp 29.327.637.968	Rp243.061.115.388	Rp 162.233.416.180	Rp 409.042.040.706
Rp 2.103.674.927.145	Rp173.615.082.420	Rp 19.551.758.645	Rp243.061.115.388	Rp 162.233.416.180	Rp 409.042.040.706
Rp 2.103.674.927.145	Rp173.615.082.420	Rp 9.775.879.323	Rp243.061.115.388	Rp 162.233.416.180	Rp 409.042.040.706
Rp 2.103.674.927.145	Rp173.615.082.420	Rp -	Rp243.061.115.388	Rp 162.233.416.180	Rp 409.042.040.706

CASH FLOW

	Laba			Cash Flow	
Total	Kotor	Pajak	Bersih	Gross	Net
20	21	22	23	24	25
Rp 847.424.385.844	Rp 414.780.570.443	Rp 124.434.171.133	Rp 290.346.399.310	Rp 463.961.481.730	Rp 463.961.481.730
Rp 951.903.597.899	Rp 731.036.343.817	Rp 219.310.903.145	Rp 511.725.440.672	Rp 685.340.523.092	Rp 685.340.523.092
Rp 1.056.382.809.953	#####	Rp 314.187.635.158	Rp 733.104.482.034	Rp 906.719.564.454	Rp 906.719.564.454
Rp 1.046.606.930.630	#####	Rp 317.120.398.954	Rp 739.947.597.560	Rp 913.562.679.980	Rp 913.562.679.980
Rp 1.036.831.051.308	#####	Rp 320.053.162.751	Rp 746.790.713.086	Rp 920.405.795.506	Rp 920.405.795.506
Rp 1.027.055.171.985	#####	Rp 322.985.926.548	Rp 753.633.828.612	Rp 927.248.911.032	Rp 927.248.911.032
Rp 1.017.279.292.662	#####	Rp 325.918.690.345	Rp 760.476.944.138	Rp 934.092.026.558	Rp 934.092.026.558
Rp 1.007.503.413.340	#####	Rp 328.851.454.142	Rp 767.320.059.664	Rp 940.935.142.084	Rp 940.935.142.084
Rp 997.727.534.017	#####	Rp 331.784.217.938	Rp 774.163.175.190	Rp 947.778.257.610	Rp 947.778.257.610
Rp 987.951.654.694	#####	Rp 334.716.981.735	Rp 781.006.290.716	Rp 954.621.373.136	Rp 954.621.373.136