



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

**PEMBANGKIT ENERGI BERBAHAN BAKAR
*BAGASSE***

Nadya Rizkita
NRP. 02211746000007

Aj Rina Nurmalita
NRP. 02211746000008

Dosen Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
NIP. 195209161980031002
Dr. Suci Madhania, ST., MT
NIP. 197502142008122003

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



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

**PEMBANGKIT ENERGI BERBAHAN BAKAR
*BAGASSE***

Nadya Rizkita
NRP. 0221174600007

Aj Rina Nurmalita
NRP. 0221174600008

Dosen Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
NIP. 195209161980031002
Dr. Suci Madhania, ST., MT
NIP. 197502142008122003

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



PLANT DESIGN PROJECT – TK 184803

BAGASSE FUELED ENERGY GENERATOR

Nadya Rizkita
NRP. 0221174600007

Aj Rina Nurmalita
NRP. 0221174600008

Dosen Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
NIP. 195209161980031002
Dr. Suci Madhania, ST., MT
NIP. 197502142008122003

DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
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 Kimia pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

Nadya Rizkita
Aj Rina Nurmalita

NRP. 02211746000007
NRP. 02211746000008

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Pra Desain Pabrik :

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
(Pembimbing I)
2. Dr. Suci Madhania, ST, MT
(Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA
(Penguji I)
4. Donny Satria Bhuna, ST, M.Eng
(Penguji II)



Surabaya, Juli 2019



INTI SARI

INTISARI

Dalam era globalisasi 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 4.094

jiwa pada tahun 2018.

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 106,9335 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 *Bagasse House* (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* (C-120) ampas tebu menuju ke *Vibrating Screener* (H-121) yang berfungsi memilah bagasse yang sesuai kriteria (5mm), jika bagasse lebih besar di kembalikan ke *Rotary Cutter* menggunakan *Belt Conveyor* (J-122), ampas tebu setelah di screener 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 48%. Setelah melalui tahap pengeringan dengan menggunakan udara proses, kandungan air dalam *bagasse* berkurang menjadi 9%. 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 *Fixed Bed Downdraft Gasifier* (R-210). Proses gasifikasi berlangsung pada suhu 600°C hingga 1100°C. *Syn gas* yang dihasilkan oleh *Fixed Bed Downdraft Gasifier* (R-210) kemudian didinginkan melalui *Syn Gas Cooler 1* (E-212) dengan

menggunakan udara dari suhu 1080°C menjadi 600°C. Kemudian *syngas* tersebut didinginkan kembali melalui *Syngas cooler 2* (E-222) dengan menggunakan BFW sehingga menjadi 300°C. *Syn gas* yang telah didinginkan kemudian dialirkan menuju *Wet Electrostatic Presipitator* (H-220). *Wet Electrostatic Presipitator* berfungsi untuk menangkap tar dan partikel lain yang ada dalam aliran gas dari hasil proses gasifikasi. *Syn gas* yang sudah tidak mengandung tar akan dialirkan menuju *Combustion Chamber* (R-322). *Combustion Chamber* (R-322) 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-322) kemudian dialirkan menuju *Gas Turbine Generator* (N-320). *Gas Turbine Generator* (N-320) berfungsi untuk mengkonversi *flue gas* menjadi energi listrik. Listrik yang dihasilkan oleh *gas turbine generator* pada saat *on season* dan *off season* adalah sebesar 73,429 MW.

Air proses yang sudah didemineralisasi dialirkan menuju HRSG (E-330) kemudian dipanaskan dalam *economizer*. Di dalam *economizer*, air dipanaskan menggunakan *flue gas* dengan suhu 121,81 °C sehingga suhu air naik dari 99°C menjadi 180°C. *Flue gas* ini merupakan *flue gas* sisa dari *Gas Turbine Generator* (N-320). Kemudian air mengalir menuju *evaporator*. *Evaporator* berfungsi untuk memanaskan air menjadi *saturated steam* dari suhu 180°C menjadi 351.80°C dengan *flue gas* bersuhu 433,71°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 33,5046 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*).

Setelah memutar turbin, *saturated steam* selanjutnya dialirkan ke proses pengolahan gula 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 35,96% dimana dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa layak untuk didirikan dengan suku bunga sebesar 10,25 % dan diperoleh *Pay Out Time* (POT) sebesar 3,2 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada *discounted cash flow*. Modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebesar Rp 1.770.120.485.662 . Sedangkan *Break Even Point* (BEP) yang diperoleh sebesar 21,43 %. Dilakukan juga perhitungan NPV (*Net Present Value*), dimana diperoleh nilai Rp 2.710.774.358.373 . 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

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. Ibu Suci Madhania, ST, MT, 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 dan juga 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, 23 Agustus 2019

Penyusun



DAFTAR ISI

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN.....	ii
INTI SARI	iii
KATA PENGANTAR	viii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR TABEL	xvi
BAB I PENDAHULUAN	I-1
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Spesifikasi Bahan Baku	I-6
I.3 Aspek Marketing.....	I-8
I.4 Prospek	I-11
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-9
II.3.1 Potensi Bahan Baku	II-9
II.3.2 Spesifikasi Bahan Baku	II-10
II.3.3 Produk	II-13
III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1 Tipe – tipe Proses	III-1
III.1.1 Pembakaran Langsung	III-2
III.1.2 Gasifikasi (IGCC)	III-12
III.2 Seleksi Proses	III-17
III.3 Uraian Proses.....	III-21
III.3.1 <i>Storage</i>	III-22
III.3.2 <i>Feedstock Preparation</i>	III-23
III.3.3 Pengeringan	III-23
III.3.4 Pembentukan <i>Syngas</i>	III-25
III.3.5 <i>Power Generation</i>	III-27
III.3.6 Unit <i>Demineralized Water</i>	III-28
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....	IV-1
IV.1 Neraca Massa	IV-1
IV.1.1 <i>Rotary Cutter (C-120)</i>	IV-2

IV.1.2	<i>Vibrating Screener (H-121)</i>	IV-3
IV.1.3	<i>Fluidized Bed Dryer (B-130)</i>	IV-4
IV.1.4	<i>Cyclone (H-132)</i>	IV-6
IV.1.5	<i>Downdraft Gasifier (R-210)</i>	IV-7
IV.1.6	<i>Syngas Cooler 1 (E-221)</i>	IV-9
IV.1.7	<i>Syngas Cooler 2 (E-222)</i>	IV-11
IV.1.8	<i>Wet Electrostatic Precipitator (H-220)</i>	IV-12
IV.1.9	<i>Combustion Chamber (R-322)</i>	IV-14
IV.1.10	<i>Gas Turbine (N-320)</i>	IV-15
IV.1.11	<i>HRSG (E-330)</i>	IV-16
IV.1.12	<i>Steam Turbine (N-340)</i>	IV-18
IV.1.13	<i>Splitter (H-332)</i>	IV-19
IV.1.14	<i>Splitter (H-212)</i>	IV-20
IV.1.15	<i>Tangki Carbon Filter (R-230)</i>	IV-21
IV.1.16	<i>Tangki Cation Exchanger (R-240)</i>	IV-23
IV.1.17	<i>Tangki Anion Exchanger (R-250)</i>	IV-24
IV.1.18	<i>Deaerator (D-310)</i>	IV-25
IV.1.19	<i>Splitter (H-312)</i>	IV-27
IV.2	<i>Neraca Massa Off season</i>	IV-28
IV.2.1	<i>Rotary Cutter (C-120)</i>	IV-28
IV.2.2	<i>Vibrating Screener (H-121)</i>	IV-29
IV.2.3	<i>Fluidized Bed Dryer (B-130)</i>	IV-30
IV.2.4	<i>Cyclone (H-132)</i>	IV-32
IV.2.5	<i>Downdraft Gasifier (R-210)</i>	IV-34
IV.2.6	<i>Syngas Cooler 1 (E-221)</i>	IV-36
IV.2.7	<i>Syngas Cooler 2 (E-222)</i>	IV-38
IV.2.8	<i>Wet Electrostatic Precipitator (H-220)</i>	IV-39
IV.2.9	<i>Combustion Chamber (R-322)</i>	IV-41
IV.2.10	<i>Gas Turbine (N-320)</i>	IV-42
IV.2.11	<i>HRSG (E-330)</i>	IV-43
IV.2.12	<i>Steam Turbine (N-340)</i>	IV-45
IV.2.13	<i>Splitter (H-332)</i>	IV-46
IV.2.14	<i>Splitter (H-212)</i>	IV-47
IV.2.15	<i>Tangki Carbon Filter (R-230)</i>	IV-49
IV.2.16	<i>Tangki Cation Exchanger (R-240)</i>	IV-50

IV.2.17	Tangki <i>Anion Exchanger</i> (R-250)	IV-51
IV.2.18	Deaerator (D-310)	IV-52
IV.2.19	<i>Splitter</i> (H-312)	IV-54
IV.2.20	<i>Condensor</i> (E-343)	IV-55
IV.3	Neraca Energi	IV-57
IV.3.1	<i>Fluidized Bed Dryer</i> (B-130)	IV-57
IV.3.2	Compressor (G-213)	IV-58
IV.3.3	<i>Downdraft Gasifier</i> (R-210)	IV-59
IV.3.4	<i>Syngas Cooler 1</i> (E-221)	IV-60
IV.3.5	<i>Syngas Cooler 2</i> (E-222)	IV-61
IV.3.6	<i>Wet Wlectrostatic Precipitator</i> (H-220)	IV-62
IV.3.7	Compressor (G-323)	IV-63
IV.3.8	<i>Combustion Chamber</i> (R-322)	IV-63
IV.3.9	<i>Gas Turbine</i> (N-320)	IV-64
IV.3.10	<i>HRSG</i> (E-330)	IV-65
IV.3.11	<i>Steam Turbine</i> (N-340)	IV-68
IV.4	Neraca Energi <i>Off season</i>	IV-69
IV.4.1	<i>Fluidized Bed Dryer</i> (B-130)	IV-69
IV.4.2	Compressor (G-213)	IV-70
IV.4.3	<i>Downdraft Gasifier</i> (R-210)	IV-71
IV.4.4	<i>Syngas Cooler 1</i> (E-221)	IV-72
IV.4.5	<i>Syngas Cooler 2</i> (E-222)	IV-73
IV.4.6	<i>Wet electrostatic Precipitator</i> (H-220)	IV-74
IV.4.7	Compressor (G-323)	IV-75
IV.4.8	<i>Combustion Chamber</i> (R-322)	IV-75
IV.4.9	<i>Gas Turbine</i> (N-320)	IV-76
IV.4.10	<i>HRSG</i> (E-330)	IV-77
IV.4.11	<i>Steam Turbine</i> (N-340)	IV-80
IV.4.12	Deaerator (D-310)	IV-80
IV.4.13	<i>Condensor</i> (E-343)	IV-81
BAB V	DAFTAR DAN HARGA ALAT	V-1
V.1	Daftar Alat	V-1
V.2	Harga Alat	V-25
BAB VI	ANALISA EKONOMI	VI-1
VI.1	Pengolahan 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-3
VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	VI-9
VI.1.5 Status Karyawan dan Pengapuhan	VI-10
VI.1.6 Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja.....	VI-11
VI.1.7 Sistem Jam Kerja.....	VI-12
VI.2 Utilitas	VI-14
VI.2.1 Unit Pengolahan Air	VI-15
VI.2.2 Unit Penyediaan Bahan Bakar	VI-16
VI.2.3 Unit Pemadaman Kebakaran	VI-16
VI.3 Analisa Ekonomi	VI-16
VI.3.1 Biaya Peralatan.....	VI-17
VI.3.2 Perhitungan Analisa Ekonomi	VI-18
VI.3.2.1 Investasi	VI-19
VI.3.3 IRR.....	VI-19
VI.3.4 NPV.....	VI-19
VI.3.5 POT	VI-20
VI.3.6 BEP	VI-20
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	xxi
RIWAYAT PENULIS.....	xxv



DAFTAR GAMBAR

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1 Lokasi Pabrik	II-2
Gambar III.1 Contoh Metode Pembakaran langsung	III-3
Gambar III.2 <i>Fire Tube Boiler</i>	III-4
Gambar III.3 <i>Water Tube Boiler</i>	III-5
Gambar III.4 <i>Atmospheric Fluidized Bed Combustion</i>	III-7
Gambar III.5 <i>Circulaing Fluidized Bed Combustion</i>	III-8
Gambar III.6 <i>Pressurized Fluidized Bed Combustion</i>	III-10
Gambar III.7 Kiri <i>Bubbling Fluidizing Bed</i> Kanan <i>Circulating Fluidizing Bed</i>	III-11
Gambar III.8 Skema Reaktor Gasifikasi Tipe <i>Updraft</i>	III-13
Gambar III.9 Skema Reaktor Gasifikasi Tipe <i>Downdraft</i> ..	III-14
Gambar III.10 Skema Reaktor Gasifikasi Tipe <i>Crossdraft</i>	III-14
Gambar III.11 Skema Reaktor Gasifikasi <i>Fluidized Bed</i> ...	III-15
Gambar III.12 Skema Reaktor Gasifikasi <i>Entrained Flow</i>	III-17
Gambar III.13 Alur proses pembangkit energi dari ampas tebu.....	III-21
Gambar III.14 Susunan “ <i>draughtboard</i> ” pada penyimpanan ampas tebu	III-22
Gambar III.15 <i>Fluidized Bed Dryer</i>	III-23
Gambar III.16 Pabrik Pembangkit Energi dari ampas tebu <i>On Season</i>	III-30
Gambar III.17 Pabrik Pembangkit Energi dari ampas tebu <i>Off Season</i>	III-31
Gambar IV.1 <i>Rotary Cutter (C-120)</i>	IV-2
Gambar IV.2 <i>Vibrating Screener (H-121)</i>	IV-3
Gambar IV.3 <i>Fluidized Bed Dryer (B-130)</i>	IV-4
Gambar IV.4 <i>Cyclone (H-132)</i>	IV-6
Gambar IV.5 <i>Downdraft Gasifier (R-210)</i>	IV-7
Gambar IV.6 <i>Syngas Cooler 1 (E-221)</i>	IV-9
Gambar IV.7 <i>Syngas Cooler 2 (E-222)</i>	IV-11
Gambar IV.8 <i>Wet Electrostatic Precipitator (H-220)</i>	IV-12
Gambar IV.9 <i>Combustion Chamber (R-322)</i>	IV-14
Gambar IV.10 <i>Gas Turbine (N-320)</i>	IV-15

Gambar IV.11 <i>HRSG (E-330)</i>	IV-16
Gambar IV.12 <i>Steam Turbine (N-340)</i>	IV-18
Gambar IV.13 <i>Splitter (H-332)</i>	IV-19
Gambar IV.14 <i>Splitter (H-212)</i>	IV-20
Gambar IV.15 <i>Tangki Carbon Filter (R-230)</i>	IV-21
Gambar IV.16 <i>Tangki Cation Exchanger (R-240)</i>	IV-23
Gambar IV.17 <i>Tangki Anion Exchanger (R-250)</i>	IV-24
Gambar IV.18 <i>Deaerator (D-310)</i>	IV-25
Gambar IV.19 <i>Splitter (H-312)</i>	IV-27
Gambar IV.20 <i>Rotary Cutter (C-120)</i>	IV-28
Gambar IV.21 <i>Vibrating Screener (H-121)</i>	IV-29
Gambar IV.22 <i>Fluidized Bed Dryer (B-130)</i>	IV-31
Gambar IV.23 <i>Cyclone (H-132)</i>	IV-32
Gambar IV.24 <i>Downdraft Gasifier (R-210)</i>	IV-34
Gambar IV.25 <i>Syngas Cooler 1 (E-221)</i>	IV-36
Gambar IV.26 <i>Syngas Cooler 2 (E-222)</i>	IV-38
Gambar IV.27 <i>Wet Electrostatic Precipitator (H-220)</i>	IV-39
Gambar IV.28 <i>Combustion Chamber (R-322)</i>	IV-41
Gambar IV.29 <i>Gas Turbine (N-320)</i>	IV-42
Gambar IV.30 <i>HRSG (E-330)</i>	IV-43
Gambar IV.31 <i>Steam Turbine (N-340)</i>	IV-45
Gambar IV.32 <i>Splitter (H-332)</i>	IV-46
Gambar IV.33 <i>Splitter (H-212)</i>	IV-47
Gambar IV.34 <i>Tangki Carbon Filter (R-230)</i>	IV-49
Gambar IV.35 <i>Tangki Cation Exchanger (R-240)</i>	IV-50
Gambar IV.36 <i>Tangki Anion Exchanger (R-250)</i>	IV-51
Gambar IV.37 <i>Deaerator (D-310)</i>	IV-52
Gambar IV.38 <i>Splitter (H-312)</i>	IV-54
Gambar IV.39 <i>Condenser (E-343)</i>	IV-55
Gambar IV.40 <i>Fluidized Bed Dryer (B-130)</i>	IV-57
Gambar IV.41 <i>Compressor (G-213)</i>	IV-58
Gambar IV.42 <i>Downdraft Gasifier (R-210)</i>	IV-59
Gambar IV.43 <i>Syngas Cooler 1 (E-221)</i>	IV-60
Gambar IV.44 <i>Syngas Cooler 2 (E-222)</i>	IV-61
Gambar IV.45 <i>Wet Electrostatic Precipitator (H-220)</i>	IV-62

Gambar IV.46 <i>Compressor (G-323)</i>	IV-63
Gambar IV.47 <i>Combustion Chamber (R-322)</i>	IV-63
Gambar IV.48 <i>Gas Turbine (N-320)</i>	IV-64
Gambar IV.49 <i>HRSR (E-330)</i>	IV-65
Gambar IV.50 <i>Superheater</i>	IV-65
Gambar IV.51 <i>Evaporator</i>	IV-66
Gambar IV.52 <i>Economizer</i>	IV-67
Gambar IV.53 <i>Steam Turbine (N-340)</i>	IV-68
Gambar IV.54 <i>Fluidized Bed Dryer (B-130)</i>	IV-69
Gambar IV.55 <i>Compressor (G-213)</i>	IV-70
Gambar IV.56 <i>Downdraft Gasifier (R-210)</i>	IV-71
Gambar IV.57 <i>Syngas Cooler 1 (E-221)</i>	IV-72
Gambar IV.58 <i>Syngas Cooler 2 (E-222)</i>	IV-73
Gambar IV.59 <i>Wet Electrostatic Precipitator (H-220)</i>	IV-74
Gambar IV.60 <i>Compressor (G-323)</i>	IV-75
Gambar IV.61 <i>Combustion Chamber (R-322)</i>	IV-75
Gambar IV.62 <i>Gas Turbine (N-320)</i>	IV-76
Gambar IV.63 <i>Superheater</i>	IV-77
Gambar IV.64 <i>Evaporator</i>	IV-78
Gambar IV.65 <i>Economizer</i>	IV-79
Gambar IV.66 <i>Steam Turbine (N-340)</i>	IV-80
Gambar IV.67 <i>Deaerator (D-310)</i>	IV-80
Gambar IV.68 <i>Condenser (E-343)</i>	IV-81
Gambar VI.1 <i>Struktur Organisasi Perusahaan</i>	VI-3
Gambar VI.2 <i>Grafik BEP Pabrik Energi dari Bagasse</i>	VI-21



DAFTAR TABEL

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Komposisi Kimia Ampas Tebu.....	I-7
Tabel I.2 Komposisi Kimia Ampas Tebu pada <i>Dry Basis</i> .	I-7
Tabel I.3 Hasil Analisa <i>Proximate</i> dan <i>Ultimate</i> Ampas Tebu	I-8
Tabel I.4 Tarif Tenaga Listrik Bulan April 2019	I-9
Tabel II.1 Tarif Tenaga Listrik Bulan April 2019.....	II-4
Tabel II.2 Sungai yang melewati kelurahan Gempolkrep ..	II-6
Tabel II.3 Jumlah Pengangguran di Kabupaten Mojokerto Tahun 2016	II-7
Tabel II.4 Komposisi Kimia Ampas Tebu pada <i>Wet Basis</i>	II-10
Tabel II.5 Komposisi Kimia Ampas Tebu pada <i>Dry Basis</i>	II-11
Tabel II.6 Analisa <i>Proximate</i> dan <i>Ultimate</i> Ampas Tebu .	II-11
Tabel III.1 Ringkasan Teknologi Konversi Biomassa	III-17
Tabel III.2 Perbandingan Proses Gasifikasi	III-19
Tabel III.3 Perbandingan <i>Fixed Bed Gasifier</i>	III-20
Tabel III.4 Heuristik Uraian Proses.....	III-21
Tabel IV.1 Komposisi <i>Wet Bagasse</i>	IV-1
Tabel IV.2 Neraca Massa <i>Rotary Cutter (C-120)</i>	IV-2
Tabel IV.3 Neraca Massa <i>Vibrating Screener (H-121)</i>	IV-3
Tabel IV.4 Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer (B-130)</i> Aliran Masuk.....	IV-4
Tabel IV.5 Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer (B-130)</i> Aliran Keluar.....	IV-5
Tabel IV.6 Neraca Massa <i>Cyclone (H-132)</i>	IV-6
Tabel IV.7 Neraca Massa <i>Downdraft Gasifier (R-210)</i> Aliran Masuk.....	IV-7
Tabel IV.8 Neraca Massa <i>Downdraft Gasifier (R-210)</i> Aliran Keluar.....	IV-8
Tabel IV.9 Neraca Massa <i>Syngas Cooler 1 (E-221)</i> Aliran Masuk.....	IV-9
Tabel IV.10 Neraca Massa <i>Syngas Cooler 1 (E-221)</i> Aliran Keluar	IV-10

Tabel IV.11 Neraca Massa <i>Syngas Cooler 2 (E-222)</i>	
Aliran Masuk	IV-11
Tabel IV.12 Neraca Massa <i>Syngas Cooler 2 (E-222)</i>	
Aliran Keluar	IV-12
Tabel IV.13 Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator (H-220)</i>	
Aliran Masuk	IV-13
Tabel IV.14 Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator (H-220)</i>	
Aliran Keluar	IV-14
Tabel IV.15 Neraca Massa <i>Combustion Chamber (R-322)</i>	IV-15
Tabel IV.16 Neraca Massa <i>Gas Turbine (N-320)</i>	IV-16
Tabel IV.17 Neraca Massa <i>HRSO (E-330)</i> Aliran Masuk..	IV-17
Tabel IV.18 Neraca Massa <i>HRSO (E-330)</i> Aliran Keluar..	IV-17
Tabel IV.19 Neraca Massa <i>Steam Turbine (N-340)</i>	IV-19
Tabel IV.20 Neraca Massa <i>Splitter (H-332)</i>	IV-20
Tabel IV.21 Neraca Massa <i>Splitter (H-212)</i>	IV-21
Tabel IV.22 Neraca Massa Tangki <i>Carbon Filter (R-230)</i>	IV-22
Tabel IV.23 Neraca Massa Tangki <i>Cation Exchanger (R-240)</i>	IV-23
Tabel IV.24 Neraca Massa Tangki <i>Anion Exchanger (R-250)</i>	IV-24
Tabel IV.25 Neraca Massa Deaerator (D-310)	
Aliran Masuk	IV-25
Tabel IV.26 Neraca Massa Deaerator (D-310)	
Aliran Keluar	IV-26
Tabel IV.27 Neraca Massa <i>Splitter (H-312)</i>	IV-27
Tabel IV.28 Komposisi <i>Wet Bagasse</i>	IV-28
Tabel IV.29 Neraca Massa <i>Rotary Cutter (C-120)</i>	IV-29
Tabel IV.30 Neraca Massa <i>Vibrating Screener (H-121)</i> ...	IV-30
Tabel IV.31 Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer (B-130)</i>	
Aliran Masuk	IV-31
Tabel IV.32 Neraca Massa <i>Fluidized Bed Dryer (B-130)</i>	
Aliran Keluar	IV-32
Tabel IV.33 Neraca Massa <i>Cyclone (H-132)</i>	IV-33

Tabel IV.34 Neraca Massa <i>Downdraft Gasifier (R-210)</i>	
Aliran Masuk	IV-34
Tabel IV.35 Neraca Massa <i>Downdraft Gasifier (R-210)</i>	
Aliran Keluar	IV-35
Tabel IV.36 Neraca Massa <i>Syngas Cooler 1 (E-221)</i>	
Aliran Masuk	IV-36
Tabel IV.37 Neraca Massa <i>Syngas Cooler 1 (E-221)</i>	
Aliran Keluar	IV-37
Tabel IV.38 Neraca Massa <i>Syngas Cooler 2 (E-222)</i>	
Aliran Masuk	IV-38
Tabel IV.39 Neraca Massa <i>Syngas Cooler 2 (E-222)</i>	
Aliran Keluar	IV-39
Tabel IV.40 Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator (H-220)</i>	
Aliran Masuk	IV-40
Tabel IV.41 Neraca Massa <i>Wet Electrostatic Precipitator (H-220)</i>	
Aliran Keluar	IV-41
Tabel IV.42 Neraca Massa <i>Combustion Chamber (R-322)</i>	IV-42
Tabel IV.43 Neraca Massa <i>Gas Turbine (N-320)</i>	IV-43
Tabel IV.44 Neraca Massa <i>HRSG (E-330)</i> Aliran Masuk..	IV-44
Tabel IV.45 Neraca Massa <i>HRSG (E-330)</i> Aliran Keluar..	IV-44
Tabel IV.46 Neraca Massa <i>Steam Turbine (N-340)</i>	IV-45
Tabel IV.47 Neraca Massa <i>Splitter (H-332)</i>	IV-47
Tabel IV.48 Neraca Massa <i>Splitter (H-212)</i>	IV-48
Tabel IV.49 Neraca Massa Tangki <i>Carbon Filter (R-230)</i>	IV-49
Tabel IV.50 Neraca Massa Tangki <i>Cation Exchanger (R-240)</i>	IV-50
Tabel IV.51 Neraca Massa Tangki <i>Anion Exchanger (R-250)</i>	IV-51
Tabel IV.52 Neraca Massa Deaerator (D-310)	
Aliran Masuk	IV-53
Tabel IV.53 Neraca Massa Deaerator (D-310)	
Aliran Keluar	IV-53
Tabel IV.54 Neraca Massa <i>Splitter (H-312)</i>	IV-54
Tabel IV.55 Neraca Massa <i>Condenser (E-343)</i>	
Aliran Masuk	IV-55

Tabel IV.56 Neraca Massa <i>Condenser</i> (E-343)	
Aliran Keluar.....	IV-56
Tabel IV.57 Neraca Energi <i>Fluidized Bed Dryer</i> (B-130)..	IV-57
Tabel IV.58 Neraca Energi <i>Compressor</i> (G-213)	IV-58
Tabel IV.59 Neraca Energi <i>Downdraft Gasifier</i> (R-210)...	IV-59
Tabel IV.60 Neraca Energi <i>Syngas Cooler 1</i> (E-221).....	IV-60
Tabel IV.61 Neraca Energi <i>Syngas Cooler 2</i> (E-222).....	IV-61
Tabel IV.62 Neraca Energi <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> (H-220)	IV-62
Tabel IV.63 Neraca Energi <i>Compressor</i> (G-323)	IV-63
Tabel IV.64 Neraca Energi <i>Combustion Chamber</i> (R-322)	IV-64
Tabel IV.65 Neraca Energi <i>Gas Turbine</i> (N-320)	IV-65
Tabel IV.66 Neraca Energi <i>Superheater</i>	IV-66
Tabel IV.67 Neraca Energi <i>Evaporator</i>	IV-67
Tabel IV.68 Neraca Energi <i>Economizer</i>	IV-68
Tabel IV.69 Neraca Energi <i>Steam Turbine</i> (N-340).....	IV-69
Tabel IV.70 Neraca Energi <i>Fluidized Bed Dryer</i> (B-130)..	IV-70
Tabel IV.71 Neraca Energi <i>Compressor</i> (G-213)	IV-70
Tabel IV.72 Neraca Energi <i>Downdraft Gasifier</i> (R-210)...	IV-71
Tabel IV.73 Neraca Energi <i>Syngas Cooler 1</i> (E-221).....	IV-72
Tabel IV.74 Neraca Energi <i>Syngas Cooler 2</i> (E-222).....	IV-73
Tabel IV.75 Neraca Energi <i>Wet Electrostatic Precipitator</i> (H-220)	IV-74
Tabel IV.76 Neraca Energi <i>Compressor</i> (G-323)	IV-75
Tabel IV.77 Neraca Energi <i>Combustion Chamber</i> (R-322)	IV-76
Tabel IV.78 Neraca Energi <i>Gas Turbine</i> (N-320)	IV-77
Tabel IV.79 Neraca Energi <i>Superheater</i>	IV-78
Tabel IV.80 Neraca Energi <i>Evaporator</i>	IV-79
Tabel IV.81 Neraca Energi <i>Economizer</i>	IV-79
Tabel IV.82 Neraca Energi <i>Steam Turbine</i> (N-340).....	IV-80
Tabel IV.83 Neraca Energi <i>Deaerator</i> (D-310)	IV-81
Tabel IV.84 Neraca Energi <i>Condenser</i> (E-343).....	IV-81
Tabel V.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan <i>Bagasse</i>	V-1

Tabel V.2 Spesifikasi <i>Belt Conveyor 1</i>	V-1
Tabel V.3 Spesifikasi <i>Rotary Cutter</i>	V-2
Tabel V.4 Spesifikasi <i>Vibrating Screener</i>	V-2
Tabel V.5 Spesifikasi <i>Belt Conveyor 2</i>	V-3
Tabel V.6 Spesifikasi <i>Screw Conveyor 1</i>	V-4
Tabel V.7 Spesifikasi <i>Fluidized Bed Dryer</i>	V-5
Tabel V.8 Spesifikasi <i>Cyclone</i>	V-5
Tabel V.9 Spesifikasi <i>Fan</i>	V-6
Tabel V.10 Spesifikasi <i>Screw Conveyor 2</i>	V-7
Tabel V.11 Spesifikasi <i>Downdraft Gasifier</i>	V-7
Tabel V.12 Spesifikasi <i>Blower</i>	V-8
Tabel V.13 Spesifikasi <i>Compressor</i>	V-9
Tabel V.14 Spesifikasi <i>Wet Electrostatic Precipitator</i>	V-9
Tabel V.15 Spesifikasi <i>Syngas Cooler 1</i>	V-10
Tabel V.16 Spesifikasi <i>Syngas Cooler 2</i>	V-11
Tabel V.17 Spesifikasi <i>Pompa Water Process</i>	V-12
Tabel V.18 Spesifikasi <i>Tangki Reaktor Carbon Filter</i>	V-12
Tabel V.19 Spesifikasi <i>Pompa Water Process</i>	V-13
Tabel V.20 Spesifikasi <i>Tangki Reaktor Cation Exchanger</i> V-14	
Tabel V.21 Spesifikasi <i>Tangki Reaktor Anion Exchanger</i> . V-15	
Tabel V.22 Spesifikasi <i>Dearator</i>	V-16
Tabel V.23 Spesifikasi <i>Pompa Water Process</i>	V-17
Tabel V.24 Spesifikasi <i>Gas Turbine</i>	V-17
Tabel V.25 Spesifikasi <i>Combustion Chamber</i>	V-18
Tabel V.26 Spesifikasi <i>Compressor</i>	V-18
Tabel V.27 Spesifikasi <i>Heat Recovery Steam Generator</i> .. V-19	
Tabel V.28 Spesifikasi <i>Pompa Demin Water</i>	V-21
Tabel V.29 Spesifikasi <i>Steam Turbine</i>	V-22
Tabel V.30 Spesifikasi <i>Condenser</i>	V-23
Tabel V.31 Spesifikasi <i>Pompa Steam Condensate</i>	V-24
Tabel V.32 Harga Peralatan	V-25
Tabel VI.1 Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik Energi dari <i>Bagasse</i>	VI-9
Tabel VI.2 <i>Production Unit Schedule</i>	VI-13



BAB I
PENDAHULUAN

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Energi merupakan kebutuhan dasar manusia, yang terus meningkat sejalan dengan tingkat kehidupannya. Bahan bakar minyak (BBM) memegang posisi yang sangat dominan dalam pemenuhan kebutuhan energi nasional. Komposisi konsumsi energi nasional saat ini adalah BBM : 52,50%; Gas: 19,04%; Batubara: 21,52%; Air:3,73%; Panas Bumi: 3,01%; dan Energi Baru: 0,2%. Kondisi demikian terjadi sebagai akibat dari kebijakan subsidi masa lalu terhadap bahan bakar minyak dalam upaya memacu percepatan pertumbuhan ekonomi. Suatu kenyataan yang tidak dapat dipungkiri bahwa produksi minyak bumi Indonesia mengalami penurunan akibat adanya penurunan secara alamiah dan semakin menipisnya cadangan (Kholiq, 2015).

Pertumbuhan ekonomi, jumlah penduduk, pembangunan dan pembangunan nasional menyebabkan peningkatan permintaan energi dari tahun ke tahun di semua sektor. Selama ini kebutuhan energi nasional dipenuhi oleh sumber daya energi yang tidak terbarukan, seperti gas alam, minyak bumi, batubara dan sebagainya. Namun, cadangan energi fosil semakin menipis yang dapat menyebabkan krisis energi. Menipisnya cadangan energi ini memaksa pemerintah dan masyarakat Indonesia untuk mencari alternatif lain sebagai sumber energi. Perburuan, pengembangan, dan eksplorasi sumber energi alternatif harus mempertimbangkan faktor utama, seperti energi, ekonomi dan ekologi, dengan kata lain sistem yang dikembangkan harus mampu menghasilkan energi dalam jumlah besar, dengan biaya rendah dan memiliki dampak lingkungan yang minimal (Maryudi & Aktawan, 2018).

Berdasarkan Blueprint Pengelolaan Energi Nasional 2006-2025 yang disusun oleh Departemen Energi dan Sumber Daya Mineral tahun 2005, jumlah cadangan minyak di Indonesia yang berjumlah 9,1 miliar barel, dengan tingkat produksi 387 juta barel per tahun, diperkirakan akan habis dalam waktu 23 tahun.

Sedangkan cadangan batubara yang berjumlah 19,3 miliar ton akan habis dalam waktu 146 tahun dengan tingkat produksi sebesar 132 juta ton per tahun.

Dari gambaran tersebut serta melihat persediaan bahan bakar fosil yang semakin menipis, maka sebagai langkah alternatif dengan mengembangkan sumber energi lain sebagai energi alternative untuk penyediaan konsumsi energi domestik. Langkah ini dilakukan dengan mensubstitusi energi primer BBM dengan sumber energi alternatif tersebut. Sumber energi alternatif tersebut harus bisa menjadi bahan bakar substitusi yang ramah lingkungan, efektif, efisien, dan dapat diakses oleh masyarakat luas. Selain itu, sumber energi alternatif tersebut idealnya berasal dari sumber energi yang bisa diperbarui. Sumber energi yang bisa diperbarui relatif tidak berpotensi habis, sebaliknya, selalu tersedia dalam kuantitas dan kualitas yang lebih dari cukup, seperti energi air, angin, biomassa, panas bumi dan energi surya.

Salah satu sumber energi alternatif yang dikembangkan secara intensif adalah biomassa. Biomassa adalah bahan yang dapat diperoleh dari tanaman baik secara langsung atau tidak langsung dan digunakan sebagai sejumlah besar energi atau bahan. Basis sumber daya mencakup ratusan dan ribuan spesies tanah dan lautan, berbagai sumber daya pertanian, kehutanan, dan residu limbah dan proses industri, limbah dan limbah hewan. Biomassa adalah sumber energi terbarukan. Indonesia adalah salah satu negara tropis, sehingga memiliki potensi biomassa yang sangat besar. Industri pertanian dan perkebunan seperti perkebunan kelapa sawit, perkebunan kelapa, perkebunan tebu, hutan tanaman industri, dan spesies lainnya, menghasilkan limbah biomassa dalam jumlah besar. Perkebunan tebu (*Saccharumofficinarum L.*) adalah salah satu sumber besar limbah biomassa yang menghasilkan limbah tebu (*bagasse*).

Tebu adalah salah satu jenis tanaman yang hanya bisa ditanam di daerah beriklim tropis. Total luas tebu di Indonesia adalah 344 ribu hektar dengan kontribusi utama adalah di Jawa Timur (43,29%), Jawa Tengah (10,07%), Jawa Barat (5,87%) dan

Lampung (25,71%). Dalam lima tahun terakhir, seluruh area tebu di Indonesia mengalami stagnasi di kisaran sekitar 340 ribu hektar. Dari semua perkebunan tebu di Indonesia, 50% di antaranya adalah perkebunan rakyat, 30% perkebunan swasta, dan hanya 20% perkebunan negara. Pada tahun 2004, produksi gula di Indonesia mencapai 2.051.000 ton kristal (Goenadi et al, 2007). Baru-baru ini, produksi gula meningkat menjadi 2.200.000 ton atau 2,2 juta ton (Wright & Meylinah, 2017).

Tebu yang diperoleh dari perkebunan umumnya diolah menjadi gula di pabrik. Serat tebu atau biasa disebut ampas tebu, adalah produk sampingan dari proses ekstraksi tebu. Berdasarkan data dari Pusat Penelitian Perkebunan Gula Indonesia (P3GI), sekitar 32% berat tebu tetap menjadi *bagasse*. Sekitar 60% dari ampas tebu digunakan sebagai bahan bakar, bahan baku kertas, bahan baku industri kanvas rem, industri jamur, dan lainnya oleh pabrik gula. 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. Karenanya, 45% dari ampas tebu diperkirakan tidak dimanfaatkan. Dengan potensi besar ampas tebu, biomassa ampas tebu akan dapat memenuhi kebutuhan energi saat ini.

Tren penggunaan biomassa sebagai sumber energi semakin meningkat, seperti yang terjadi di India (Kumar et al, 2010). 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 tebu 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. Ampas tebu adalah limbah biomassa yang potensial untuk digunakan sebagai sumber energi.

Ampas tebu di Indonesia juga telah digunakan sebagai sumber energi untuk pabrik gula dengan pembakaran konvensional. Nilai kalori dari ampas tebu dalam nilai kalori bersih adalah sekitar 7600 kJ / kg pada kadar air 50%. Nilai kalorinya lebih rendah dari nilai kalor kayu, yaitu 11,715 kJ / kg pada kadar air 30%. Potensi produksi listrik dari ampas tebu 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 2017 sebesar 48.417 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 4.094 jiwa pada tahun 2018.

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 1.577 mm 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 Spesifikasi Bahan Baku

Ampas tebu atau *bagasse* 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%) bisa untuk membangkitkan listrik dengan *cogeneration* sebesar 220-240 KWh, sementara menurut Misran, 2005, dalam proses produksi di pabrik gula dihasilkan sekitar 35-40% ampas tebu dari setiap tebu yang diproses. 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. Hasil tersebut menunjukkan bahwa proses penggilingan tebu menjadi gula menghasilkan ampas tebu sebesar 30%. Ampas tebu dari pabrik gula Gempolkrep di hasilkan sebanyak 30% dari massa tebu yaitu 7200 TCD (ampas tebu 2160 ton per hari). Pabrik energi akan beroperasi selama 300 hari. Adapun komposisi kimia ampas tebu disajikan pada **Tabel I.1**.

Tabel I.1 Komposisi Kimia Ampas Tebu

Unsur	Kadar kandungan
Karbon (C)	47,0%
Hidrogen (H)	6,5%
Oksigen (O)	44,0%
Abu	2,5%
Kalor	1825 kkal/kg (2,5% gula)
Protein kasar	1,01 - 2,11%
Serat kasar	43 - 52%
Kecernaan	<25%
Kadar NDF (<i>Neutral Detergent Fiber</i>)	84,2%
Kadar ADF (<i>Acid Detergent Fiber</i>)	51%
Hemiselulosa	33,2%
Selulosa	40,3%
Lignin	11,2%
Nilai kalor	7600 kJ/kg (kadar air 50%)

Sumber: Christiyanto dan Subrata (2005)

Ampas tebu sebagian besar mengandung *ligno-cellulose*. *Bagasse* mengandung air 48 -52%, gula rata-rata 3,3% dan serat rata-rata 47,7%. Serat *bagasse* tidak dapat larut dalam air dan sebagian besar terdiri dari selulosa, pentosan dan lignin (Husin, 2007). Hasil analisis serat *bagasse* adalah seperti pada **tabel I.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 1825 kkal/kg.

Tabel I.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 I.3. Hasil Analisa *Proximate* dan *Ultimate* Ampas Tebu

No	Jenis Pemeriksaan	Metode	Hasil Analisa
Analisa Proximate			
1	MC	ASTM D 7582-12	48
2	<i>Fixed Carbon</i>	ASTM D 2013	13,462
3	<i>Volatil Matter</i>	ASTM D 7582-12	85,898
4	<i>Ash Control</i>	ASTM D 7582-12	0,64
Analisa Ultimate			
5	C	ASTM D 5373-13	43,92
6	H	ASTM D 5373-13	7,75
7	N	ASTM D 5373-13	0,6
8	O	GC	47,10
9	<i>Ash Content</i>	ASTM D 7582-12	0,64

Sumber: PG. Gempolkrep (2019)

I.3 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 April 2019 menunjukkan harga listrik tahun 2019 cukup tinggi. Tarif tenaga listrik PT. PLN dapat dilihat pada **Tabel I.5** sebagai berikut :

Tabel I.4 Tarif Tenaga Listrik Bulan April 2019

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	***)	Blok WBP dan Blok LWBP =	-

		ke atas		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

1.4 Prospek

Dalam proses produksi di pabrik gula, ampas tebu (*bagasse*) dihasilkan sebesar 35-40% dari setiap tebu yang diproses. Ampas tebu 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 yang dikenal sebagai ampas tebu (*bagasse*) (Soeprijanto et al, 2012).

Ampas tebu memiliki manfaat yang cukup banyak yaitu untuk makanan ternak, bahan baku pembuatan pupuk, pulp, *particle board* dan untuk bahan bakar boiler di pabrik gula selain itu, ampas tebu dapat dimanfaatkan sebagai bahan pembuatan kanvas rem, sirup glukosa, etanol, CMC (*carboxymethyl cellulose*), dan bahan penyerap (adsorben) zat warna (Misran Erni, 2005).

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. 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 (Ariningsih, 2014). Pemanfaatan ampas tebu sebagai bahan bakar lebih ramah

lingkungan dibandingkan bahan bakar fosil (Rosmeika et al. 2010).

Nilai kalori ampas tebu dalam bentuk *net calorific value* sekitar 7.600 kJ/kg pada kadar air 50%. Ampas tebu merupakan sumber energi yang potensial karena tersedia di PG dalam jumlah besar dan bersifat terbarukan. Hanya dalam waktu 12 bulan, setiap hektar lahan dapat menghasilkan tidak kurang dari 30 ton ampas tebu. Jumlah ampas yang tersedia di PG bergantung pada banyaknya tebu yang digiling dan kadar sabut dari varietas tebu. Jumlah ampas yang tersedia di PG bervariasi antara 25–34% dari bobot tebu yang digiling. Jadi, bila jumlah ampas tebu rata-rata 30% dari bobot tebu dan kapasitas giling sebuah PG sebesar 5.000 ton tebu per hari (TTH) maka jumlah ampas yang tersedia sekitar 1.500 ton/hari. Biasanya ampas tersebut digunakan sebagai sumber energi untuk mengolah tebu menjadi gula (Kurniawan dan Santoso, 2009).

Pada PG yang pengolahan energinya efisien, potensi surplus ampas bisa mencapai 10% dari bobot tebu atau sekitar 500 ton ampas per hari untuk PG berkapasitas 5.000 TTH. Untuk musim giling selama 180 hari maka sebuah PG dengan kapasitas 5.000 TTH berpotensi menghasilkan surplus ampas 90.000 ton dalam satu musim giling atau setara dengan 34.483 MWH (Kurniawan *et al.* 2006 dalam Kurniawan dan Santoso, 2009). Dengan produksi tebu nasional sekitar 33 juta ton/tahun, dan 30% dari jumlah tersebut dapat diolah secara efisien dengan surplus ampas 10% dari tebu yang digiling, maka potensi surplus ampas yang diperoleh sebesar 990.000 ton atau setara dengan 379.310 MWH per musim giling (Kurniawan dan Santoso, 2009).

Sedangkan daun tebu kering atau daduk adalah sumber energi biomassa lainnya dari tebu yang memiliki nilai kalori 14.656 kJ/kg. Jumlah daduk yang dihasilkan sebesar 14% dari bobot tebu yang dipanen. Jika produksi tebu Indonesia sekitar 33 juta ton/tahun maka potensi daun tebu kering mencapai 4,62 juta ton. Bila 30% dari jumlah tersebut berpotensi digunakan untuk

produksi listrik maka potensinya sebesar 1,39 juta ton daduk atau setara dengan 1.029.630 MWH (Kurniawan dan Santoso, 2009).

Dari dua jenis biomassa tebu tersebut dapat diketahui potensi sumber energi biomassa tebu yang mencapai 1.408.940 MWH. Dalam jangka panjang, potensi tersebut akan meningkat lebih dari dua kali atau sebesar 2,80 juta MWH seiring dengan revitalisasi PG dan perkembangan produksi tebu. Untuk optimasi kualitas ampas tebu dapat ditempuh dengan menurunkan kadar air ampas melalui teknologi pengeringan. Setiap penurunan kadar air sebesar 1% akan menaikkan nilai kadar *bagasse* hingga 196 kJ/kg (Kurniawan dan Santoso, 2009).

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. Kapasitas tebu Pabrik Gula Gempolkrep adalah 7200 TCD atau 300.000 kg/jam. Pada PG Gempolkrep kebutuhan *steam* sejumlah 158.000 kg/jam.



BAB II
BASIS DESAIN
DATA

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 produk *steam* = 158.000 kg/jam

II.2 Lokasi

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan merupakan faktor – faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Pemilihan lokasi pabrik harus mendekati sumber bahan baku, area pemasaran, dan tersedianya tenaga kerja. Berdasarkan pertimbangan tersebut, 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.



Gambar II.1 Lokasi Pabrik

Berikut merupakan beberapa pertimbangan pemilihan pendirian pabrik pembangkit energi di Kelurahan Gempolkrepan, Kecamatan Gedeg, Kota Mojokerto, Jawa Timur, diantaranya:

- a) Penyediaan bahan baku
- b) Pemasaran
- c) Ketersediaan Air
- d) Transportasi
- e) Tenaga kerja
- f) Iklim dan Topografi (Kusnarjo,2010)

a) Penyediaan bahan baku

Ampas tebu merupakan hasil samping proses pembuatan gula tebu (*sugarcane*) yang mengandung residu berupa serat, minimal 50% serat *bagasse* diperlukan sebagai bahan bakar *boiler* sehingga ampas tebu sering dimanfaatkan oleh pabrik gula sebagai sumber energi (Lavarack *et al*, 2002). Selain itu, *bagasse* juga bisa dimanfaatkan sebagai pembangkit energi listrik. Dimana satu ton tebu dapat menghasilkan sekitar 300 kg *bagasse* dan satu ton *bagasse* bisa untuk membangkitkan listrik dengan *cogeneration* sebesar 220-240 KWh (Agrofarm, 2014).

Musim giling tebu di pabrik gula (PG) milik BUMN sudah berlangsung sejak awal Juni hingga penghujung Juli, prestasi capaian rendemen juga cukup positif. Dari 10 besar PG dengan rendemen tertinggi, enam di antaranya yakni PG yang dikelola oleh PT Perkebunan Nusantara (PTPN) X (Kominfo,2015). PT Perkebunan Nusantara X (PTPN X) membukukan produksi gula 431.020,4 ton pada 2015. Kinerja ini sekaligus mempertahankan posisi PTPN X sebagai produsen gula terbesar di Indonesia mengungguli perusahaan pergulaan lainnya. Rendemen (kadar gula dalam tebu) yang dibukukan pada 2015 mencapai 8,30%, berhasil meningkat dibanding rendemen 2014 sebesar 7,65%.

PTPN X memiliki 9 pabrik gula yang tersebar di wilayah Jawa Timur, diantaranya:

1. PG Kremboong - Kec. Krembung, Sidoarjo (Kapasitas 2.500 TCD)
2. PG Gempolkrep - Kec. Gedek, Mojokerto (Kapasitas 7.200 TCD)
3. PG Djombang Baru - Kec. Jombang, Jombang (Kapasitas 2.900 TCD)
4. PG Tjoekir, - Kec. Diwek, Jombang (Kapasitas 4.150 TCD)
5. PG Lestari - Kec. Patianrowo, Nganjuk (Kapasitas 4.000 TCD)
6. PG Meritjan - Kec. Mojoroto, Kediri (Kapasitas 2.850 TCD)
7. PG Pesantren Baru - Kec. Pesantren, Kediri (Kapasitas 6.250 TCD)
8. PG Ngadirejo - Kec. Kras, Kediri (Kapasitas 6.250 TCD)
9. PG Modjopangoong - Kec. Kauman, Tulungagung (Kapasitas 3.000 TCD)

(PTPN X, 2019)

Dari data tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik akan dibangun dikelurahan gempolkrep kecamatan Gedek, Mojokerto. Dikarenakan PG. Gempolkrep memiliki nilai kapasitas yang besar dibandingkn PG lainnya, maka kapasitas yang besar akan membutuhkan tebu yang banyak, sehingga limbah ampas tebu tersebut bisa membangkitkan tenaga listrik dengan dengan energi yang lebih besar.

b) Pemasaran

Produk dari pabrik ini adalah listrik dan *steam*, jika pada saat pabrik *on season* maka listrik dan *steam* digunakan untuk memenuhi kebutuhan proses produksi pabrik, sedangkan pada saat *off season* energi listrik ini dapat dijual ke PLN sedangkan untuk *steam* digunakan untuk air proses pada pabrik. Berikut merupakan data PT Perusahaan Listrik Negara (PLN) pada April 2019 menunjukkan harga listrik tahun 2019 cukup tinggi. Tarif tenaga listrik PT. PLN dapat dilihat pada Tabel II.1 sebagai berikut :

Tabel II.1.Tarif Tenaga Listrik Bulan April 2019

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 x 1.035,78 Blok LWBP =	-

				1.035,78 kVArh = 114,74 *****)	
7.	I-3/TM	di atas 200 kVA	**)	Blok WBP = K x 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	-

(Sumber: <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

c) Ketersediaan Air

Ketersediaan air akan disuplai oleh sungai yang ada didekat pabrik yang nantinya akan didirikan. Berikut adalah data terkait beberapa sungai di kelurahan Gempolkrep antara lain:

Tabel II.2 Sungai yang melewati kelurahan Gempolkrep

No	Nama Sungai	Panjang Sungai (Km)
1	Sungai Kedung Soro	15,00
2	Sungai Brantas	47,25

(Sumber: Novianti,2017)

d) Transportasi

Transportasi pengangkutan bahan baku cukup mudah dilakukan, dikarenakan pabrik yang akan didirikan di desa Gempolkrep yang mendekati bahan baku, dimana bahan baku ini didapatkan di PT Gempolkrep. Sehingga mudah dijangkau oleh kendaraan darat dan juga mendukung kelancaran pemasaran pabrik.

e) Tenaga Kerja

Faktor tenaga kerja merupakan faktor terpenting dalam industri, karena hasil tidaknya pencapaian tujuan perusahaan juga dipengaruhi faktor tenaga kerja ini. Salah satu faktor yang mempengaruhi efisiensi kerja dan penekan biaya produksi adalah tenaga kerja. Dengan adanya pendirian pabrik ini, maka akan menyerap tenaga kerja dari lingkungan sekitar, sehingga terbukanya lapangan kerja baru yang akan dapat membantu mengurangi jumlah pengangguran. Selain itu, dengan tingginya nilai UMK (Upah Minimum Kota/Kabupaten) Mojokerto sebesar Rp 3.565.660,82 maka dapat lebih meningkatkan taraf hidup penduduk didaerah sekitar pabrik. Untuk tenaga kerja yang diambil pada pabrik ini minimal tamatan SLTA Berikut merupakan data tenaga kerja yang diperoleh dari Badan Pusat Statistika (BPS) Kabupaten Mojokerto pada Tahun 2016.

Tabel II.3 Jumlah Pengangguran di Kabupaten Mojokerto pada Tahun 2016

Tamatan	Laki - laki	Perempuan	Jumlah
SLTA	1.778	1.878	3.565
Diploma (D1/D2/D3)	62	89	156
Sarjana (S1)	179	194	373
(Sumber: BPS, 2018)		Total	4.094

f) Iklim dan Topografi

Pabrik pembangkit energi dari ampas tebu yang direncanakan akan didirikan di Kelurahan Gempolkrep, Kecamatan Gedeg, Kota Mojokerto, Jawa Timur. Berikut merupakan kondisi iklim kabupaten Mojokerto berdasarkan data dari *weather.com*:

- Suhu : 25 - 35 °C
- Kelembaman : 42% - 82%
- Curah Hujan : 9 - 7187 mm/tahun
- Kecepatan Angin : 3 - 9 km/jam

Secara geografis Kabupaten Mojokerto merupakan bagian dari wilayah Propinsi Jawa Timur yang secara geografis terletak

di antara 111°20'13" sampai dengan 111°40'47" bujur timur dan antara 7°18'35" sampai dengan 7°47'30" lintang selatan dengan luas daerah seluruhnya 969.360 Km² atau sekitar 2,09% dari luas Propinsi Jawa Timur.

- Pemukiman	:	132,440 Km ²
- Pertanian	:	371,010 Km ²
- Hutan	:	289,480 Km ²
- Perkebunan	:	170,000 Km ²
- Rawa/Waduk	:	0,490 Km ²
- Lahan Kritis	:	0,200 Km ²
- Padang Rumput	:	1,590 Km ²
- Semak/Alang-alang	:	0,720 Km ²

Secara geografis Kabupaten Mojokerto tidak berbatasan dengan pantai, hanya berbatasan dengan wilayah kabupaten lainnya :

- Sebelah Utara : Kabupaten Lamongan dan Kabupaten Gresik
- Sebelah Timur : Kabupaten Sidoarjo dan Kabupaten Pasuruan
- Sebelah Selatan : Kabupaten Malang dan Kota Batu
- Sebelah Barat : Kabupaten Jombang

Disamping itu wilayah Kabupaten Mojokerto juga mengitari wilayah Kota Mojokerto yang terletak di tengah-tengah wilayah Kabupaten Mojokerto (<https://mojokertokab.go.id>).

Topografi wilayah Kabupaten Mojokerto cenderung cekung ditengah-tengah dan tinggi di bagian selatan dan utara. Bagian selatan merupakan bagian pegunungan yang subur, meliputi kecamatan Pacet, Trawas, Gondang, dan Jatilejo. Bagian tengah merupakan bagian dataran, sedangkan bagian utara merupakan daerah perbukitan kapur yang cenderung kurang subur.

Sekitar 30% dari wilayah Mojokerto kemiringan tanahnya lebih dari 15 derajat, sedangkan sisanya merupakan wilayah

dataran dengan kemiringan kurang dari 15 derajat. Topografi wilayah Kabupaten Mojokerto cenderung di tengah dan tinggi di bagian selatan dan utara. Bagian selatan merupakan wilayah pegunungan yang subur, meliputi Kecamatan Pacet, trawas, Gondang dan jatirejo. Bagian tengah merupakan wilayah dataran, sedangkan bagian utara merupakan daerah perbukitan kapur yang kurang subur.

Pada umumnya ketinggian di wilayah Mojokerto rata-rata berada kurang dari 500 meter diatas permukaan laut, dan hanya Kecamatan Pacet dan Trawas yang merupakan daerah terluas yang memiliki daerah dengan ketinggian lebih dari 700 meter diatas permukaan laut.

Secara administratif wilayah Kabupaten Mojokerto terdiri dari 18 kecamatan, 229 desa dan 5 kelurahan. Luas wilayah secara keseluruhan Kabupaten Mojokerto adalah 969,360 km². Kabupaten Mojokerto mempunyai sungai sebanyak 43 buah yang sudah mempunyai nama, disamping masih banyak juga saluran tersier maupun kuarter yang tidak mempunyai nama. Sungai besar yang melewati wilayah Kabupaten Mojokerto adalah Sungai Brantas dengan debit air ± 10.031 liter/detik dan Sungai Marmoyo dengan debit ± 262 liter/detik.

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Potensi Bahan Baku

Ampas tebu merupakan residu dari proses penggilingan tanaman tebu setelah diekstrak atau dikeluarkan niranya. Ketersediaan ampas tebu di Indonesia cukup melimpah sejalan dengan banyaknya pabrik gula tebu, baik yang dikelola oleh negara (PT Perkebunan Nusantara/PTPN) maupun swasta. Berdasarkan Pusat Penelitian Perkebunan Gula Indonesia (P3GI) 2010, menunjukkan pada tahun 2009 terdapat 15. perusahaan (62 pabrik gula) dengan jumlah tebu yang digiling sebanyak 29,911 juta ton per tahun. Dari jumlah tebu yang digiling tersebut, ampas tebu yang dihasilkan sebesar 2,991 juta ton (Ismuyanto *et al*, 2016). 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/*Bagasse* adalah hasil samping dari proses ekstraksi (pemerahan) cairan tebu. Dari satu pabrik dihasilkan ampas tebu sekitar 35 – 40% dari berat tebu yang digiling. Ampas merupakan hasil samping dari proses ekstraksi tebu, dengan komposisi : 46-52% air, 43-52% sabut dan 2-6% padatan terlarut. Ampas tebu sebagian besar mengandung *ligno-cellulose*. Panjang seratnya antara 1,7 sampai 2 mm dengan diameter sekitar 20 mikro, sehingga ampas tebu ini dapat memenuhi persyaratan untuk diolah menjadi papan-papan buatan. *Bagasse* mengandung gula rata-rata 3,3% dan serat rata-rata 47,7%. Serat *bagasse* tidak dapat larut dalam air dan sebagian besar terdiri dari selulosa, pentosan dan lignin (Husin, 2007 dalam Finalda,2015).

Adapun komposisi kimia ampas tebu disajikan pada tabel berikut ini:

Tabel II.4 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 : Aringsih, 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 dalam Finalda,2015) 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.5 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 : Finalda, 2015

Berikut merupakan karakteristik biomassa ampas tebu berupa analisa *proximate* dan *ultimate*.

Tabel II.6 Analisa *proximate* dan *ultimate* Ampas Tebu

No	Jenis Pemeriksaan	Metode	Hasil Analisa
----	-------------------	--------	---------------

Analisa Proximate			
1	MC	ASTM D 7582-12	48
2	<i>Fixed Carbon</i>	ASTM D 2013	13,462
3	<i>Volatil Matter</i>	ASTM D 7582-12	85,898
4	<i>Ash Control</i>	ASTM D 7582-12	0,64
Analisa Ultimate			
5	C	ASTM D 5373-13	43,92
6	H	ASTM D 5373-13	7,75
7	N	ASTM D 5373-13	0,6
8	O	GC	47,10
9	<i>Ash Content</i>	ASTM D 7582-12	0,64

PG. Gempokrep, 2019

Dari data pada Tabel II.6 dapat diamati persentase kandungan unsur-unsur yang terdapat dalam biomassa secara fisik maupun kimiawi. Kandungan karbon dan oksigen menunjukkan jumlah yang cukup dominan, unsur-unsur ini menjadi komponen utama dalam reaksi pembentukan *syngas*. Kandungan C dan H yang cukup tinggi mampu menghasilkan nilai kalor gas yang cukup potensial untuk dimanfaatkan. Kandungan *moisture* ampas tebu yang relatif rendah tidak membutuhkan energi yang terlalu besar untuk menghilangkannya. Nilai kalor yang dimiliki ampas tebu yang cukup tinggi membuat proses gasifikasi mampu tercapai dengan mudah.

Pada tabel II.6 biomassa dalam analisa secara *ultimate* dan *proximate*. Untuk mendapatkan unsur yang diperlukan yaitu C, S, N, O, H maka kandungan *moisture* dari biomassa harus dikeluarkan terlebih dahulu, *moisture* yang keluar akan membentuk molekul H₂O. Proses devolatilisasi atau pengeluaran volatil dari biomassa menghasilkan unsur-unsur C, H, O dan bernama *fixed carbon* dari biomassa bereaksi bersama udara

media gasifikasi membentuk *syngas*, sedangkan *ash* akan terbentuk sebagai sisa hasil proses. Dibandingkan dengan batubara, biomassa mempunyai kadar volatile yang lebih tinggi (sekitar 60-80%) dan kadar karbon tetap yang lebih rendah serta kadar abu yang juga lebih rendah (Suyitno, 2007), sehingga dapat dikatakan biomassa lebih reaktif dibanding batubara. Pada pembakaran maupun gasifikasi, abu dari biomassa juga lebih aman karena banyak mengandung mineral seperti fosfat dan *potassium*. Pada temperatur operasi tidak lebih dari 950⁰C atau 1000⁰C, abu dari biomassa tidak menimbulkan terak (Finalda,2015).

II.3.3 Produk

Ampas tebu merupakan sumber energi potensial penghasil listrik. Menurut Direktur Utama PT Perkebunan Nusantara X (Persero) Subiyono, melalui program *cogeneration* ,satu ton ampas tebu bisa untuk membangkitkan listrik berkisar 220-240 kilowatt per jam (KWh). Dengan lahan tebu nasional seluas sekitar 475.000 hektare dan lebih dari 33 juta ton produksi tebu, potensi bisnis listrik dari ampas tebu bisa menembus 3,5 juta - 3,8 juta Megawatt per jam (MWh). 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 sejumlah negara produsen gula, program *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. Di Brasil, seluruh pabrik gula yang ada sudah bisa menghasilkan lebih dari 3.000 MW listrik dari *cogeneration*. Listrik itu digunakan sendiri untuk operasional pabrik dan yang dijual mencapai 506 MW. Sementara di India, kapasitas *cogeneration* mencapai 2.200 MW, dengan daya yang dikomersialkan 1.400 MW.



BAB II
SELEKSI DAN
URAIAN PROSES

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.

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.

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

III.1.1 Pembakaran Langsung

Dalam teknologi konversi termal biomassa, proses pembakaran langsung adalah proses yang paling mudah dan konvensional dibandingkan dengan lainnya. Biomassa langsung dibakar tanpa proses-proses tertentu. Di tingkat industri/pabrik, pembakaran langsung biomassa pada umumnya menggunakan peralatan atau teknologi yang inovatif, terutama untuk menggerakkan *steam turbin* untuk kepentingan proses produksi industri tersebut, atau dengan menggunakan tambahan generator untuk mendapatkan listrik. Cara ini banyak dilakukan di pabrik kelapa sawit dan gula yang memanfaatkan limbahnya sebagai bahan bakar. Walaupun cara kerjanya sangat praktis, namun secara umum efisiensinya sangat rendah, yaitu hanya sekitar 20–25% (Kong, 2002).

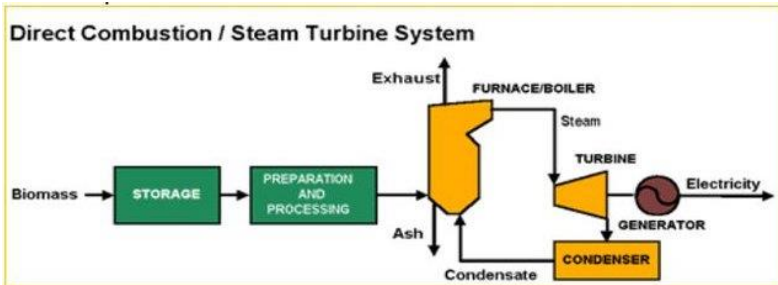
Pembakaran langsung biomassa untuk pembangkit listrik merupakan teknologi yang tersedia secara komersial dan dapat diterapkan pada berbagai skala dari 10 MW hingga 100 MW atau lebih dan merupakan bentuk yang paling umum dari pembangkit listrik biomassa. Di seluruh dunia, lebih dari 90% pembangkit listrik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

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

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

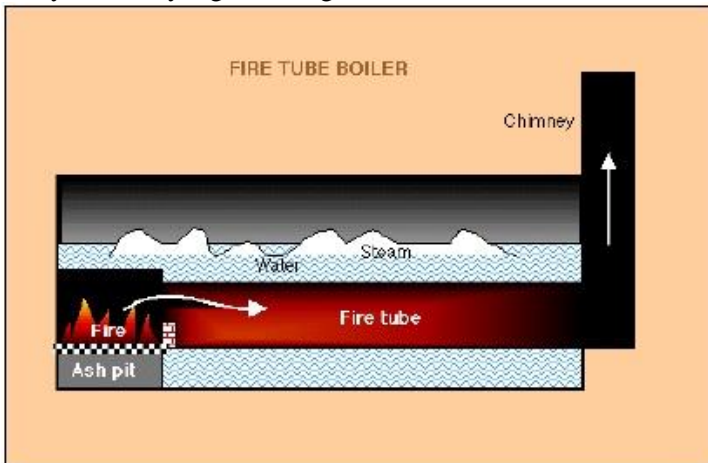
ekonomis, sebagian besar *fire tube boilers* dikonstruksi sebagai “paket” boiler (dirakit oleh pabrik) untuk semua bahan bakar.

Kelebihan :

- Proses pemasangan cukup mudah dan tidak memerlukan pengaturan yang khusus
- Tidak membutuhkan area yang besar
- Biaya murah

Kekurangan :

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



Gambar III.2 *Fire Tube Boiler*

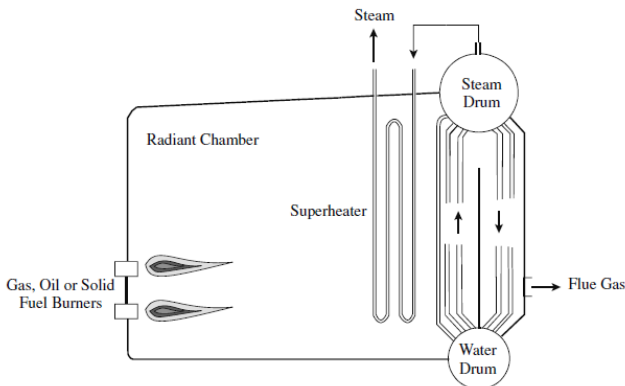
(en.citizendium.org)

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

Water tube boiler adalah jenis boiler dimana air umpan boiler mengalir melalui pipa-pipa masuk ke dalam drum. Air yang tersirkulasi dipanaskan oleh gas pembakar membentuk *steam* pada daerah uap dalam drum. Boiler ini dipilih jika kebutuhan *steam* dan tekanan *steam* sangat tinggi seperti pada

kasus *boiler* untuk pembangkit tenaga. *Water tube boiler* yang sangat modern dirancang dengan kapasitas *steam* antara 4.500 – 12.000 kg/jam, dengan tekanan sangat tinggi. Banyak *water tube boilers* yang dikonstruksi secara paket jika digunakan bahan bakar minyak bakar dan gas. Untuk *water tube* yang menggunakan bahan bakar padat, tidak umum dirancang secara paket.

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



Gambar III.3 *Water Tube Boiler*

(Smith, 2005)

Kelebihan :

- Memiliki kapasitas *steam* yang besar
- Nilai efisiensi relatif lebih tinggi

- Tungku pembakaran mudah untuk dijangkau saat akan dibersihkan

Kekurangan :

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

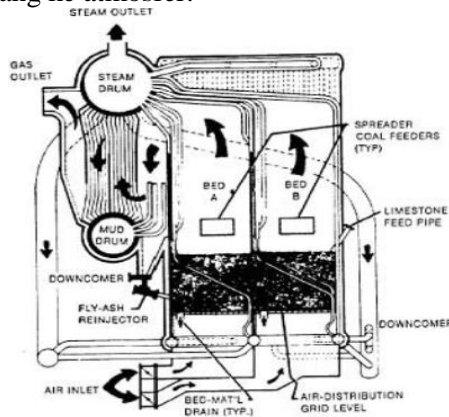
Fluidized bed combustion adalah sistem dimana udara ditiup dari bawah menggunakan blower sehingga benda padat di atasnya berkelakuan mirip fluida. Umumnya dipakai untuk proses yang membutuhkan area yang luas untuk persentuhan antara partikel padat dan fluida. Sistem ini menghasilkan abu terbang dan abu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

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

Berikut ini adalah jenis *fluidized bed combustion boilers* :

1. *Atmospheric Fluidized Bed Combustion (AFBC)*

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



Gambar III.4 *Atmospheric Fluidized Bed Combustion (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.

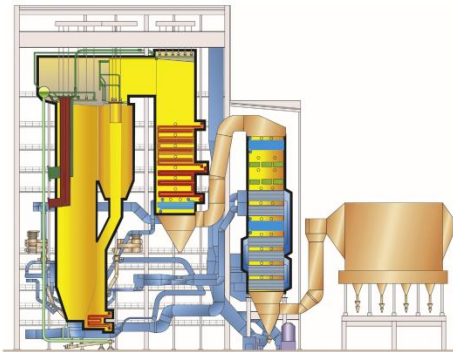
Kekurangan :

- 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)

2. *Circulaing Fluidized Bed Combustion (CFBC)*

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

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



Gambar III.5 *Circulaing Fluidized Bed Combustion (CFBC)*

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

steam drum. Kemudian, mengalami pemanasan kembali sehingga menjadi *superheated steam* didalam tube. *Fuel gas* yang dihasilkan akan masuk ke *electrostatic precipitator* sebelum dibuang ke udara.

Kelebihan :

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

Kekurangan :

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

3. *Pressurized Fluidized Bed Combustion* (PFBC)

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

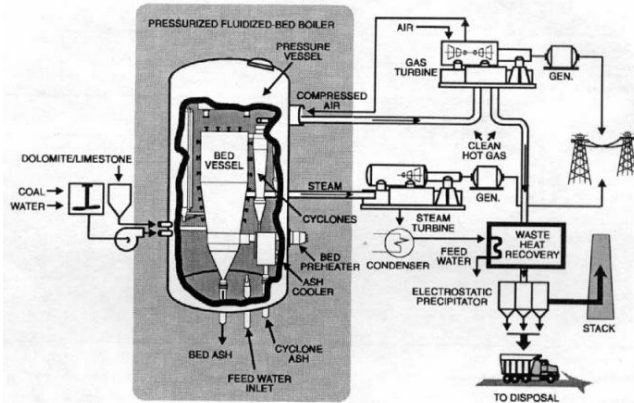
Kelebihan :

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

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

Kekurangan :

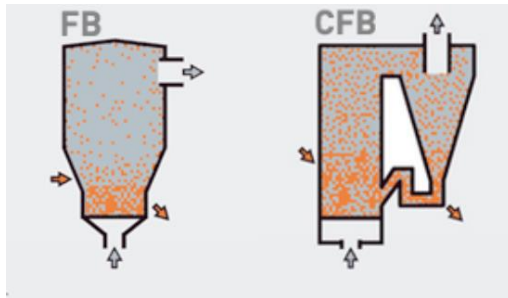
- Pemberian tekanan pada proses *fluidized bed* memberikan beberapa permasalahan yang serius dalam masukan bahan bakar kedalam bed dengan tekanan *furnace* yang tinggi



Gambar III.6 *Pressurized Fluidized Bed Combustion (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.7. Kiri *Bubbling Fluidizing Bed* dan Kanan *Circulating Fluidizing Bed*

4. *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.

5. *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 suatu proses konversi bahan bakar padat menjadi gas mampu bakar (CO , CH_4 , dan H_2) melalui proses pembakaran dengan suplai udara terbatas (20% - 40% udara stoikiometri) (Guswendar, 2012). Proses gasifikasi merupakan suatu proses kimia untuk mengubah material yang mengandung karbon menjadi gas mampu bakar. Berdasarkan definisi tersebut, maka bahan bakar yang digunakan untuk proses gasifikasi menggunakan material yang mengandung hidrokarbon seperti batubara, petcoke (*petroleum coke*), dan biomassa. Bahan baku untuk proses gasifikasi dapat berupa limbah biomassa, yaitu potongan kayu, tempurung kelapa, sekam padi maupun limbah pertanian lainnya. Gas hasil gasifikasi ini dapat digunakan untuk berbagai keperluan sebagai sumber bahan bakar, seperti untuk menjalankan mesin pembakaran, digunakan untuk memasak sebagai bahan bakar kompor, ataupun digunakan sebagai bahan bakar pembangkit listrik sederhana.

Ada empat tahapan dalam proses gasifikasi yaitu pengeringan, pirolisis, reduksi dan oksidasi dengan rentang temperatur masing-masing proses, yaitu:

- Pengeringan: $T < 150\text{ }^\circ\text{C}$
- Pirolisis/Devolatilisasi: $150 < T < 700\text{ }^\circ\text{C}$
- Reduksi: $800 < T < 1000\text{ }^\circ\text{C}$
- Oksidasi: $700 < T < 1500\text{ }^\circ\text{C}$

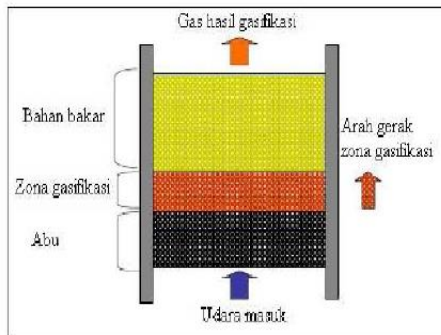
Berdasarkan mode fluidisasinya, gasifier dibedakan menjadi 3 jenis, yaitu: mode gasifikasi unggun tetap (*fixed bed gasification*), mode gasifikasi unggun terfluidisasi (*fluidized bed gasification*), mode gasifikasi *entrained flow*. (Reed and Das, 1988).

1) *Fixed Bed*

Berdasarkan arah aliran, *fixed bed gasifier* dapat dibedakan menjadi: reaktor aliran berlawanan (*updraft gasifier*), reaktor aliran searah (*downdraft gasifier*) dan reaktor aliran menyilang (*crossdraft gasifier*).

1. Reaktor Gasifikasi Tipe *Updraft*

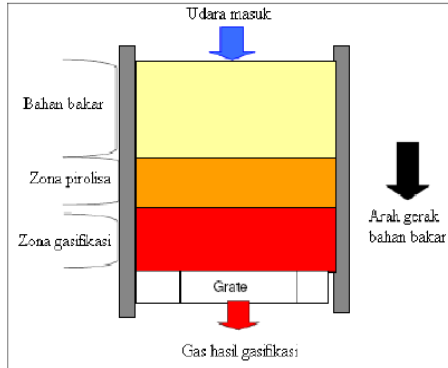
Pada reaktor gasifikasi tipe ini, zona pembakaran (sumber panas) terletak di bawah bahan bakar dan bergerak ke atas seperti tampak dalam Gambar. Dalam gambar ini tampak bahwa gas panas yang dihasilkan mengalir ke atas melewati bahan bakar yang belum terbakar sementara bahan bakar akan terus jatuh ke bawah. Melalui pengujian menggunakan sekam padi, reaktor gasifikasi ini dapat bekerja dengan baik. Kekurangan dari reaktor.



Gambar III.8. Skema Reaktor Gasifikasi Tipe *Updraft*

2. Reaktor Gasifikasi Tipe *Downdraft*

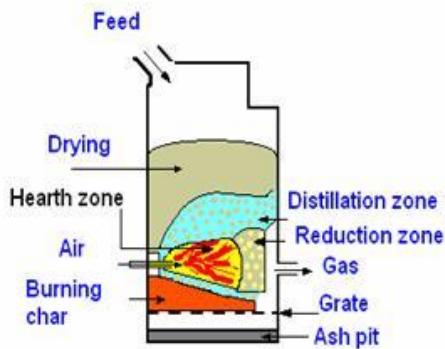
Pada tipe ini sumber panas terletak di bawah bahan bakar seperti tampak dalam gambar di bawah. Aliran udara bergerak ke zona gasifikasi di bagian bawah yang menyebabkan asap pyroslisis yang dihasilkan melewati zona gasifikasi yang panas. Hal ini membuat tar yang terkandung dalam asap terbakar, sehingga gas yang dihasilkan oleh reactor ini lebih bersih. Keuntungan reaktor tipe ini adalah reaktor ini dapat digunakan untuk operasi gasifikasi yang berkesinambungan dengan menambahkan bahan bakar melalui bagian atas reaktor. Namun untuk operasi yang berkesinambungan dibutuhkan sistem pengeluaran abu yang baik, agar bahan bakar bisa terus ditambahkan.



Gambar III.9. Skema Reaktor Gasifikasi Tipe *Downdraft*

3. Reaktor Gasifikasi Tipe *Crossdraft*

Pada reaktor ini, aliran udara mengalir tegak lurus dengan arah gerak zona pembakaran. Reaktor tipe ini memungkinkan operasi yang berkesinambungan apabila memiliki system pengeluaran abu yang baik.



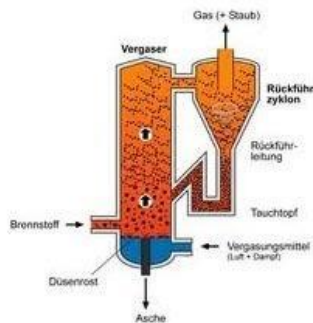
Cross-Draft fixed bed gasifier

Gambar III.10. Skema Reaktor Gasifikasi Tipe *Crossdraft*
(Subroto,2017)

2) *Fluidized Bed*

Jenis *fluidized bed* memiliki beberapa kelebihan daripada *fixed-bed* terutama pada proses pencampuran bahan baku, kecepatan laju alir, dan ukuran yang lebih besar untuk dibangun, kemampuan memproses bahan bakar yang memiliki kandungan abu tinggi (bahan kualitas rendah), khususnya abu dengan titik lebur tinggi, kontak antara padatan dan gas sangat baik (efisien), luas permukaan lebih besar sehingga reaksi berlangsung lebih cepat, temperatur dapat dikontrol dengan perbandingan antara udara dan bahan bakar sehingga kondisi operasi mudah diubah-ubah. Sedangkan kekurangan yang dimiliki reaktor gasifikasi *fluidized bed* antara lain: gas yang dihasilkan kandungan tar nya tinggi ($> 5 \text{ mg m}^{-3}$) dan tidak cocok untuk umpan yang memiliki kadar air yang tinggi.

Reaktor jenis ini memiliki dimensi daya yang dihasilkan lebih besar daripada *fixed-bed*. Berdasarkan aliran udara terhadap tumpukan bahan bakar, reaktor *fluidized bed* terbagi dua yaitu BFBG (*Bubbling Fluidized Bed Gasifier*) dan CFBG (*Circulating Fluidized Bed Gasifier*). *Circulating* memiliki daya yang lebih besar dari pada *Bubbling* karna terdiri dari unit pendaur ulang umpan yang diinjeksikan terus-menerus, dan menghasilkan daya yang lebih besar daripada *Bubbling*.

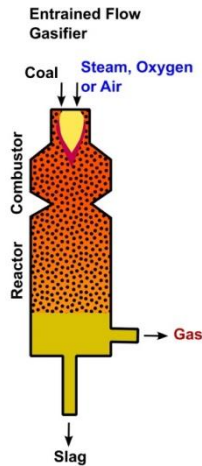


Gambar III.11. Reaktor Gasifikasi *Fluidized Bed*
(Indah,201)

3). *Entrained Flow*

Reaktor gasifikasi *entrained bed* merupakan bejana yang beroperasi pada tekanan atmosfer atau sedikit lebih tinggi dari tekanan atmosferik. Pengoperasian pada tekanan tinggi menghasilkan kandungan tar dan minyak dalam gas hasil produksi sedikit atau tidak ada sama sekali. Reaktor gasifikasi jenis ini dapat dioperasikan pada temperatur rendah untuk menjaga abu agar tetap dalam keadaan padatan sehingga abu yang dihasilkan berbentuk lelehan cair. Bahan baku yang digunakan sebagai bahan bakar reaktor gasifikasi *entrained bed* harus berukuran sangat kecil (0.1 mm) dan homogen. Bahan bakar tersebut dimasukkan ke dalam gasifikasi bersama dengan media penggasifikasi (oksigen dan *steam*) dengan kondisi tertentu sehingga terbentuk partikel-partikel.

Entrained bed gasifier memiliki beberapa kelebihan, antara lain tidak terlalu memperhatikan karakteristik bahan baku, sesuai untuk bahan baku berukuran kecil, gas produser mengandung sedikit tar, abu diambil dalam bentuk slag, produk dengan suhu tinggi memerlukan *quenching* untuk pembersihan, pendinginan dapat dilakukan dengan cara pertukaran panas sehingga panas yang dihasilkan lebih efisien. Selain itu kekurangannya adalah oksigen yang dibutuhkan lebih banyak dan bahan baku yang berukuran besar memerlukan pengolahan awal agar dapat memenuhi spesifikasi umpan *gasifier* jenis ini, dan pengoperasian *gasifier* jenis ini sangat rumit.



Gambar III.12. Reaktor Gasifikasi *Entrained Flow*
(Indah,2014)

III.2 Seleksi Proses

Dari berbagai macam proses gasifikasi yang telah disebutkan diatas, ada dua teknologi konversi biomassa yang dipertimbangkan dalam tugas ini, diantaranya pembakaran langsung, *Integrated Gasification Combined Cycle* (IGCC), dan pirolisis. Oleh karena itu perlu dilakukan pemilihan proses untuk menentukan teknologi mana yang paling efisien agar memperoleh hasil semaksimal mungkin dalam waktu dan biaya seminimal mungkin.

Dari dua teknologi yang telah dijelaskan di atas, perbandingan masing-masing teknologi secara ringkas disajikan dalam tabel III.1.

Tabel III.1 Ringkasan Teknologi Konversi Biomassa

No	Parameter	Teknologi	
		<i>Direct Combustion Tube Boiler</i>	IGCC
1	Definisi	Biomassa dibakar (dioksidasi) pada <i>boiler</i>	Pemanasan biomassa padat dalam lingkungan yang

		bertekanan tinggi untuk menghasilkan <i>steam</i> .	kekurangan oksigen dengan suhu tinggi dan agen reaktif untuk menghasilkan gas dengan nilai kalor rendah atau menengah yang disebut <i>syngas</i> .
2.	Produk	<i>Steam, Listrik, Flue Gas</i>	<i>Syngas / Wood Gas / Producer gas</i>
3.	Proses	Biomassa- Combuster-Siklus Rankine- Daya	Biomassa- Pirolisis-Gasifikasi- Turbin Gas – Daya
4.	Peralatan	<i>Boiler</i> dan turbin uap	<i>Gasifier (fixed bed, fluidized bed, entrained flow)</i>
5.	<i>Maturity of technology</i>	<i>Mature Technology</i>	<i>Demostration Stage</i>
6.	Efisiensi (%)	20-25	50
7.	Kelebihan	Peralatan yang digunakan lebih sederhana.	Lebih efisien dibanding metode pembakaran langsung dan pirolisis.
8.	Kekurangan	Peralatan dan utilitas yang dibutuhkan lebih kompleks (reaktor dan oksigen).	Peralatan dan utilitas yang dibutuhkan lebih kompleks.

Berdasarkan kriteria yang dimiliki oleh masing-masing proses dengan memperhatikan aspek teknis yang meliputi kematangan teknologi dan efisiensi; aspek ekonomis, metode *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC)* yang paling cocok digunakan. Beberapa penelitian menunjukkan bahwa efisiensi metode IGCC lebih tinggi dibandingkan dengan *Direct Combustion Tube Boiler*. *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.

Selain itu, teknologi IGCC memiliki beberapa gasifier yang telah disebutkan dipenjelasan sebelumnya yaitu mode gasifikasi unggun tetap (*fixed bed gasification*), mode gasifikasi unggun terfluidisasi (*fluidized bed gasification*) dan mode gasifikasi *entrained flow*. Berikut terdapat perbandingan ketiga *Gasifier* tersebut.

Tabel III.2 Perbandingan Proses Gasifikasi (NNFCC, 2009)

Dasar Seleksi	<i>Fixed Bed</i>	<i>Fluidized Bed</i>	<i>Entrained Flow</i>
Ukuran Partikel	1-6 mm	6-50 mm	< 100 μ m
Konversi	99 %	97 %	99 %
Kebutuhan O ₂	Rendah	Menengah	Tinggi
Temperatur	1.000°C	800– 1.000°C	1.200- 3.000°C
Tekanan	10-100 bar	10-30 bar	25-40 bar
Kandungan Tar dan Ash-Dust	Sedikit	Sangat Tinggi	Sedikit
Biaya	Murah	Murah	Mahal

Berdasarkan Tabel III.2, proses gasifikasi yang dipilih menggunakan *Fixed Bed Gasifier* karena menghasilkan konversi yang tinggi yaitu 99% dengan biaya yang murah serta kandungan tar dan *ash-dust* sedikit.

Dalam proses gasifikasi dengan *Fixed Bed Gasifier*, gas dapat mengalir dengan 3 tipe aliran yaitu *downdraft*, *updraft* dan *crossdraft*. Dari Tabel III.3, proses aliran gas yang dipilih dari alat *Fixed Bed Gasifier* adalah menggunakan aliran *Downdraft* karena biaya murah dan tar yang dihasilkan dapat digunakan kembali untuk proses berikutnya dan tidak membutuhkan proses pembersihan gas.

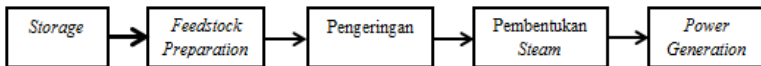
Tabel III.3 Perbandingan *Fixed Bed Gasifier* (Anukam, 2017)

Jenis <i>Fixed Bed</i>	Keuntungan	Kerugian
<i>Updraft</i>	<ul style="list-style-type: none">• Pressuredrops kecil• Efisiensi panas yang baik• Tar tinggi• Gas keluaran bersuhu 80-100°C	<ul style="list-style-type: none">• Tar yang dihasilkan 10-20%• Memulai mesin pembakaran internal (IC) membutuhkan waktu yang relatif lama• Kemampuan reaksi buruk dengan beban gas berat
<i>Downdraft</i>	<ul style="list-style-type: none">• Tar rendah, karena tar yang terbentuk dikonsumsi kembali• Kontrol sistem mudah• Biaya murah• Tidak membutuhkan proses pembersihan gas	<ul style="list-style-type: none">• Kandungan air harus kurang dari 20%• Tidak digunakan untuk partikel yang ukurannya sangat kecil• Gas keluaran bersuhu 700°C
<i>Crossdraft</i>	<ul style="list-style-type: none">• Desain yang pendek• Respon yang sangat cepat• Produksi fleksibel	<ul style="list-style-type: none">• Tekanan tinggi• Tar yang dihasilkan tinggi

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 tersebut digunakan sebagai utilitas pabrik dan sebagai penggerak turbin penghasil listrik *on season* dan *off season*.

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



Gambar III.13 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.4 Heuristik Uraian Proses

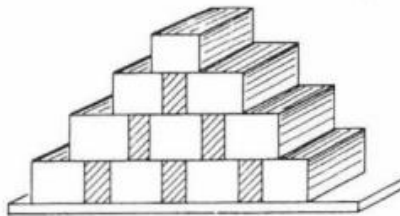
<i>Unit</i>	<i>Input</i>	<i>Ouput</i>	Proses
<i>Rotary Cutter</i>	Ampas tebu (<i>bagasse</i>) dari <i>storage</i> (10 cm)	Ampas tebu berukuran 5 mm	Memperkecil ukuran
Pengering	Ampas tebu basah berukuran 5 mm (suhu 25-30°C)	Ampas tebu berukuran kecil 5 mm yang telah kering dan udara jenuh	Pengeringan ampas tebu
<i>Gasifier</i>	<i>Bagasse</i> Udara	<i>Syn gas</i>	Pengeringan, pirolisis, reduksi, dan pembakaran <i>bagasse</i> .
<i>Gas Turbine</i>	<i>Flue gas</i>	<i>Flue gas</i>	Penggerakkan turbin dengan

			<i>flue gas</i>
<i>Steam Turbine</i>	<i>Superheated steam</i>	<i>Saturated steam</i>	Penggerakkan turbin dengan <i>steam</i> (ekspansi <i>steam</i>)

III.3.1. Storage

Ampas tebu sebagai *feed* yang berasal dari pabrik gula ada yang digunakan langsung dan sebagian disimpan terlebih dahulu di Gudang. 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 dimasukkan ke gudang ampas tebu terlebih dahulu di *press* yang bertujuan untuk mengurangi volume sehingga dapat menghemat kebutuhan 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.14 Susunan “*droughtboard*” pada penyimpanan ampas tebu

(Hugot, 1986)

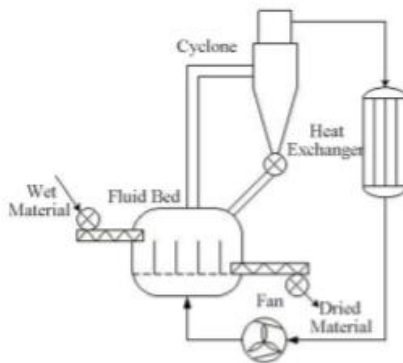
III.3.2. Feedstock Preparation

Pada proses ini bahan baku dipersiapkan, 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 48%, sedangkan setelah dikeringkan menjadi 9%, 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 hambaran ampas tebu di dalam unit tersebut. Hal ini menyebabkan ampas tebu bersifat sebagai fluida (*fluidized*).

(Rahman, 2003)



Gambar III.15 *Fluidized Bed Dryer*

Flue gas yang digunakan merupakan sisa *flue gas* yang dihasilkan dari HRSG. 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 *Fixed Bed Downdraft Gasifier* (R-210) melalui *Screw Conveyor* (J-133). Sedangkan, udara pengering akan

mengalir ke *Cyclone* (H-131). *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 *Fixed Bed Downdraft Gasifier* (R-210).

III.3.4. Pembentukan *Syn Gas*

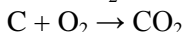
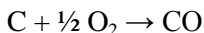
Ampas tebu yang sudah dikeringkan kemudian dimasukkan ke dalam unit *Fixed Bed Downdraft Gasifier* (R-210) melalui *screw conveyor* (J-131). *Fixed Bed Downdraft Gasifier* (R-210) adalah alat pembakaran biomassa sehingga dapat menghasilkan *syngas*. Pembakaran biomassa pada dasarnya adalah reaksi dari biomassa dengan oksigen yang berada dalam udara. Pembakaran dengan *Fixed Bed Downdraft Gasifier* berlangsung pada suhu sekitar 700°C hingga 1200°C. Untuk menghasilkan *syngas*, dibutuhkan injektor berupa oksigen yang merupakan bahan utama kedua, oksigen tersebut kemudian diinjeksikan ke dalam *gasifier* (R-210) untuk melakukan proses pembakaran pada *Zona Combustion*.

Di dalam *gasifier* (R-210) terjadi berbagai macam reaksi yang dimodelkan menjadi tiga (3) reaksi, yaitu reaksi pirolisis (*devolatilisasi*), reaksi pembakaran, dan reaksi gasifikasi.

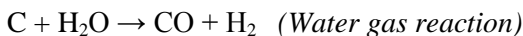
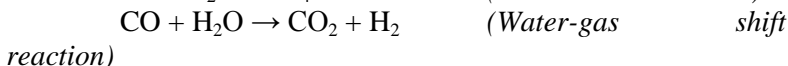
Pirolisis atau *devolatilisasi* disebut juga sebagai gasifikasi parsial. Suatu rangkaian proses fisik dan kimia terjadi selama proses pirolisis yang dimulai secara lambat pada $T < 350\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan terjadi secara cepat pada $T > 700\text{ }^{\circ}\text{C}$ dalam kondisi tanpa udara. Selama pirolisis, kelembaban menguap pertama kali (100°C), kemudian hemiselulosa terdekomposisi (200-260°C), diikuti oleh selulosa (240-340°C) dan lignin (280-500°C). Ketika suhu mencapai 500°C, reaksi pirolisis hampir selesai. Produk pirolisis umumnya terdiri dari tiga jenis, yaitu gas ringan (H_2 , CO , CO_2 , H_2O , dan CH_4), tar, dan arang. Proses kimia pirolisis adalah sebagai berikut :

$\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z \rightarrow \text{arang, tar, minyak, asam organik, metan, dan lain-lain.}$

Arang yang terbentuk dari zona pirolisis masuk ke daerah oksidasi, selanjutnya dibakar menggunakan sedikit udara sehingga terjadi pembakaran tidak sempurna. Suhu Oksidasi sekitar 900-1400 °C terjadi didaerah cekikan (*throat section*) yang merupakan zona pembakaran.



Selanjutnya adalah zona reduksi. Reduksi melibatkan suatu rangkaian reaksi endotermik yang disokong oleh panas yang diproduksi dari reaksi pembakaran. Reaksi reduksi terjadi antara temperatur 500°C sampai 1000 °C. Proses kimia reduksi adalah sebagai berikut :



Fixed Bed Downdraft Gasifier (R-210) kemudian didinginkan melalui *syngas cooler 1* (E-221) dengan menggunakan udara. *Syngas* yang telah didinginkan, kemudian didinginkan kembali melalui *syngas cooler 2* (E-222) dengan menggunakan *boiling feed water* (BFW). Kemudian *syngas* tersebut menuju *wet electrostatic presipitator* (H-220). *Wet electrostatic presipitator* berfungsi untuk menangkap tar dan partikel lain yang ada dalam aliran gas dari hasil proses pembakaran dengan cara memberikan muatan negatif kepada tar melalui perangkat elektroda (*discharge electrode*). 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*. *Syngas* yang sudah tidak mengandung tar akan dialirkan menuju *combustion chamber* (R-322).

Combustion chamber (R-322) berfungsi untuk mengubah *syngas* menjadi *flue gas*. *Combustion chamber* merupakan sebuah komponen dari *gas turbine generator* di mana pembakaran terjadi. Kombustor ini juga dikenal sebagai ruang pembakaran. Di area ini, dilakukan injeksi *syngas* diikuti dengan proses pembakaran *syngas* di dalam udara. Pembakaran ini mengakibatkan terjadinya ekspansi dari udara sehingga volume udara dan temperatur hasil pembakaran meningkat. Proses pembakaran di dalam *chamber* tidak akan meningkatkan tekanan udara, karena peningkatan volume udara akibat pemanasan cepat mengakibatkan udara berekspansi ke sisi turbin. Sedangkan kenaikan suhu udara hasil pembakaran, mengindikasikan kandungan energi dalam udara (entalpi) yang naik pula. Energi ini akan dikonversikan menjadi tenaga putaran poros oleh turbin gas.

Flue gas hasil pembakaran *combustion chamber* (R-322) kemudian dialirkan menuju *gas turbine generator* (N-320). *Gas turbine generator* (N-320) berfungsi untuk mengkonversi *flue gas* yang dihasilkan oleh *combustion chamber* menjadi energi listrik. *Flue gas* yang masuk ke *gas turbin* memiliki suhu 924,464 °C pada tekanan 30 bar dan keluar dari *gas turbin* memiliki suhu 435,03 °C dengan tekanan 1,5 bar. *Gas turbin generator* memiliki efisiensi turbin 98%, efisiensi listrik 90%. Listrik yang dihasilkan oleh *gas turbine generator* memiliki daya 58,188 MW.

III.3.5 Power Generation

Air proses yang sudah didemineralisasi dialirkan menuju *heat recovery steam generation* (HRSG) (E-330), dimana HRSG terdiri dari *economizer*, *evaporator*, *superheater*, kemudian dipanaskan dalam *economizer*. Di dalam *economizer*, air dipanaskan menggunakan *flue gas* sehingga suhu air naik dari 50 °C menjadi 180 °C. *Flue gas* ini merupakan *flue gas* sisa dari *Gas Turbine Generator* (N-320). Kemudian air mengalir menuju *evaporator*. *Evaporator* berfungsi untuk memanaskan air menjadi *saturated steam*. *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-340). *Steam turbine generator* memanfaatkan panas dari *superheated steam* memiliki suhu 420 °C dan tekanan 113 bar 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*).

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. *Steam turbin* memiliki efisiensi 92% dan daya listrik yang dihasilkan 33,5046 MW.

Setelah memutar turbin, *saturated steam* yang merupakan keluaran dari *steam turbin* yang memiliki suhu 133,5 °C pada tekanan 1,3 bar 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*.

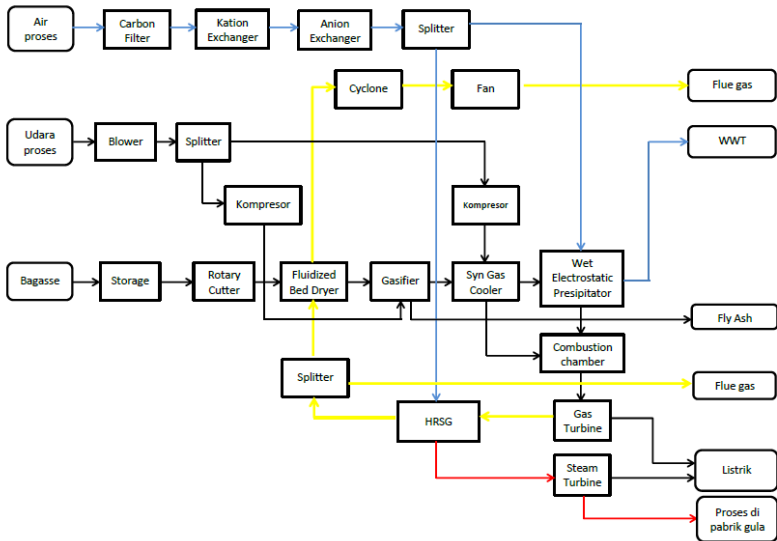
Air sungai yang digunakan dialirkan terlebih dahulu ke *Carbon Filter* (R-230) yang berisi *activated carbon* untuk mengikat zat organik dan penghilang bau serta warna. Kemudian air mengalir ke *Cation Exchanger* (R-240) yang diisi resin kation yang akan mengikat kation dan melepaskan ion H^+ . Selanjutnya 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 *dearator*. *Dearator* berfungsi untuk menghilangkan kandungan O_2 dalam air demin, kandungan O_2 pada air bisa menyebabkan terjadinya kerak atau korosi pada HRSG. Selanjutnya air demin yang sudah melewati proses *dearasi* dialirkan menuju *syn gass cooler 2* dan *Wet Electrostatic Presipitator* (H-220).

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:

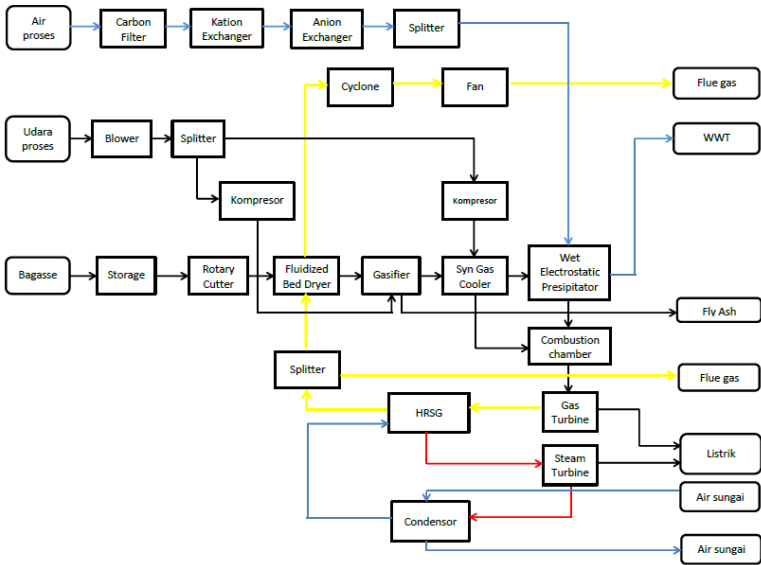
Reaksi pengikatan ion positif dan ion negatif pada resin adalah seperti proses berikut.

1. Reaksi pengikatan cation pada resin H-Z
$$Cation (aq) + Anion (aq) + H-Z (s) \rightarrow Cation-Z (s) + 2H^+ (aq) + Anion (aq)$$
2. Reaksi regenerasi cation
$$Cation-Z (s) + H_2SO_4 (aq) \rightarrow H-Z (s) + Cation-SO_4 (aq)$$
3. Reaksi pengikatan anion pada resin R-OH
$$2H^+ (aq) + Anion (aq) + R-OH (s) \rightarrow R-Anion (s) + H_2O (l)$$
4. Reaksi regenerasi anion
$$R-Anion (s) + NaOH (aq) \rightarrow R-OH (s) + Na-Anion (aq)$$

Blok diagram proses pembangkit energi dari ampas tebu ditunjukkan pada gambar di bawah ini:



Gambar III.16 Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu *On Season*



Gambar III.17 Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu *Off Season*

The background of the page is a repeating pattern of blue icons. Each icon consists of a gear with a lotus flower inside it. The pattern is arranged in a grid-like fashion, covering the entire page.

BAB IV

NERACA MASSA

DAN ENERGI

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

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

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

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

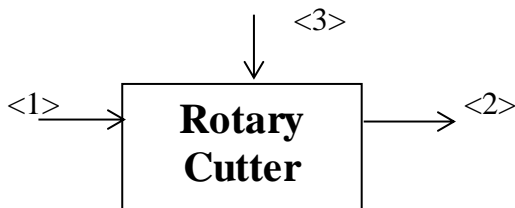
Neraca massa Pabrik Energi dari Bagasse dihitung dengan data sebagai berikut:

Basis	: 1 Jam operasi
Waktu Operasi	: 180 hari Selama <i>On Season</i>
Jumlah <i>Bagasse</i>	: 25.200 kg/jam

Tabel IV.1 Komposisi *wet bagasse*

Komponen	% Berat	Massa (kg)
C	0,2284	5.755,1508
H	0,0403	1.015,6104
N	0,2449	6.171,8328
O	0,0031	78,1351
Ash	0,0033	83,2810
H ₂ O	0,4800	12.096
Total	1	25.200

IV.1.1. Rotary Cutter(C-120)



Gambar IV.1 Skema *Rotary Cutter*

Keterangan

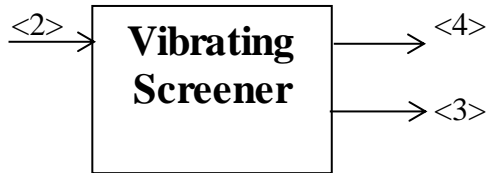
- <1> = *Wet bagasse* sebelum dihaluskan
- <2> = *Wet bagasse* setelah dihaluskan (normal 90%)
- <3> = *Wet bagasse* setelah dihaluskan (Oversize 10%)

Tabel IV.2 Neraca Massa *Rotary Cutter*

Kmpnen	Masuk				Keluar	
	<1>		<3>		<2>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,228	5.755,15	0,228	575,52	0,228	6.330,67
N	0,245	6.171,83	0,245	617,18	0,245	6.789,02
H	0,040	1.015,61	0,040	101,56	0,040	1.117,17
O	0,003	78,14	0,003	7,81	0,003	85,95
CO	0	0,00	0,000	0	0,000	0,00
CO ₂	0	0,00	0,000	0	0,000	0,00
Ash	0,0033	83,28	0,003	8,33	0,003	91,61
H ₂ O	0,4800	12.096,00	0,480	1209,6	0,480	13.305,60
CH ₄	0	0,00	0,000	0	0,000	0,00

Total	1	25.200,01	1,000	2520,001	1,000	27.720,01
Total Aliran	27.720,01				27.720,01	

VI.1.2 Vibrating Screener (H-121)



Gambar IV.2 Skema *Virating Screener*

Keterangan

- <2> = *Wet bagasse* setelah dihaluskan
- <3> = *Wet bagasse* setelah dihaluskan (Oversize 10%)
- <3> = *Wet bagasse* setelah dihaluskan (Normal 90%)

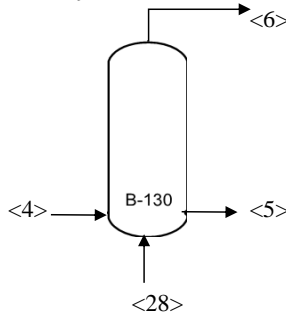
Tabel IV.3 Neraca Massa *Vibrating Screener*

Kmpnen	Masuk		Keluar			
	<2>		<3>		<4>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,228	6.330,67	0,228	575,52	0,2284	5.755,15
N	0,245	6.789,02	0,245	617,18	0,2449	6.171,83
H	0,040	1.117,17	0,040	101,56	0,0403	1.015,61
O	0,003	85,95	0,003	7,814	0,0031	78,14
CO	0,000	0,00	0,000	0	0	0,00
CO ₂	0,000	0,00	0,000	0	0	0,00
Ash	0,003	91,61	0,003	8,3	0,0033	83,28

H ₂ O	0,480	13.305,60	0,480	1209,6	0,48	12.096,00
CH ₄	0,000	0,00	0,000	0	0	0,00
Total	1,000	27.720,01	1,000	2520,001	1	25.200,01
Total Aliran	27.720,01		27.720,01			

IV.1.3 Fluidized Bed Dryer (B-130)

Moisture content Bagasse yang awalnya sebesar 48% berkurang menjadi 9% (wet basis). Asumsi bagasse yang terikut udara pengering keluar dryer 2%.



Gambar IV.3 Skema *Fluidized Bed Dryer*

Keterangan:

- <4> = *Wet Bagasse* sebelum proses pengeringan.
- <28> = *Flue gas* masuk
- <6> = *Flue gas* keluar
- <5> = *Dry Bagasse* setelah proses pengeringan

Tabel IV.4 Neraca Massa *Fluidized bed Dryer* Aliran Masuk

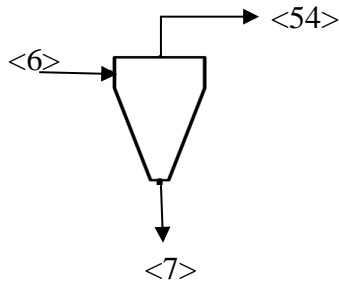
Kmpnen	Masuk			
	<4>		<28>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2284	5.755,15	0,0000	0,0000

N	0,2449	6.171,83	0,7507	16.017,27
H	0,0403	1.015,61	0,0000	0,5669
O	0,0031	78,14	0,142	4.143,58
CO	0,0000	0,00	0,0000	0,0732
CO ₂	0,0000	0,00	0,0189	403,91
Ash	0,0033	83,28	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,4800	12.096	0,0361	770,03
CH ₄	0,0000	0,00	0,0000	0,0027
Total	1	25.20	1	21.335,4
Total aliran	46.535,4482			

Tabel IV.4 Neraca Massa *Fluidized bed Dryer* Aliran Masuk

Komponen	Keluar			
	<6>		<5>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0035	115,1030	0,3999	5.640,05
N	0,977	16.140,71	0,4289	6.048,40
H	0,0006	20,8971	0,0706	995,2982
O	0,1278	4.145,15	0,0054	76,5724
CO	0,0000	0,0732	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0125	403,91	0,0000	0,0000
Ash	0,0001	1,6656	0,0058	81,6153
H ₂ O	0,3578	11.606,03	0,0893	1260
CH ₄	0,0000	0,0027	0,0000	0,0
Total	1	32.433,52	1	14.101,93
Total aliran	46.535,4482			

IV.1.4 Cyclone (H-132)



Gambar IV.4 Skema *Cyclone*

Keterangan :

<6> = *Flue gas* yang membawa sebagian kecil bagasse (keluaran *fluidized bed dryer*).

<54> = *Flue gas* keluaran *cyclone*

<7> = *Bagasse* keluaran *cyclone*

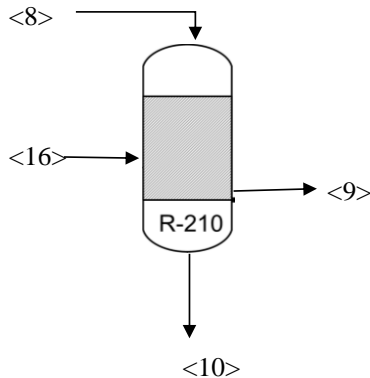
Asumsi bagasse terikut udara pengering keluar dryer = 2%
= 287.7945 Kg

Tabel IV.6 Neraca massa *Cyclone* Aliran Masuk dan Keluar

Kmpnen	Masuk		Keluar			
	<6>		<54>		<7>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0035	115,10	0,0000	2,3021	0,3999	112,80
N	0,977	16.140	0,4983	16.140	0,4289	120,967
H	0,0006	20,8971	0,0000	0,9732	0,0706	19,9060
O	0,1278	4.145,2	0,1289	4.143,6	0,0054	1,5314
CO	0,0000	0,0732	0,0000	0,0732	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0125	403,91	0,0126	403,91	0,0000	0,0000
Ash	0,0001	1,6656	0,0000	0,0333	0,0058	1,6323
H ₂ O	0,3578	11.606	0,3602	11.581	0,0893	25,2000

CH ₄	0,0000	0,0027	0,0000	0,0027	0,0000	0,0000
Total	1	32.435	1	3.151,5	1	282,039
Total aliran	172.188,4677		172.188,4677			

IV.1.5 Downdraft Gasifier (R-210)



Gambar IV.5 Skema *Downdraft Gasifier*

Keterangan

- <8> = *Bagasse* kering
- <16> = Udara masuk dizona oksidasi
- <10> = *Ash* keluar
- <9> = *Syn gas* keluar

Tabel IV.7 Neraca Massa *Gasifier* Aliran Masuk

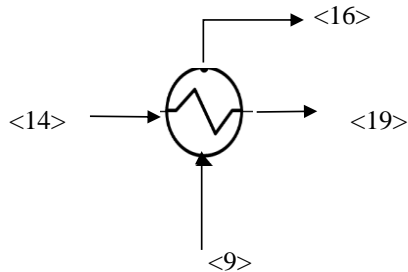
Kmpnen	BM	Masuk			
		<8>		<16>	
		Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	12	0,3999	5.752,85		
N ₂	28	0,4289	6.169,36	0,7670	15.394,77
H ₂	2	0,0706	1.015,20		
O ₂	32	0,0054	78,10	0,2330	4.676,89

CO	28	0,0000	0,00		
CO ₂	44	0,0000	0,00		
Ash		0,0058	83,25		
H ₂ O	18	0,0893	1.285,2		
CH ₄	16	0,0000	0,00		
Total		1	14.383,97	1	20.071,66
Total Aliran	34.455,6294				

Tabel IV.8 Neraca Massa *Gasifier* Aliran Keluar

Kmpnen	BM	Keluar			
		<9>		<10>	
		Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	12	0,0000	0,0000		
N ₂	28	0,6274	21.564,13		
H ₂	2	0,0228	784,10		
O ₂	32	0,0828	2.844,93		
CO	28	0,0029	101,18		
CO ₂	44	0,1576	5.418,77		
Ash				1	83,2476
H ₂ O	18	0,1064	3.655,51		
CH ₄	16	0,0001	3,76		
Tar		0,0568	1.952,33		
Total		1	34.372,38	1	83,2476
Total Aliran	34.455,6294				

IV.1.6 Syngas Cooler 1 (E-221)



Gambar IV.6 Skema Syngas Cooler 1

Keterangan :

- <14> = Process Udara masuk
- <9> = Syngas masuk
- <16> = Syngas keluar
- <19> = Process Udara keluar

Tabel IV.9 Neraca Massa Syngas Cooler 1 Aliran Masuk

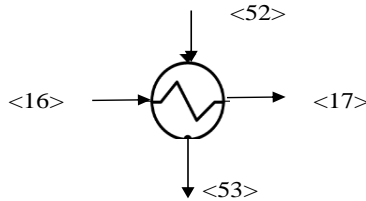
Kmpnen	Masuk			
	<9>		<14>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000		
N ₂	0,5936	21.564,1331	0,7670	19.9968,832
H ₂	0,0216	784,1037		
O ₂	0,0783	2.844,9313	0,2330	60.746,7247
CO	0,0028	101,1783		
CO ₂	0,1492	5.418,7678		
Ash	0,0000	0,0000		
H ₂ O	0,1006	3.655,5050		
CH ₄	0,0001	3,7626		
Tar	0,0537	1.952,3281		

Total	1	36.324,7099	1	260.715,56
Total Aliran	297.040,665			

Tabel IV.10 Neraca Massa Syngas Cooler Aliran Keluar

Kmpnen	Keluar			
	<16>		<19>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000		
N ₂	0,5936	21.564,1331	0,7670	19.9968,832
H ₂	0,0216	784,1037		
O ₂	0,0783	2.844,9313	0,2330	60.746,7247
CO	0,0028	101,1783		
CO ₂	0,1492	5.418,7678		
Ash	0,0000	0,0000		
H ₂ O	0,1006	3.655,5050		
CH ₄	0,0001	3,7626		
Tar	0,0537	1.952,3281		
Total	1	36.324,7099	1	260.715,56
Total Aliran	297.040,2665			

IV.1.7 Syngas Cooler 2 (E-222)



Gambar IV.7 Skema Syngas Cooler 2

Keterangan :

- <52> = BFW masuk
- <16> = Syngas masuk
- <17> = Syngas keluar
- <53> = BFW keluar

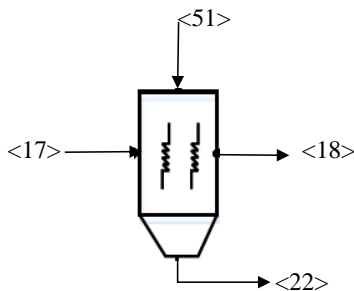
Tabel IV.11 Neraca Massa Syngas Cooler 2 Aliran Masuk

Kmpnen	Masuk			
	<16>		<52>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,5936	21.564,1331	0,0000	0,0000
H ₂	0,0216	784,1037	0,0000	0,0000
O ₂	0,0783	2.844,9313	0,0000	0,0000
CO	0,0028	101,1783	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1492	5.418,7678	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,1006	3.655,5050	1.0000	158.000
CH ₄	0,0001	3,7626	0,0000	0,0000
Tar	0,0537	1.952,3281	0,0000	0,0000
Total	1	36.324,7099	1	158.000
Total Aliran	194.324,7099			

Tabel IV.12 Neraca Massa Syngas Cooler Aliran Keluar

Kmpnen	Keluar			
	<17>		<53>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,5936	21.564,1331	0,0000	0,0000
H ₂	0,0216	784,1037	0,0000	0,0000
O ₂	0,0783	2.844,9313	0,0000	0,0000
CO	0,0028	101,1783	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1492	5.418,7678	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,1006	3.655,5050	1,0000	158.000
CH ₄	0,0001	3,7626	0,0000	0,0000
Tar	0,0537	1.952,3281	0,0000	0,0000
Total	1	36.324,7099	1	158.000
Total Aliran	194.324,7099			

IV.1.8 *Wet Electrostatic Precipitator (H-220)*



Gambar IV.8 Skema *Wet Electrostatic Presipitator*

Keterangan :

<17> = Syngas yang mengandung tar

<51> = Denim water

<18> = Syngas yang keluar *Electrostatic Precipitator*

<22> = *Demin water* yang mengandung tar keluar *Electrostatic Precipitator*

Asumsi :

Efisiensi *Electrostatic Precipitator* = 100%

Air yang dibutuhkan untuk spray EP = 100 L/jam

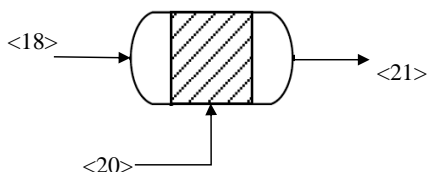
Tabel IV.13 Neraca Massa *Electrostatic Precipitator* Aliran Masuk

Komponen	Masuk			
	<17>		<51>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000		
N ₂	0,5936	21.564,1331		
H ₂	0,0216	784,1037		
O ₂	0,0783	2.844,9313		
CO	0,0028	101,1783		
CO ₂	0,1492	5.418,7678		
Ash	0,0000	0,0000		
H ₂ O	0,1006	3.655,5050	1	100
CH ₄	0,0001	3,7626		
Tar	0,0537	1.952,3281		
Total	1	36.324,7099	1	100
Total Aliran	36.424,7099			

Tabel IV.13 Neraca Massa *Electrostatic Precipitator* Aliran Keluar

Komponen	Keluar			
	<18>		<22>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000		
N ₂	0,6274	21.564,1331		
H ₂	0,0228	784,1037		
O ₂	0,0828	2.844,9313		
CO	0,0029	101,1783		
CO ₂	0,1576	5.418,7678		
Ash	0,0000	0,0000		
H ₂ O	0,1064	3.655,5050	0,0487	100
CH ₄	0,0001	3,7626		
Tar	0,0000	0,0000	0,9513	1.952,3281
Total	1	34.372,3818	1	2.052,3281
Total Aliran	36.424,7099			

IV.1.9 Combustion Chamber (R-322)



Gambar IV.9 Skema *Combustion Chamber*

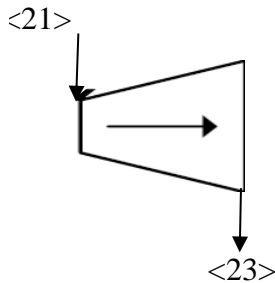
Keterangan:

- <18> = Syngas masuk
- <20> = Udara masuk
- <21> = Fluegas keluar

Tabel IV.15 Neraca Massa *Combustion Chamber*

Kmpnen	Masuk				Keluar	
	<18> Fraksi	Massa (kg)	<20> Fraksi	Massa (kg)	<21> Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000			0,000	0
N2	0,6274	21.564,1	0.7670	199.968,8	0,751	221.532,9
H2	0,0228	784,10			0,000	7,84
O2	0,0828	2.844,93	0.2330	60.746,73	0,194	57.309,42
CO						
CO ₂						
Ash						
H ₂ O						
CH ₄						
Tar						
Total	1	34.372,4	1	260.715,6	1	295.087,9
Total Aliran	295.087,9383				295.087,9383	

IV.1.10 Gas Turbine (N-320)



Gambar IV.10 Skema *Gas Turbine*

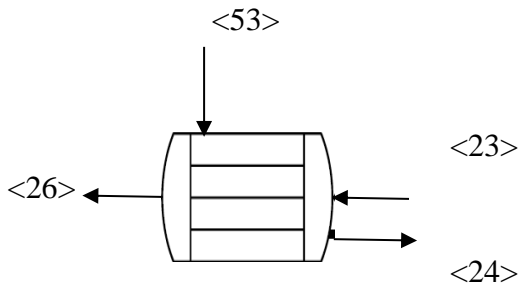
Keterangan:

- <21> = *Flue gas masuk*
- <23> = *Flue gas keluar*

Tabel IV.16 Neraca Massa *Gas Turbine* Aliran Masuk dan Keluar

Kmpnen	Masuk		Keluar	
	<21>		<23>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,7507	221.532,965	0,7507	221.532,965
H ₂	0,0000	7,8410	0,0000	7,8410
O ₂	0,1942	57.309,416	0,1942	57.309,416
CO	0,0000	1,0118	0,0000	1,0118
CO ₂	0,0189	5.586,4159	0,0189	5.586,4159
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0361	10.650,2505	0,0361	10.650,2505
CH ₄	0,0000	0,0376	0,0000	0,0376
Tar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1	295.087,94	1	295.087,94
Total Aliran	295.087,9383		295.087,9383	

V.1.11 HRSG (*Heat Recovery Steam Generator*) (E-330)



Gambar IV.11 Skema *Heat Recovery steam Generator*

Keterangan

- <53> = BFW masuk HRSG
 <23> = Hot Fluegas masuk HRSG
 <24> = Steam keluar HRSG
 <26> = Fluegas keluar HRSG

Tabel IV.17 Neraca Massa HRSG Aliran Masuk

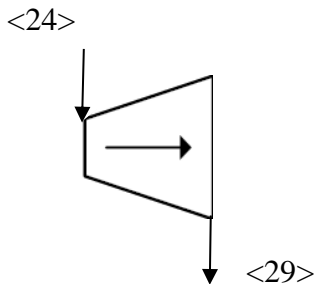
Kmpnen	Masuk			
	<53>		<23>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C			0,0000	0,0000
N ₂			0,7507	221.532,96 5
H ₂			0,0000	7,8410
O ₂			0,1942	57.309,416
CO			0,0000	1,0118
CO ₂			0,0189	5.586,4159
Ash			0,0000	0,0000
H ₂ O	1.0000	158.000	0,0361	10.650,250 5
CH ₄			0,0000	0,0376
Tar			0,0000	0,0000
Total	1	158.000	1	295.087,94
Total Aliran	453.087,9383			

Tabel IV.18 Neraca Massa HRSG Aliran Keluar

Kmpnen	Keluar			
	<24>		<26>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)

C			0,0000	0,0000
N ₂			0,7507	221.532,965
H ₂			0,0000	7,8410
O ₂			0,1942	57.309,416
CO			0,0000	1,0118
CO ₂			0,0189	5.586,4159
Ash			0,0000	0,0000
H ₂ O	1.0000	158.000	0,0361	10.650,2505
CH ₄			0,0000	0,0376
Tar			0,0000	0,0000
Total	1	158.000	1	295.087,94
Total Aliran	453.087,9383			

IV.1.12 Steam Turbin (N-340)



Gambar IV.12 Skema *Steam Turbin*

Keterangan

<24> = *Steam* masuk turbin

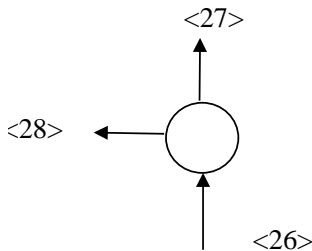
<29> = *Steam* sisa keluar turbin

Tabel IV.19 Neraca Massa Steam Turbin Aliran Masuk

Kmpnen	Masuk		Keluar	
	<24>		<29>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂				
CO				
CO ₂				
Ash				
H ₂ O	1	158.000	1	158.000
CH ₄				
Tar				
Total	1	158.000	1	158.000
Total Aliran	158.000		158.000	

IV.1.13 Splitter (H-332)

Membagi flue gas menuju *Fluidized bed dryer* dan *fluegas* keluar



Gambar IV.13 Skema Splitter

Keterangan

<26> = *Fluegas* masuk

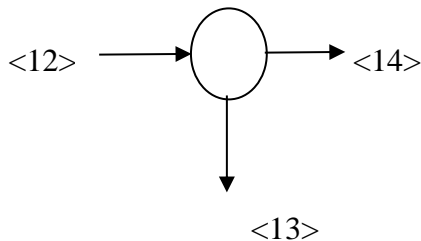
- <27> = Fluegas keluar
 <28> = Fluegas masuk ke fluidized bed dryer

Tabel A.20 Neraca Massa *Splitter* Aliran Masuk dan Keluar

Kmpnen	Masuk		Keluar			
	<26>		<27>		<28>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,7507	221.532,965	0,7507	205.515,969	0,7507	16.017,269
H ₂	0,0000	7,8410	0,0000	7,2741	0,0000	0,5669
O ₂	0,1942	57.309,416	0,1942	53165,8330	0,1942	4.143,583
CO	0,0000	1,0118	0,0000	0,9386	0,0000	0,0732
CO ₂	0,0189	5.586,4159	0,0189	5182,5070	0,0189	403,909
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0361	10.650,2505	0,0361	9880,2165	0,0361	770,034
CH ₄	0,0000	0,0376	0,0000	0,0349	0,0000	0,0027
Tar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1	295.087,94	1	273.752,50	1	21.335,44
Total Aliran	295.087,9383		295.087,9383			

IV.1.14 Splitter (H-212)

Membagi udara menuju *gasifier* dan *combustion chamber*



Gambar IV.14 Skema *Splitter*

Keterangan :

<12> = Udara masuk

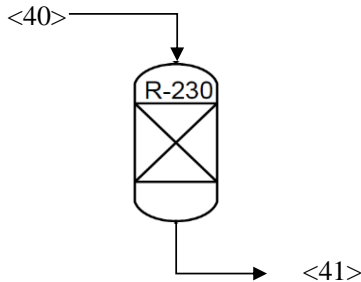
<13> = Udara untuk kompressor menuju gasifier

<14> = Udara untuk *syngas cooler* menuju *combustion chamber*

Tabel IV.21 Neraca Massa *Splitter* Aliran Masuk dan Keluar

Kmpnen	Masuk		Keluar			
	<12>		<13>		<14>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C						
N ₂	0,7670	215.363,60	0,7670	15.394,77	0,7670	199.968,83
H ₂						
O ₂	0,2330	65.423,62	0,2330	4.676,89	0,2330	60.746,73
CO						
CO ₂						
Ash						
H ₂ O						
CH ₄						
Tar						
Total	1	280.787,22	1	20.071,66	1	260.715,56
Total Aliran	280.787,2175		280.787,2175			

IV.1.15 Tangki Reaktor *Carbon Filter*/Unit *Demin Water* (R-230)



Gambar IV.15 Skema Tangki Reaktor Karbon Filter

Keterangan

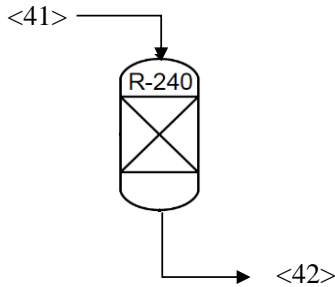
<40> = Air masuk tangki *Carbon Filter*

<41> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

abel IV.22 Neraca Massa *Carbon Filter* Aliran Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar	
	<40>		<41>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂				
CO				
CO ₂				
Ash				
H ₂ O	1	47.400	1	47.400
CH ₄				
Tar				
Total	1	47.400	1	47.400
Total Aliran	47.400		47.400	

IV.1.16 Tangki Reaktor *Cation Exchanger*/Unit *Demin Water* (R-240AB)



Gambar IV.16 Skema Tangki Reaktor Kation

Keterangan :

<41> = Air Masuk Reaktor *Cation Exchanger*

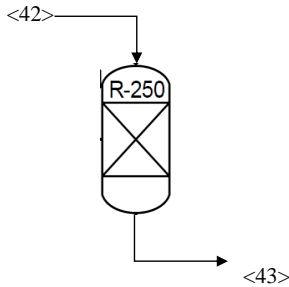
<42> = Air keluar Reaktor *Cation Exchanger* dan menuju Reaktor

Tabel IV.23 Neraca Massa *Cation Exchanger* Aliran Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar	
	<41>		<42>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂				
CO				
CO ₂				
Ash				
H ₂ O	1	47.400	1	47.400
CH ₄				
Tar				

Total	1	47.400	1	47.400
Total Aliran	47.400		47.400	

IV.1.17. Tangki Reaktor Anion Exchanger/Unit Demin Water (R-250AB)



Gambar IV.17 Skema Tangki Reaktor Anion

Keterangan

<42> = Air Masuk Reaktor Anion *Exchanger*

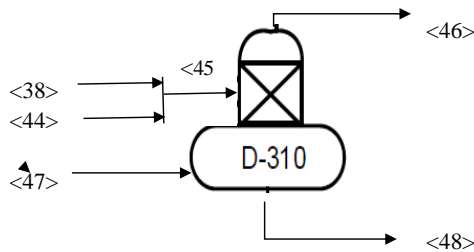
<43> = Air keluar Reaktor Anion *Exchanger*

Tabel IV.24 Neraca Massa Anion *Exchanger* Aliran Masuk dan Keluar

Kmpnen	Masuk		Keluar	
	<42>		<43>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂				
CO				
CO ₂				
Ash				

H ₂ O	1	47.400	1	47.400
CH ₄				
Tar				
Total	1	47.400	1	47.400
Total Aliran	47.400		47.400	

IV.1.18 Dearator (D-310)



Gambar IV.18 Skema Tangki Dearator

Keterangan

- <38> = Kondensat dari pabrik gula *Asumsi kandungan O₂ 0.1% dari massrate
- <44> = BFW dari Anion Exchanger
- <45> = Air Boiler Feed Water masuk menuju Dearator
- <46> = Vent Steam Keluar
- <47> = Steam masuk Dearator
- <48> = Air Umpan Boiler Keluar

Tabel IV.25 Neraca Massa Dearator Aliran Masuk

Kmpn	Masuk					
	<44>		<38>		<47>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C						
N ₂						
H ₂						

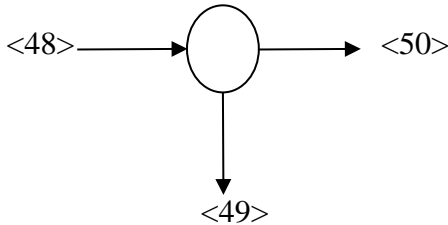
O ₂			0,1000	11.06		
CO						
CO ₂						
Ash						
H ₂ O	1,00	47.4	0,9000	99.54	1,00	22.12
CH ₄						
Tar						
Total	1	47.4	1	110.6	1	22.12
Total Aliran	180.120					

Tabel IV.26 Neraca Massa *Deaeator* Aliran Keluar

Komponen	Keluar			
	<46>		<48>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂	0,5000	11.060		
CO				
CO ₂				
Ash				
H ₂ O	0,5000	11.060	1,0000	158.000
CH ₄				
Tar				
Total	1	22.120	1	158.000
Total Aliran	180.120			

V.1.19 Splitter (H-312)

Membagi H₂O menuju EP dan Syngas cooler 2



Gambar IV.19 Skema *Splitter*

Keterangan

- <48> = H₂O masuk
- <50> = H₂O keluar menuju ke EP
- <49> = H₂O keluar menuju ke Syngas cooler 2

Tabel IV.27 Neraca Massa *Splitter* Aliran Masuk dan Keluar

Kmpnen	Masuk		Keluar			
	<48>		<50>		<49>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C						
N ₂						
H ₂						
O ₂						
CO						
CO ₂						
Ash						
H ₂ O	1,00	158.000	1,00	100	1,00	157.9
CH ₄						
Tar						
Total	1	158.000	1	100	1	157.9
Total Aliran	158.000		158.000			

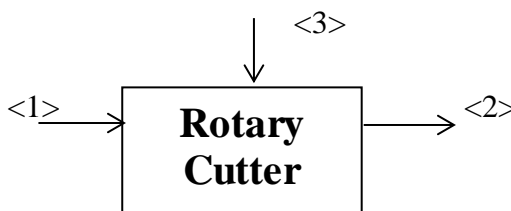
IV.2 Neraca Massa *Off Season*

Basis : 1 Jam operasi
Waktu Operasi : 120 hari Selama *Off Season*
Jumlah *Bagasse* : 25.200 kg/jam
Komposisi *Wet bagasse*

Tabel IV.28 Komposisi *wet bagasse*

Komponen	% Berat	Massa (kg)
C	0,2284	5.755,1508
H	0,0403	1.015,6104
N	0,2449	6.171,8328
O	0,0031	78,1351
Ash	0,0033	83,2810
H ₂ O	0,4800	12.096
Total	1	25.200

IV.2.1 *Rotary Cutter* (C-120)



Gambar IV.20 Skema *Rotary Cutter*

Keterangan

- <1> = *Wet bagasse* sebelum dihaluskan
- <2> = *Wet bagasse* setelah dihaluskan (normal 90%)
- <3> = *Wet bagasse* setelah dihaluskan (Oversize 10%)

Tabel IV.29 Neraca Massa *Rotary*

Kmpnen	Masuk				Keluar	
	<1>		<3>		<2>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,228	5.755,15	0,228	575,52	0,228	6.330,7
N	0,245	6.171,83	0,245	617,18	0,245	6.789,0
H	0,040	1.015,61	0,040	101,56	0,040	1.117,2
O	0,003	78,14	0,003	7,81	0,003	85,95
CO	0	0,00	0,000	0	0,000	0,00
CO ₂	0	0,00	0,000	0	0,000	0,00
Ash	0,0033	83,28	0,003	8,33	0,003	91,61
H ₂ O	0,4800	12.096,00	0,480	1209,6	0,480	13.305,6
CH ₄	0	0,00	0,000	0	0,000	0,00
Total	1	25.200,01	1,000	2520	1,000	27.720,01
Total Aliran	27.720,01				27.720,01	

VI.2.2 Vibrating Screener (H-121)



Gambar IV.21 Skema *Virating Screener*

Keterangan

- <2> = *Wet bagasse* setelah dihaluskan
- <3> = *Wet bagasse* setelah dihaluskan (Oversize 10%)
- <4> = *Wet bagasse* setelah dihaluskan (Normal 90%)

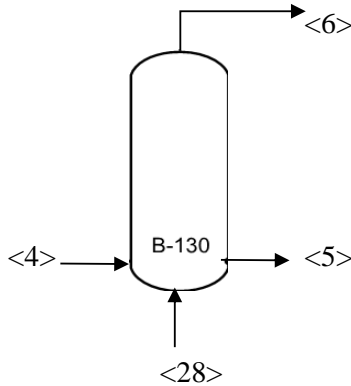
Tabel IV.30 Neraca Massa *Vibrating Scre*

Kmpnen	Masuk		Keluar			
	<2>		<3>		<4>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,228	6.330,67	0,228	575,51508	0,2284	5.755,15
N	0,245	6.789,02	0,245	617,18328	0,2449	6.171,83
H	0,040	1.117,17	0,040	101,56104	0,0403	1.015,61
O	0,003	85,95	0,003	7,813512	0,0031	78,14
CO	0,000	0,00	0,000	0	0	0,00
CO ₂	0,000	0,00	0,000	0	0	0,00
Ash	0,003	91,61	0,003	8,328096	0,0033	83,28
H ₂ O	0,480	13.305,60	0,480	1209,6	0,48	12.096,00
CH ₄	0,000	0,00	0,000	0	0	0,00
Total	1,000	27.720,01	1,000	2520,001	1	25.200,01
Total Aliran	27.720,01		27.720,01			

VI.2.3 *Fluidized Bed Dryer (B-130)*

Moisture content Bagasse yang awalnya sebesar 48% berkurang menjadi 9% (wet basis).

Asumsi bagasse yang terikut udara pengering keluar dryer 2%.



Gambar IV.22 Skema *Fluidized Bed Dryer*

Keterangan:

- <4> = *Wet Bagasse* sebelum proses pengeringan.
- <28> = *Flue gas* masuk
- <6> = *Flue gas* keluar
- <5> = *Dry Bagasse* setelah proses pengeringan

Tabel IV.31 Neraca Massa *Fluidized bed Dryer* Aliran Masuk

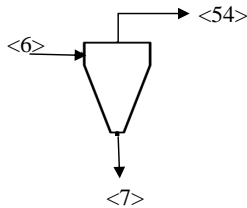
Kmpnen	Masuk			
	<4>		<28>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,2284	5.755,1508	0,0000	0,0000
N	0,2449	6.171,8328	0,7507	16.017,27
H	0,0403	1.015,6104	0,0000	0,5669
O	0,0031	78,1351	0,1942	4.143,58
CO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0732
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0189	403,91
Ash	0,0033	83,2810	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,4800	12.096	0,0361	770,03

CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0027
Total	1	25.200	1	21.335,4
Total aliran	46.535,4482			

Tabel IV.32 Neraca Massa *Fluidized bed Dryer* Aliran Keluar

Kmpnen	Keluar			
	<6>		<5>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0035	115,1030	0,3999	5.640,0478
N	0,4977	16.140,71	0,4289	6.048,3961
H	0,0006	20,8971	0,0706	995,2982
O	0,1278	4.145,15	0,0054	76,5724
CO	0,0000	0,0732	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0125	403,91	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	1,6656	0,0058	81,6153
H ₂ O	0,3578	11.606,03	0,0893	1.260
CH ₄	0,0000	0,0027	0,0000	0,0000
Total	1	32.433,52	1	14.101,9299
Total aliran	46.535,4482			

IV.2.4 Cyclone (H-132)



Gambar IV.23 Skema Cyclone

Keterangan

<6> = *Flue gas* yang membawa sebagian kecil bagasse (keluaran *fluidized bed dryer*).

<54> = *Flue gas* keluaran *cyclone*

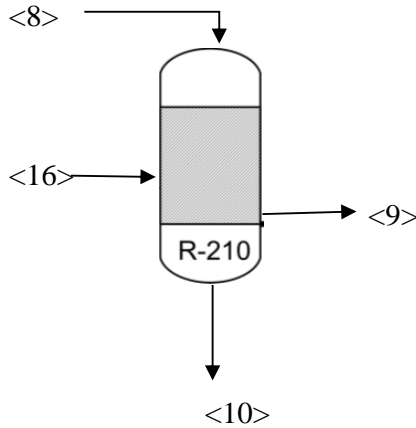
<7> = *Bagasse* keluaran *cyclone*

Asumsi bagasse yang terikut udara pengering keluar dryer = 2%
= 287.7945 Kg

Tabel IV.33 Neraca massa *Cyclone* Aliran Masuk dan Keluar

Kmpnen	Masuk		Keluar			
	<6>		<54>		<7>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0035	115,10	0,0000	2,3021	0,3999	112,80
N	0,4977	16.140	0,4983	16.019	0,4289	120,97
H	0,0006	20,897	0,00	0,9732	0,0706	19,906
O	0,1278	4.145	0,1289	4.143	0,0054	1,5314
CO	0,0000	0,0732	0,0000	0,0732	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0125	403,91	0,0126	403,91	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	1,6656	0,0000	0,0333	0,0058	1,6323
H ₂ O	0,3578	11.606	0,3602	11.581	0,0893	25,20
CH ₄	0,0000	0,0027	0,0000	0,0027	0,0000	0,00
Total	1	32.433	1	32.152	1	282,04
Total aliran	32.433,5179		32.433,5179			

IV.2.5 Downdraft Gasifier (R-210)



Gambar IV.24 Skema *Downdraft Gasifier*

Keterangan

- <8> = *Bagasse* kering
- <16> = Udara masuk dizona oksidasi
- <10> = *Ash* keluar
- <9> = *Syn gas* keluar

Tabel IV.34 Neraca Massa *Gasifier* Aliran Masuk

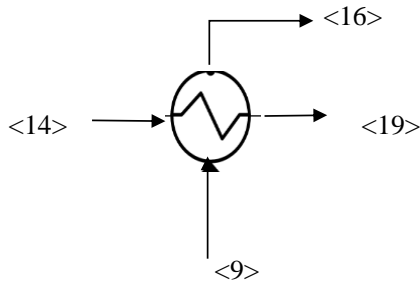
Kmpnen	BM	Masuk			
		<8>		<15>	
		Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	12	0,3999	5.752,8487		
N ₂	28	0,4289	6.169,3641	0,7670	15.394,7691
H ₂	2	0,0706	1.015,2042		
O ₂	32	0,0054	78,1039	0,2330	4.676,8919
CO	28	0,0000	0,0000		
CO ₂	44	0,0000	0,0000		

Ash		0,0058	83,2476		
H ₂ O	18	0,0893	1.285,2000		
CH ₄	16	0,0000	0,0000		
Total		1	14.383,9685	1	20.071,6609
Total Aliran	34.455,6294				

Tabel IV.35 Neraca Massa *Gasifier* Aliran Keluar

Kmpnen	BM	Keluar			
		<9>		<10>	
		Fraksi	Massa(kg)	Frksi	Massa(kg)
C	12	0,0000	0,0000		
N ₂	28	0,6274	21.564,1331		
H ₂	2	0,0228	784,1037		
O ₂	32	0,0828	2.844,9313		
CO	28	0,0029	101,1783		
CO ₂	44	0,1576	5.418,7678		
Ash				1,00	83,2476
H ₂ O	18	0,1064	3.655,5050		
CH ₄	16	0,0001	3,7626		
Tar		0,0568	1.952,3281		
Total		1	34.372,3818	1	83,2476
Total Aliran	34.455,6294				

IV.2.6 Syngas Cooler 1 (E-221)



Gambar IV.25 Skema Syngas Cooler 1

Keterangan :

- <14> = Process Udara masuk
- <9> = Syngas masuk
- <16> = Syngas keluar
- <19> = Process Udara keluar

Tabel IV.36 Neraca Massa Syngas Cooler 1 Aliran Masuk

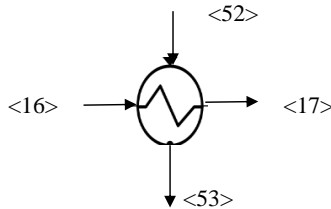
Kmpnen	Masuk			
	<9>		<14>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000		
N ₂	0,5936	21.564,1331	0,7670	199.968,832
H ₂	0,0216	784,1037		
O ₂	0,0783	2.844,9313	0,2330	60.746,7247
CO	0,0028	101,1783		
CO ₂	0,1492	5.418,7678		
Ash	0,0000	0,0000		
H ₂ O	0,1006	3.655,5050		
CH ₄	0,0001	3,7626		
Tar	0,0537	1.952,3281		

Total	1	36.324,7099	1	260.715,56
Total Aliran	297.040,2665			

Tabel IV.37 Neraca Massa Syngas Cooler Aliran Keluar

Kmpnen	Keluar			
	<16>		<19>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000		
N ₂	0,5936	21.564,1331	0,7670	199.968,832
H ₂	0,0216	784,1037		
O ₂	0,0783	2.844,9313	0,2330	60.746,7247
CO	0,0028	101,1783		
CO ₂	0,1492	5.418,7678		
Ash	0,0000	0,0000		
H ₂ O	0,1006	3.655,5050		
CH ₄	0,0001	3,7626		
Tar	0,0537	1.952,3281		
Total	1	36.324,7099	1	260.715,56
Total Aliran	297.040,2665			

IV.2.7 Syngas Cooler 2 (E-222)



Gambar IV.26 Skema Syngas Cooler 2

Keterangan :

- <52> = BFW masuk
- <16> = Syngas masuk
- <17> = Syngas keluar
- <53> = BFW keluar

Tabel IV.38 Neraca Massa Syngas Cooler 2 Aliran Masuk

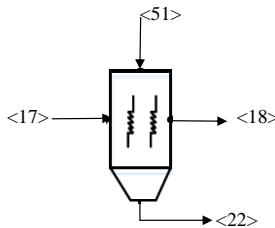
Kmpnen	Masuk			
	<16>		<52>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,5936	21.564,1331	0,0000	0,0000
H ₂	0,0216	784,1037	0,0000	0,0000
O ₂	0,0783	2.844,9313	0,0000	0,0000
CO	0,0028	101,1783	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1492	5.418,7678	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,1006	3.655,5050	1,0000	158.000
CH ₄	0,0001	3,7626	0,0000	0,0000
Tar	0,0537	1.952,3281	0,0000	0,0000
Total	1	36.324,7099	1	158.000

Total Aliran	194.324,7099
---------------------	---------------------

Tabel IV.39 Neraca Massa Syngas Cooler Aliran Keluar

Kmpnen	Keluar			
	<17>		<53>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,5936	21.564,1331	0,0000	0,0000
H ₂	0,0216	784,1037	0,0000	0,0000
O ₂	0,0783	2.844,9313	0,0000	0,0000
CO	0,0028	101,1783	0,0000	0,0000
CO ₂	0,1492	5.418,7678	0,0000	0,0000
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,1006	3.655,5050	1,0000	158.000
CH ₄	0,0001	3,7626	0,0000	0,0000
Tar	0,0537	1.952,3281	0,0000	0,0000
Total	1	36.324,7099	1	158.000
Total Aliran	194.324.7099			

IV.2.8 Wet Electrostatic Precipitator (H-220)



Gambar IV.27 Skema Wet Electrostatic Presipitator

Keterangan:

<17> = Syngas yang mengandung tar

<51> = Demin water

<18> = syngas yang keluar *Electrostatic Precipitator*

<22> = Demin water yang mengandung tar keluar *Electrostatic Precipitator*

Asumsi :

Efisiensi *Electrostatic Precipitator* = 100%

Air yang dibutuhkan untuk spray EP = 100 L/jam

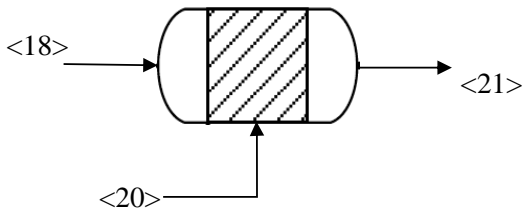
Tabel IV.40 Neraca Massa *Electrostatic Precipitator* Aliran Masuk

Komponen	Masuk			
	<17>		<51>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000		
N ₂	0,5936	21.564,1331		
H ₂	0,0216	784,1037		
O ₂	0,0783	2.844,9313		
CO	0,0028	101.1783		
CO ₂	0,1492	5.418,7678		
Ash	0,0000	0,0000		
H ₂ O	0,1006	3.655,5050	1,0000	100
CH ₄	0,0001	3,7626		
Tar	0,0537	1.952,3281		
Total	1	36.324,7099	1	100
Total Aliran	36.424,7099			

Tabel IV.41 Neraca Massa *Electrostatic Precipitator* Aliran Keluar

Komponen	Keluar			
	<18>		<22>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000		
N ₂	0,6274	21.564,1331		
H ₂	0,0228	784,1037		
O ₂	0,0828	2.844,9313		
CO	0,0029	101,1783		
CO ₂	0,1576	5.418,7678		
Ash	0,0000	0,0000		
H ₂ O	0,1064	3.655,5050	0,0487	100
CH ₄	0,0001	3,7626		
Tar	0,0000	0,0000	0,9513	1.952,3281
Total	1	34.372,3818	1	2.052,3281
Total Aliran	36.424,7099			

IV.2.9 *Combustion Chamber (R-322)*



Gambar IV.28 Skema *Combustion Chamber*

Keterangan:

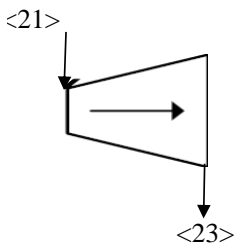
- <18> = Syngas masuk
- <20> = Udara masuk

<21> = Fluegas keluar

Tabel IV.42 Neraca Massa *Combustion Chamber*

Kmpnen	Masuk				Keluar	
	<18>		<20>		<21>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,0000			0,0000	0,00
N ₂	0,6274	21.564,13	0,7670	199.968,8	0,7507	221.532,97
H ₂	0,0228	784,1037			0,0000	7,8410
O ₂	0,0828	2.844,93	0,2330	60.746,73	0,1942	57.309,42
CO	0,0029	101,1783			0,0000	1,01
CO ₂	0,1576	5.418,77			0,0189	5.586,42
Ash	0,0000	0,00			0,0000	0,00
H ₂ O	0,1064	3.655,51			0,0361	10.650,25
CH ₄	0,0001	3,76			0,0000	0,04
Tar	0,0000	0,00			0,0000	0,00
Total	1	34.372,38	1	260.715,6	1	295.087,94
Total Aliran	295.087,9383				295.087,9383	

IV.2.10 Gas Turbine (N-320)



Gambar IV.29 Skema Gas Turbine

Keterangan:

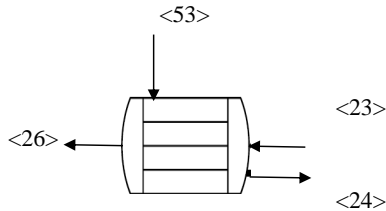
<21> = Flue gas masuk

<23> = Flue gas keluar

Tabel IV.43 Neraca Massa Gas Turbine Aliran Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar	
	<21>		<23>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,7507	221.532,965	0,7507	221.532,965
H ₂	0,0000	7,8410	0,0000	7,8410
O ₂	0,1942	57.309,416	0,1942	57.309,416
CO	0,0000	1,0118	0,0000	1,0118
CO ₂	0,0189	5.586,4159	0,0189	5.586,4159
Ash	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0361	10.650,2505	0,0361	10.650,2505
CH ₄	0,0000	0,0376	0,0000	0,0376
Tar	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1	295.087,9383	1	295.087,9383
Total Aliran	295.087,9383		295.087,9383	

IV.2.11 HRSG (*Heat Recovery Steam Generator*) (E-330)



Gambar IV.30 Skema *Heat Recovery steam Generator*

Keterangan

- <53> = BFW masuk HRSG
 <23> = Hot Fluegas masuk HRSG
 <24> = Steam keluar HRSG
 <26> = Fluegas keluar HRSG

Tabel IV.44 Neraca Massa HRSG Aliran Masuk

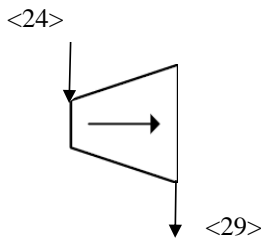
Kmonen	Masuk			
	<53>		<23>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C			0,0000	0,0000
N ₂			0,7507	221.532,97
H ₂			0,0000	7,8410
O ₂			0,1942	57.309,416
CO			0,0000	1,0118
CO ₂			0,0189	5.586,4159
Ash			0,0000	0,0000
H ₂ O	1,0000	158.000	0,0361	10.650,25
CH ₄			0,0000	0,0376
Tar			0,0000	0,0000
Total	1	158.000	1	295.087,93
Total Aliran	453.087,9383			

Tabel IV.45 Neraca Massa HRSG Aliran Keluar

Kmpnen	Keluar			
	<24>		<26>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)

C			0,0000	0,0000
N ₂			0,7507	221.532,965
H ₂			0,0000	7,8410
O ₂			0,1942	57.309,416
CO			0,0000	1,0118
CO ₂			0,0189	5.586,4159
Ash			0,0000	0,0000
H ₂ O	1,000	158.000	0,0361	10.650,2505
CH ₄			0,0000	0,0376
Tar			0,0000	0,0000
Total	1	158.000	1	295.087,9383
Total Aliran	453.087,9383			

IV.2.12 Steam Turbin (N-340)



Gambar IV.31 Skema *Steam Turbin*

Keterangan

- <24> = *Steam* masuk turbin
 <29> = *Steam* sisa keluar turbin

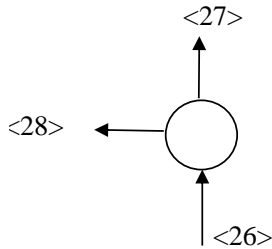
Tabel IV.46 Neraca Massa *Steam Turbin Aliran Masuk*

Kmpnen	Masuk	Keluar
	<24>	<29>

	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂				
CO				
CO ₂				
Ash				
H ₂ O	1	158.000	1	158.000
CH ₄				
Tar				
Total	1	158.000	1	158.000
Total Aliran	158.000		158.000	

IV.2.13 Splitter (H-332)

Membagi fluegas menuju *Fluidized bed dryer* dan *fluegas* keluar



Gambar IV.32 Skema Splitter

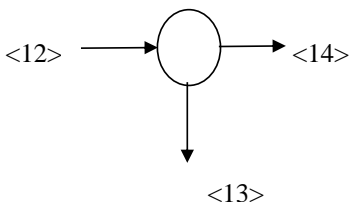
Keterangan

- <26> = *Fluegas* masuk
- <27> = *Fluegas* keluar
- <28> = *Fluegas* masuk ke *fluidized bed dryer*

Tabel IV.47 Neraca Massa *Splitter* Aliran Masuk dan Keluar

Kmpnen	Masuk		Keluar			
	<26>		<27>		<28>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00
N ₂	0,7507	221.533	0,7507	205.516	0,7507	16.017,3
H ₂	0,0000	7,84	0,0000	7,27	0,0000	0,57
O ₂	0,1942	57.309	0,1942	53.165,8	0,1942	4.143,6
CO	0,0000	1,012	0,0000	0,94	0,0000	0,073
CO ₂	0,0189	5.586	0,0189	5.182,5	0,0189	403,91
Ash	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00
H ₂ O	0,0361	10.650	0,0361	9.880,2	0,0361	770,034
CH ₄	0,0000	0,038	0,0000	0,035	0,0000	0,0027
Tar	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00
Total	1	295.087,9	1	273.752,5	1	21.335,44
Total Aliran	295.087,94		295.087,9383			

IV.2.14 Splitter (H-212)



Gambar IV.33 Skema *Splitter*

Keterangan

<12> = Udara masuk

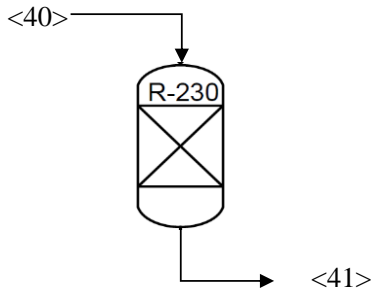
<13> = Udara untuk kompresor menuju *gasifier*

<14> = Udara untuk *syngas cooler* menuju *combustion chamber*

Tabel IV.48 Neraca Massa *Splitter* Aliran Masuk dan Keluar

Kmpnen	Masuk		Keluar			
	<12>		<13>		<14>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C						
N ₂	0,7670	215.363,6	0,7670	15.394,77	0,7670	199.968,8
H ₂						
O ₂	0,2330	65.423,62	0,2330	4.676,89	0,2330	60.746,7
CO						
CO ₂						
Ash						
H ₂ O						
CH ₄						
Tar						
Total	1	280.787,22	1	20.071,66	1	260.715,6
Total Aliran	280.787,2175		280.787,2175			

IV.2.15 Tangki Reaktor *Carbon Filter*/Unit *Demin Water* (R-230)



Gambar IV.34 Skema Tangki Reaktor Karbon Filter

Keterangan

<40> = Air masuk tangki *Carbon Filter*

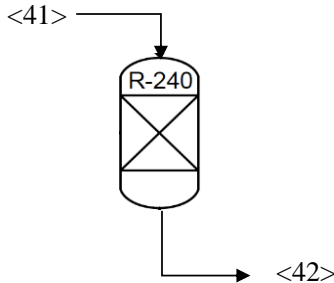
<41> = Air keluar *Carbon Filter* dan masuk *Cation Exchanger*

Tabel IV.49 Neraca Massa *Carbon Filter* Aliran Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar	
	<40>		<41>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂				
CO				
CO ₂				
Ash				
H ₂ O	1	142.200	1	142.200
CH ₄				
Tar				

Total	1	142.200	1	142.200
Total Aliran	142.200		142.200	

IV.2.16 Tangki Reaktor *Cation Exchanger*/Unit *Demin Water* (R-240AB)



Gambar IV.35 Skema Tangki Reaktor Kation

Keterangan

<41> = Air Masuk Reaktor *Cation Exchanger*

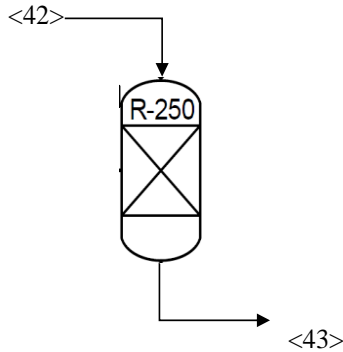
<42> = Air keluar Reaktor *Cation Exchanger* dan menuju Reaktor

Tabel IV.50 Neraca Massa *Cation Exchanger* Aliran Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar	
	<41>		<42>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂				
CO				
CO ₂				
Ash				

H ₂ O	1	142.200	1	142.200
CH ₄				
Tar				
Total	1	142.200	1	142.200
Total Aliran	142.200		142.200	

V.2.17. Tangki Reaktor Anion Exchanger/Unit Demin Water (R-250AB)



Gambar IV.36 Skema Tangki Reaktor Anion

Keterangan

<42> = Air Masuk Reaktor Anion Exchanger

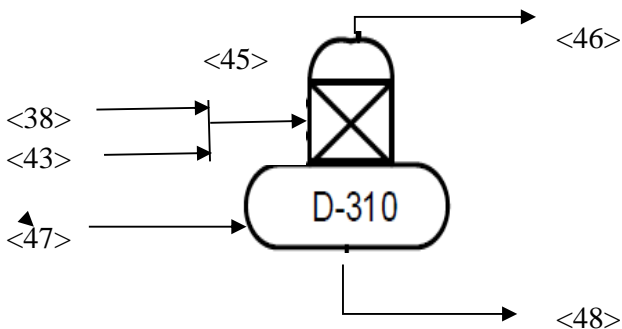
<43> = Air keluar Reaktor Anion Exchanger

Tabel IV.51 Neraca Massa Anion Exchanger Aliran Masuk dan Keluar

Komponen	Masuk		Keluar	
	<42>		<43>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				

O ₂				
CO				
CO ₂				
Ash				
H ₂ O	1	142.200	1	142.200
CH ₄				
Tar				
Total	1	142.200	1	142.200
Total Aliran	142.200		142.200	

IV.2.18 Dearator (D-310)



Gambar IV.37 Skema Tangki Dearator

Keterangan

- <38> = Kondensat dari pabrik gula *Asumsi kandungan O₂ 0.1% dari massrate
- <43> = BFW dari Anion Exchanger
- <45> = Air Boiler Feed Water masuk menuju Deaerator
- <46> = Vent Steam Keluar
- <47> = Steam masuk Deaerator
- <48> = Air Umpan Boiler Keluar

Tabel IV.52 Neraca Massa Dearator masuk

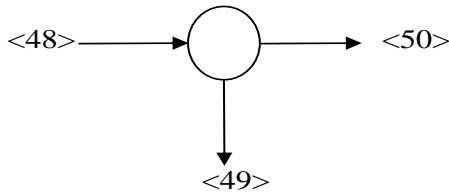
Kmpnen	Masuk					
	<43>		<38>		<47>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C						
N ₂						
H ₂						
O ₂			0,10	1.580		
CO						
CO ₂						
Ash						
H ₂ O	1,00	142.200	0,90	14.220	1,00	3.160
CH ₄						
Tar						
Total	1	142.200	1	15.800	1	3.160
Total Aliran	161.160					

Tabel IV.53 Neraca Massa Deaeator Aliran Keluar

Kmpnen	Keluar			
	<46>		<48>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂	0,5000	1.580		
CO				
CO ₂				
Ash				
H ₂ O	0,5	1.580	1	158.000

CH ₄				
Tar				
Total	1	3.160	1	158.000
Total Aliran	161.160			

IV.2.19 Splitter (H-312)



Gambar IV.38 Skema Splitter

Keterangan

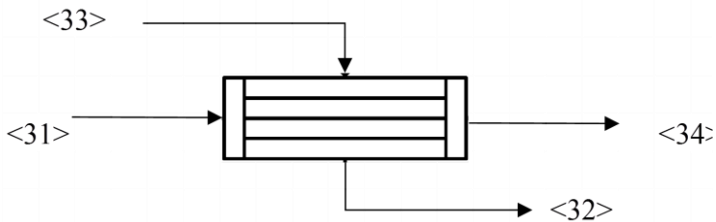
- <48> = H₂O masuk
 <50> = H₂O keluar menuju ke EP
 <49> = H₂O keluar menuju ke Syngas cooler 2

Table IV.54 Neraca Massa Splitter Aliran Masuk dan Keluar

Kmpnen	Masuk		Keluar			
	<48>		<50>		<49>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C						
N ₂						
H ₂						
O ₂						
CO						
CO ₂						
Ash						

H ₂ O	1	158.000	1	100	1	157.900
CH ₄						
Tar						
Total	1	158.000	1	100	1	157.900
Total Aliran	158.000		158.000			

IV.2.20 Condenser (E-343)



Gambar IV.39 Skema Condenser

Keterangan:

- <33> = Cooling water masuk
- <31> = Steam masuk
- <34> = Condensat keluar
- <32> = Hot water keluar

Tabel IV.55 Neraca Massa Condenser Aliran Masuk

Komponen	Masuk			
	<31>		<33>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂	0,1000	1.580		
CO				
CO ₂				

Ash				
H ₂ O	0,9000	14.220	1	3.289.000,101
CH ₄				
Tar				
Total	1	15.800	1	3.289.000,10
Total Aliran	3.304.800,1014			

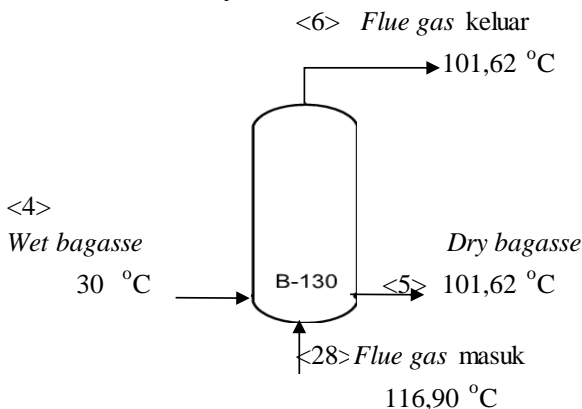
Tabel IV.56 Neraca Massa *Condenser* Aliran Keluar

Komponen	Keluar			
	<34>		<32>	
	Fraksi	Massa(kg)	Fraksi	Massa(kg)
C				
N ₂				
H ₂				
O ₂	0,1000	1.580		
CO				
CO ₂				
Ash				
H ₂ O	0,9000	14.220	1	3.289.000,101
CH ₄				
Tar				
Total	1	15.800	1	3.289.000,10
Total Aliran	3.304.800,1014			

IV.3 Neraca Energi

Basis : 1 Jam operasi
 Waktu Operasi : 180 hari Selama *On Season*
 Jumlah *Bagasse* : 25.200 kg/jam
 Satuan Panas : kJ
 Tref : 25 °C

IV.3.1 Fluidized Bed Dryer (B-130)



Gambar IV.40 Skema *Fluidized Bed Dryer*

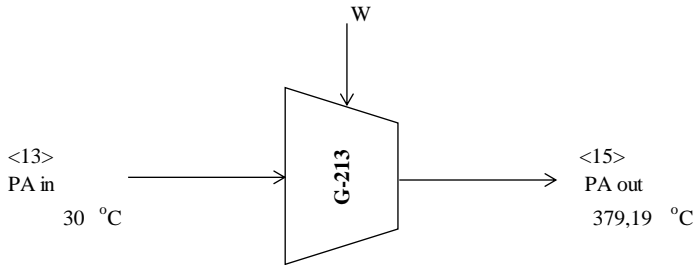
Kondisi Operasi

$P_{ref} = 1 \text{ atm}$
 $T_{fluegas \text{ masuk}} = 101,62 \text{ °C}$
 $T_{fluegas \text{ keluar}} = 116,9 \text{ °C}$
 $T_{wet \text{ bagasse}} = 30 \text{ °C}$
 $T_{Dry \text{ bagasse}} = 101,62 \text{ °C}$

Tabel IV.57 Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<4>	2.328.298,5600	<6>	248.401.201,8
<28>	249.377.175,10	<5>	3.304.271,8
Total	251.705.473,7	Total	251.705.473,7

IV.3.2 Compressor (G-213)



Gambar IV.41 Skema Compressor

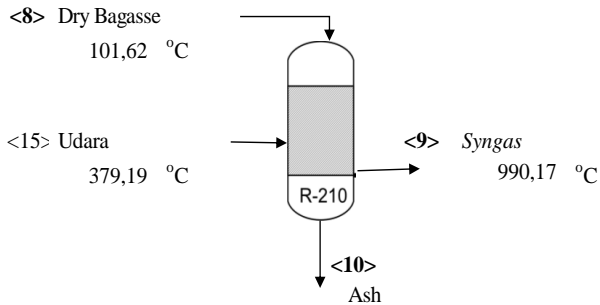
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 atm
P_{in}	= 1,2 bar
P_{out}	= 30 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{PA\ in}$	= 30 °C
$T_{PA\ out}$	= 379,19 °C

Tabel IV.58 Neraca Energi Kompresor

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<13>	96.554,6132	<15>	7.421.363,3559
W	7.324.808,7427		
Total	7.421.363,3559	Total	7.421.363,3559

IV.3.3 Downdraft Gasifier (R-210)



Gambar IV.42 Skema Downdraft Gasifier

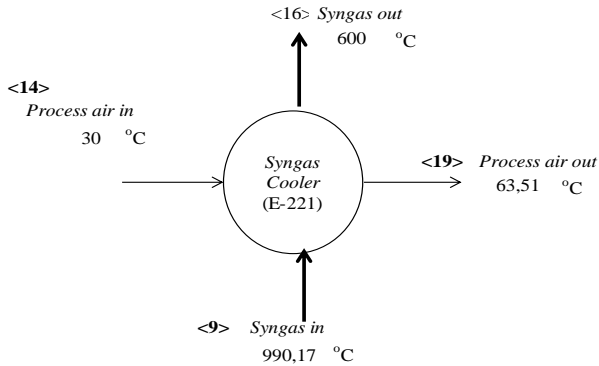
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 bar
$P_{operation}$	= 30 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{dry\ bagasse}$	= 101,62 °C
T_{udara}	= 379,19 °C
T_{syngas}	= 990,17 °C

Tabel IV.59 Neraca Energi Gasifier

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<8>	3.304.271,85	<9>	40.881.407,67
<15>	7.421.363,3559	<10>	159.331,21
		Reaksi	-40.535.455,592
		Q _{loss}	10.220.352,917
Total	10.725.635,2043	Total	10.725.635,2043

IV.3.4 Syngas Cooler 1 (E-221)



Gambar IV.43 Skema Syngas Cooler 1

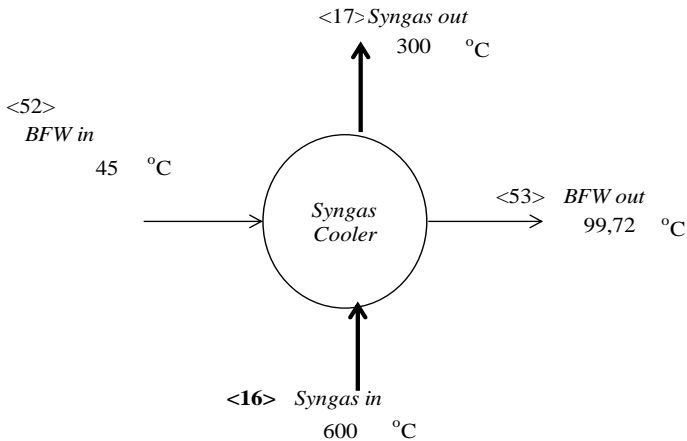
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 atm
T_{ref}	= 25 °C
$T_{air\ in}$	= 30 °C
$T_{air\ out}$	= 63,51 °C
$T_{syngas\ in}$	= 990,17 °C
$T_{syngas\ out}$	= 600 °C

Tabel IV.60 Neraca Energi Syngas Cooler

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<9>	40.881.407,67	<16>	30.458.557,49
<14>	96.554,61	<19>	10.519.404,79
Total	40.977.962,3	Total	40.977.962,3

IV.3.5 Syngas Cooler 2 (E-222)



Gambar IV.44 Skema Syngas Cooler 2

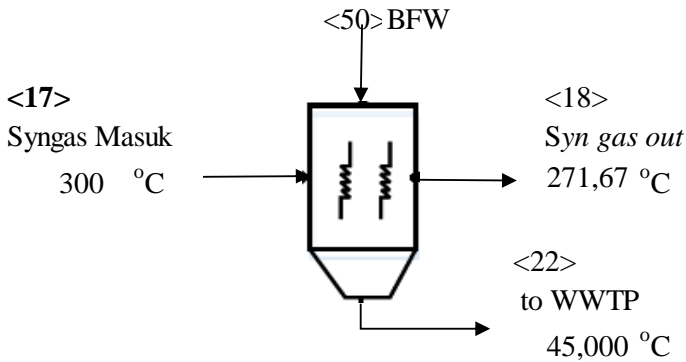
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 atm
T_{ref}	= 25 °C
$T_{BFW\ in}$	= 45 °C
$T_{BFW\ out}$	= 99,72 °C
$T_{syngas\ in}$	= 600 °C
$T_{syngas\ out}$	= 300 °C

Tabel IV.61 Neraca Energi Syngas Cooler 2

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<16>	30.458.557,49	<17>	14.129.797,14
<50>	5.918.013,1946	<53>	22.246.773,68
Total	36.376.57,68	Total	36.376.57,68

IV.3.6 Wet Electrostatic Presipitator (H-220)



Gambar IV.45 Skema *Wet Electrostatic Presipitator*

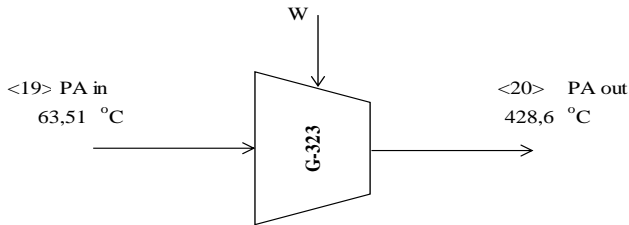
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 atm
$P_{operation}$	= 30 bar
T_{ref}	= 25 °C
T_{BFW}	= 45 °C
$T_{syngas\ in}$	= 300 °C
$T_{syngas\ out}$	= 271,67°C
$T_{to\ WWTP}$	= 45°C

Tabel IV.62 Neraca Energi *Wet Electrostatic Presipitator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<17>	21.296.862.4010	<18>	12.077.703,2128
<50>	2.048,2936	<22>	847.127,4674
		Q_{loss}	8.374.080,0144
Total	21.298.910,6946	Total	21.298.910,6946

IV.3.7 Compressor (G-323)



Gambar IV.46 Skema *Compressor*

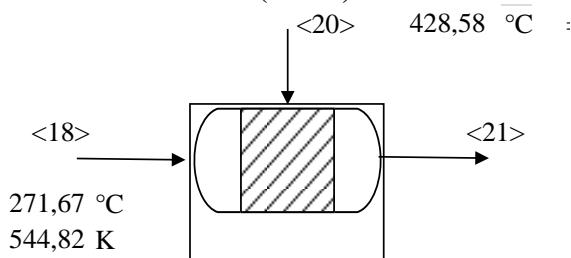
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 atm
P_{in}	= 1.2 bar
P_{out}	= 10 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{PA\ in}$	= 63,51 °C
$T_{PA\ out}$	= 428,6 °C

Tabel IV.63 Neraca Energi Compressor (G-323)

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<19>	10.143.636,25	<20>	68.364.77,64
W	58.221.161,40		
Total	68.364.77,64	Total	68.364.77,64

IV.3.8 Combustion Chamber (R-322)



Gambar IV.47 Skema *Combustion Chamber*

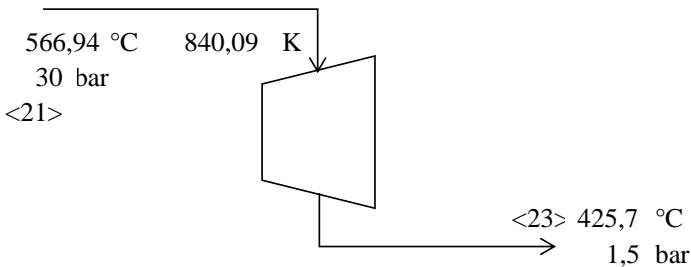
Kondisi Operasi :

- P_{ref} = 1 atm
- $P_{operation}$ = 30 bar
- T_{ref} = 25 °C
- $T_{syngas\ in}$ = 271,67 °C
- $T_{udara\ in}$ = 428,58 °C
- $T_{fluegas\ out}$ = 566,94°C

Tabel IV.64 Neraca Energi *Combustion Chamber* (R-322)

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<18>	11.830.493,43	<21>	166.275.994,74
<20>	68.364.797,64	Reaksi	-94.832.071,13
W		Qloss	8.751.368,14
Total	80.195.291,07	Total	80.195.291,07

IV.3.9 Gas Turbine (N-320)



Gambar IV.48 Skema *Gas Turbin*

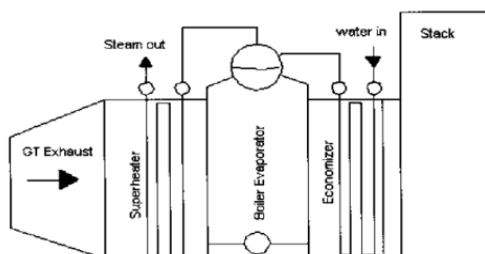
Kondisi Operasi :

- P_{ref} = 1 atm
- P_{inlet} = 30 bar
- P_{outlet} = 1.5 bar
- T_{ref} = 25 °C
- $T_{fluegas\ in}$ = 566,94 °C
- $T_{fluegas\ out}$ = 425,7 °C

Tabel IV.65 Neraca Energi Gas Turbin(N-320)

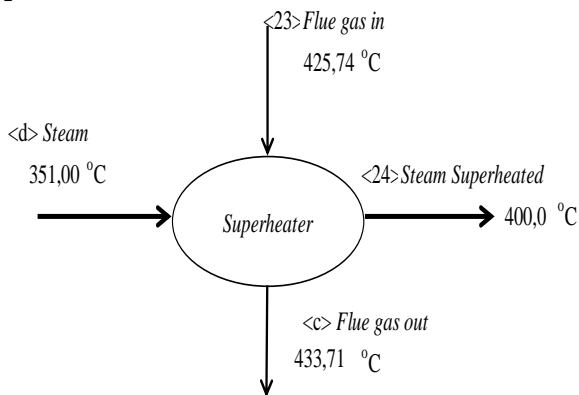
Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<21>	172.939.904,7	<23>	126.769.769,91
		Listrik	264.343.933
		Qloss	-218.173.798,21
Total	172.939.904,7	Total	172.939.904,7

IV.3.10 Heat Recovery Steam Generator (HRSG) (E-330)



Gambar IV.49 Heat Recovery Steam Generation

- **Superheater**



Gambar IV.50 Skema Superheater

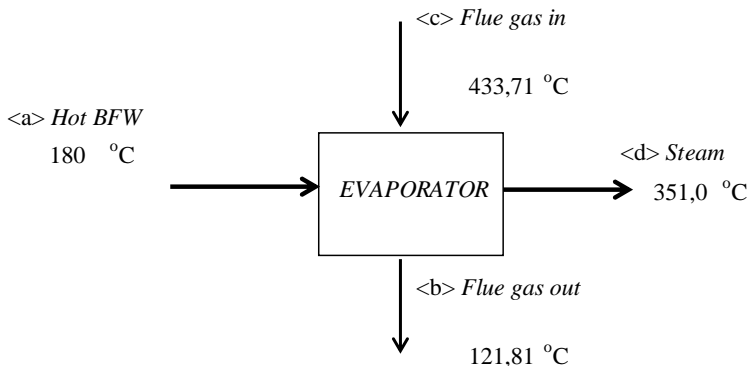
Kondisi Operasi

P_{ref}	= 1 atm
P_{steam}	= 113 bar
$P_{flue\ gas}$	= 1,2 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{steam\ in}$	= 351,8 °C
$T_{steam\ out}$	= 400 °C
$T_{flue\ gas\ in}$	= 425,74 °C
$T_{flue\ gas\ out}$	= 433,71 °C

Tabel IV.66 Neraca Energi *Superheater*

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<23>	133.501.882,73	<c>	120.781.380,23
<d>	100.290.992,42	<24>	116.173.311,43
		Q_{Loss}	-3.161.816,51
Total	233.792.875,15	Total	233.792.875,15

- **Evaporator**



Gambar IV.51 Skema *Evaporator*

Kondisi Operasi

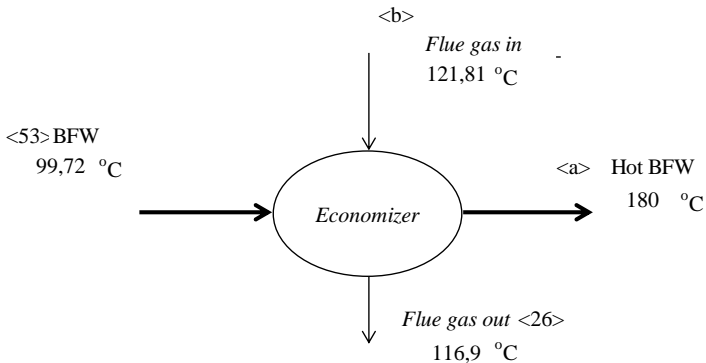
P_{ref}	= 1 atm
P_{BFW}	= 113 bar
$P_{flue\ gas}$	= 1.2 bar

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{hot\ BFW} = 180\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{flue\ gas\ in} = 433,71\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{flue\ gas\ out} = 121,81\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{steam} = 351,80\text{ }^{\circ}\text{C}$

Tabel IV.67 Neraca Energi Evaporator

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<a>	140.581.302,55		30.774.520,84
<c>	70.975.921,940	<d>	180.782.703,65
Total	211.557.224,49	Total	211.557.224,49

- **Economizer**



Gambar IV.52 Skema *Economizer*

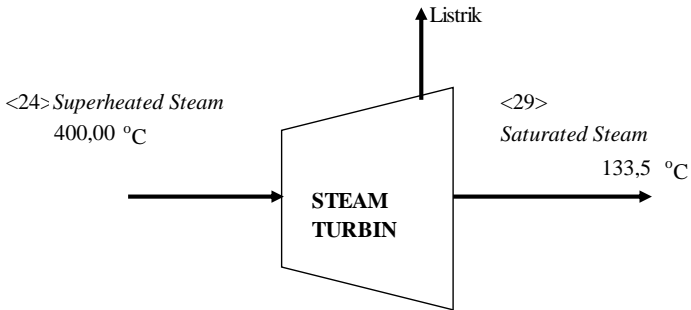
Kondisi Operasi

$P_{ref} = 1\text{ atm}$
 $P_{BFW} = 113\text{ bar}$
 $P_{flue\ gas} = 1,2\text{ bar}$
 $T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{BFW\ in} = 99,72\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{BFW\ out} = 180\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{fluegas\ in} = 121,81\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{fluegas\ out} = 116,9\text{ }^{\circ}\text{C}$

Tabel IV.68 Neraca Energi Economizer

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<53>	27.769.096,83	<26>	802.165.662,08
	845.372.487,19	<c>	70.975.921,9401
Total	873.141.584,02	Total	873.141.584,02

IV.3.11 Steam Turbin (N-340)



Gambar IV.53 Skema Steam Turbin

Kondisi Operasi:

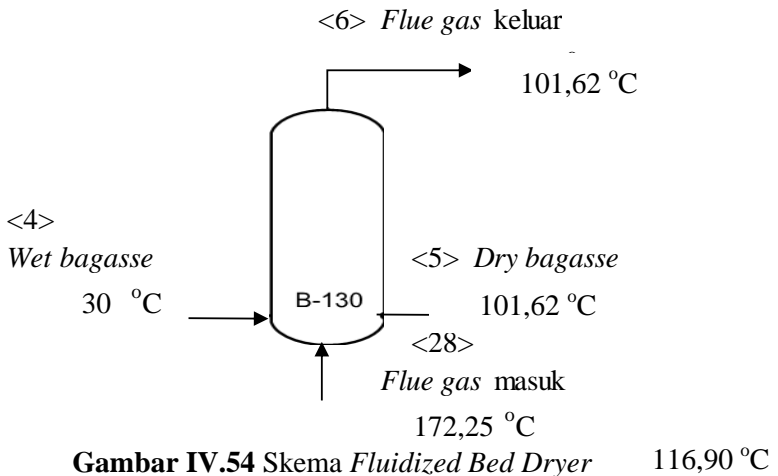
- P_{ref} = 1 atm
- P_{inlet} = 113 bar
- P_{outlet} = 3 bar
- T_{ref} = 25 °C
- $T_{superheated\ steam}$ = 400 °C
- $T_{saturated\ steam}$ = 133,53 °C

Tabel IV.69 Neraca Energi Steam Turbin

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<24>	116.173.311,43	Listrik	124.091.207,8495
		<29>	-17.211.761,34
		Q_{loss}	9.293.864,91

IV.4 Basis : 1 Jam operasi
 Waktu Operasi : 120 hari Selama *Off Season*
 Jumlah *Bagasse* : 25.200 kg/jam
 Satuan Panas : kJ

IV.4.1 Fluidized Bed Dryer (B-130)



Gambar IV.54 Skema *Fluidized Bed Dryer*

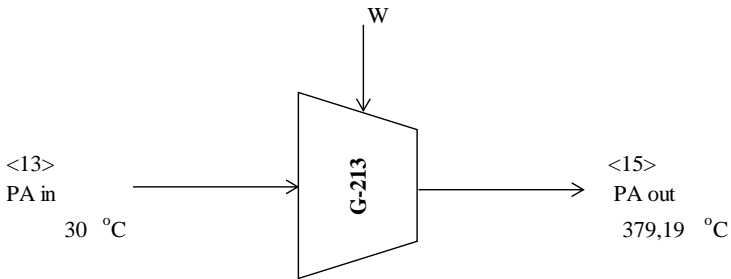
Kondisi Operasi

P_{ref} = 1 atm
 $T_{fluegas\ masuk}$ = 116,9 °C
 $T_{fluegas\ keluar}$ = 101,62 °C
 $T_{wet\ bagasse}$ = 30 °C
 $T_{Dry\ bagasse}$ = 101,62 °C

Tabel IV.70 Neraca Energi Fluidized Bed Dryer

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<4>	2.328.298,5600	<5>	248.401.201,8
<28>	249.377.175,10	<6>	3.304.271,8
Total	251.705.473,66	Total	251.705.473,66

IV.4.2 Compressor (G-213)



Gambar IV.55 Skema Compressor

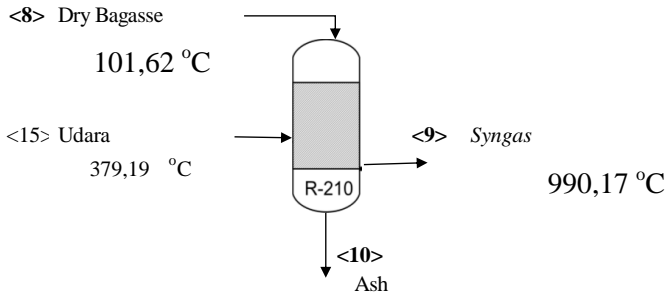
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 atm
P_{in}	= 1,2 bar
P_{out}	= 30 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{PA\ in}$	= 30 °C
$T_{PA\ out}$	= 379,19 °C

Tabel IV.71 Neraca Energi Kompresor

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<13>	96.554,6132	<15>	7.421.363,3559
W	7.324.808,7427		
Total	7.421.363,3559	Total	7.421.363,3559

IV.4.3 Downdraft Gasifier (R-210)



Gambar IV.56 Skema *Downdraft* gasifier

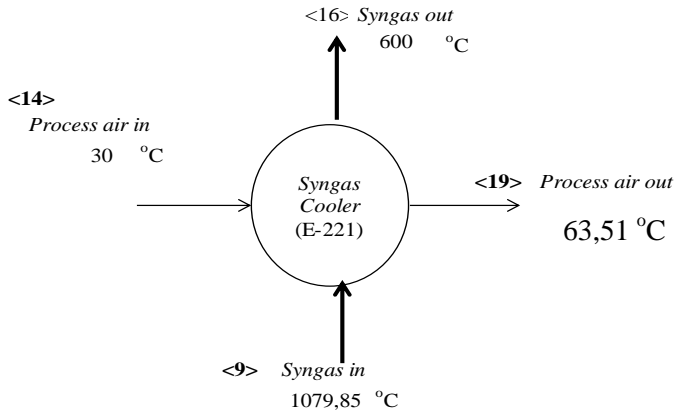
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 bar
$P_{operation}$	= 30 bar
T_{ref}	= 30 °C
$T_{dry\ bagasse}$	= 101,62 °C
T_{udara}	= 379,19 °C
T_{syngas}	= 990,17 °C

Tabel IV.72 Neraca Energi *Gasifier*

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<8>	3.304.271,85	<9>	40.881.407,67
<15>	7.421.363,3559	<10>	159.331,21
		Reaksi	-40.535.455,5921
		Qloss	10.220.352
Total	10.725.635,2043	Total	10.725.635,2043

IV.4.4 Syngas Cooler 1 (E-221)



Gambar IV.57 Skema Syngas Cooler 990,17 °C

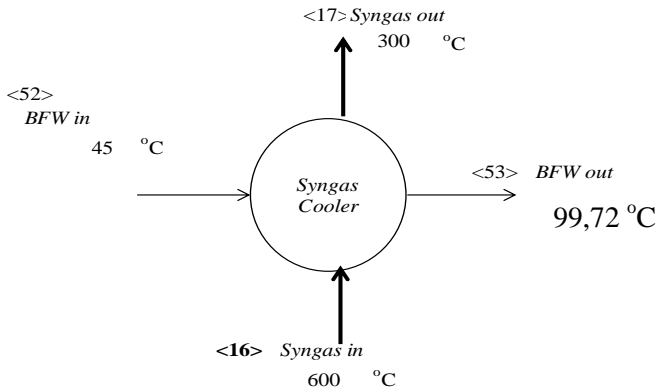
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 atm
T_{ref}	= 25 °C
$T_{air\ in}$	= 30 °C
$T_{air\ out}$	= 63,51 °C
$T_{syngas\ in}$	= 990,17 °C
$T_{syngas\ out}$	= 600 °C

Tabel IV.73 Neraca Energi Syngas Cooler 1

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<9>	40.881.407,67	<16>	30.458.557,49
<14>	96.554,61	<19>	10.519.404,79
Total	40.977.962,3	Total	40.977.962,3

IV.4.5 Syngas Cooler 2 (E-222)



Gambar IV.58 Skema Syngas Cooler 2

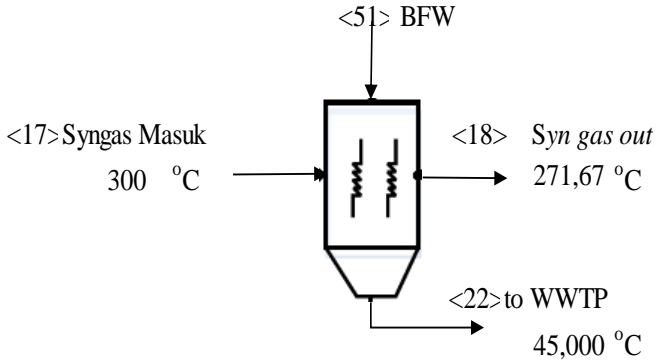
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 atm
T_{ref}	= 25 °C
$T_{BFW\ in}$	= 45 °C
$T_{BFW\ out}$	= 99,72 °C
$T_{syngas\ in}$	= 600 °C
$T_{syngas\ out}$	= 300 °C

Tabel IV.74 Neraca Energi Syngas Cooler 2

Entalpi masuk (kJ/jam)		Entalpi keluar (kJ/jam)	
<16>	30.458.557,49	<17>	14.129.797,14
<52>	5.918.013,1946	<53>	22.246.773,54
Total	36.376.570,68	Total	36.376.570,68

IV.4.6 Wet Electrostatic Presipitator (H-211)



Gambar IV.59 Skema *Wet Electrostatic presipitator*

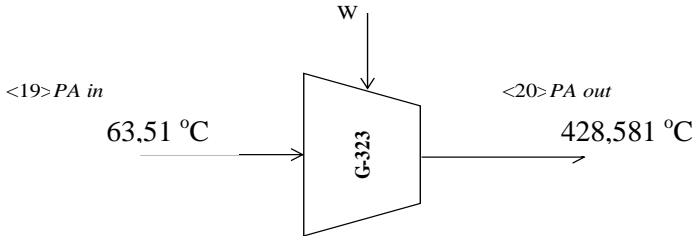
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 atm
T_{ref}	= 25 °C
T_{BFW}	= 30 °C
$T_{syngas\ in}$	= 300 °C
$T_{syngas\ out}$	= 271,67°C
$T_{to\ WWTP}$	= 45°C

Tabel IV.75 Neraca Energi *Wet Electrostatic Presipitator*

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<17>	21.296.862,4010	<18>	12.077.703,2128
<51>	2.048,29	<22>	847.127,4674
		Q_{loss}	8.374.080,01
Total	21.298.910,69	Total	21.298.910,69

IV.4.7 Compressor (G-323)



Gambar IV.60 Skema Compressor

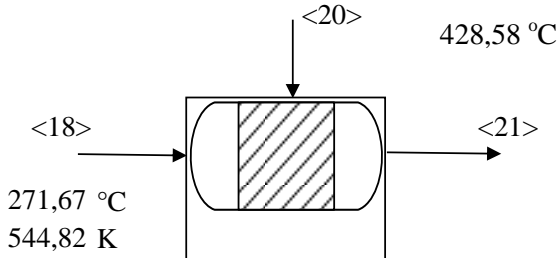
Kondisi Operasi :

P_{ref}	= 1 atm
P_{in}	= 1,2 bar
P_{out}	= 10 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{PA\ in}$	= 63,51 °C
$T_{PA\ out}$	= 428,581 °C

Tabel IV.76 Neraca Energi Compressor (G-323)

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<19>	10.143.636,25	<20>	68.364.797,64
W	58.221.161,40		
Total	68.364.797,64	Total	68.364.797,64

IV.4.8 Combustion Chamber (R-322)



Gambar IV.61 Skema Combustion Chamber

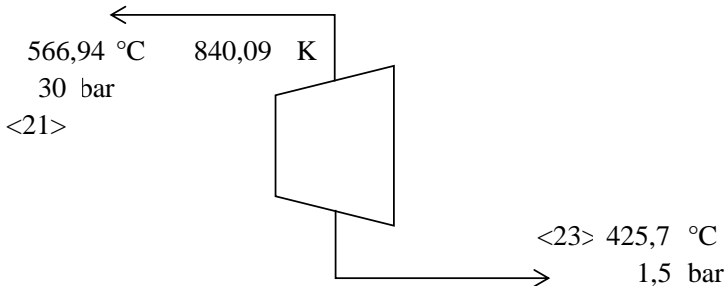
Kondisi Operasi :

- P_{ref} = 1 atm
- $P_{operation}$ = 1,2 bar
- T_{ref} = 25 °C
- $T_{syngas\ in}$ = 271,67 °C
- $T_{udara\ in}$ = 428,58 °C
- $T_{fluegas\ out}$ = 566,94°C

Tabel IV.77 Neraca Energi *Combustion Chamber* (R-322)

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<18>	11.830.493,43	<21>	166.275.994,74
<20>	68.364.797,64	Reaksi	-94.832.071,8125
		Qloss	8.751.368,14
Total	80.195.291,07	Total	80.195.291,07

IV.4.9 Gas Turbine (N-320)



Gambar IV.62 Skema *Gas Turbine*

Kondisi Operasi :

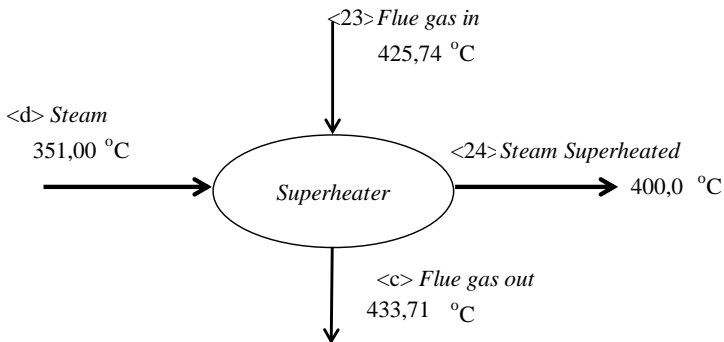
- P_{ref} = 1 atm
- P_{inlet} = 30 bar
- P_{outlet} = 1,5 bar
- T_{ref} = 25 °C
- $T_{fluegas\ in}$ = 566,94 °C
- $T_{fluegas\ out}$ = 425,74 °C

Tabel IV.78 Neraca Energi Gas Turbin(N-320)

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<21>	172.939.904,70	<23>	126.769.769,91
		Listrik	264.343.933
		Qloss	-281.173.798,21
Total	172.939.904,70	Total	172.939.904,70

IV.4.10 Heat Recovery Steam Generator (HRSG) (E-330)

- *Superheater*



Gambar IV.63 Skema Superheater

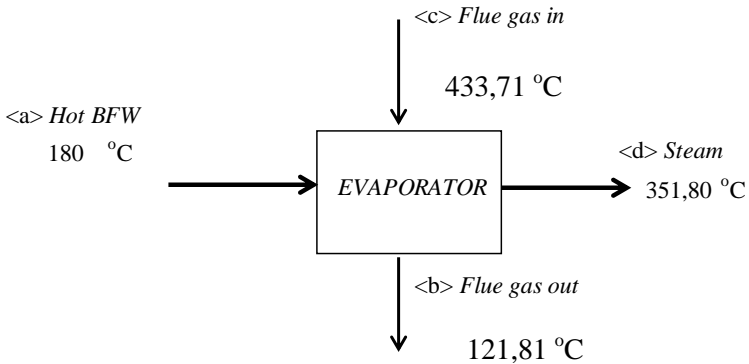
Kondisi Operasi

Pref	= 1 atm
Psteam	= 113 bar
Pflue gas	= 1,2 bar
Tref	= 25 °C
Tsteam in	= 351,8 °C
Tsteam out	= 420°C
Tflue gas in	= 42,74 °C
Tflue gas out	= 433,71 °C

Tabel IV.79 Neraca Energi *Superheater*

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<23>	133.501.882,73	<c>	120.781.380,23
<d>	100.290.992,42	<24>	116.173.311,43
		<i>Q Loss</i>	-3.161.816,51
Total	233.792.875,15	Total	233.792.875,15

- **Evaporator**



Gambar IV.64 Skema *Evaporator*

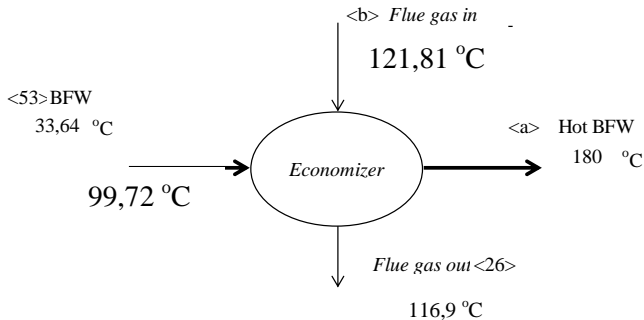
Kondisi Operasi

P_{ref}	= 1 atm
P_{BFW}	= 113 bar
$P_{flue\ gas}$	= 1,2 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{hot\ BFW}$	= 180 °C
$T_{flue\ gas\ in}$	= 433,71 °C
$T_{flue\ gas\ out}$	= 121,81 °C
T_{steam}	= 351,80 °C

Tabel IV.80 Neraca Energi Evaporator

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<a>	140.581.302,55		30.774.520,84
<c>	70.975.921,940	<d>	180.782.703,65
Total	211.557.224,49	Total	211.557.224,49

• **Economizer**



Gambar IV.65 Skema *Economizer*

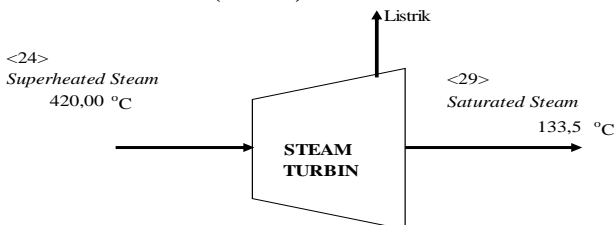
Kondisi Operasi

- $P_{ref} = 1 \text{ atm}$
- $P_{BFW} = 113 \text{ bar}$
- $P_{flue \text{ gas}} = 1,2 \text{ bar}$
- $T_{ref} = 25 \text{ °C}$
- $T_{BFW \text{ in}} = 99,72 \text{ °C}$
- $T_{BFW \text{ out}} = 180 \text{ °C}$
- $T_{fluegas \text{ in}} = 121,81 \text{ °C}$
- $T_{fluegas \text{ out}} = 116,9 \text{ °C}$

Tabel IV.81 Neraca Energi Economizer

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<53>	27.769.096,83	<26>	802.165.662,08
	845.372.487,19	<c>	70.975.921,9401
Total	873.141.584,02	Total	873.141.584,02

IV.4.11 Steam Turbin (N-340)



Gambar IV.66 Skema Steam Turbin

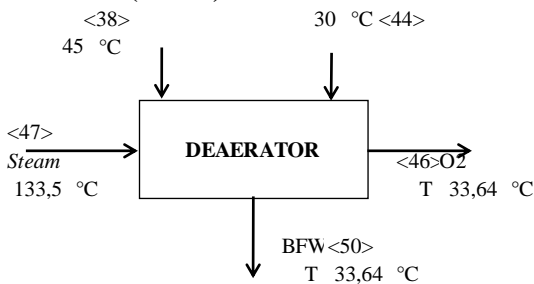
Kondisi Operasi:

P_{ref}	= 1 atm
P_{inlet}	= 113 bar
P_{outlet}	= 3 bar
T_{ref}	= 25 °C
$T_{superheated\ steam}$	= 420 °C
$T_{saturated\ steam}$	= 133,53 °C

Tabel IV.82 Neraca Energi Steam Turbin

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<24>	116.173.311,43	Listrik	124.091.207,8495
		<29>	-17.211.761,34
		Q_{loss}	9.293.864,91
Total	116.173.311,43	Total	116.173.311,43

IV.4.12 Dearator (D-310)

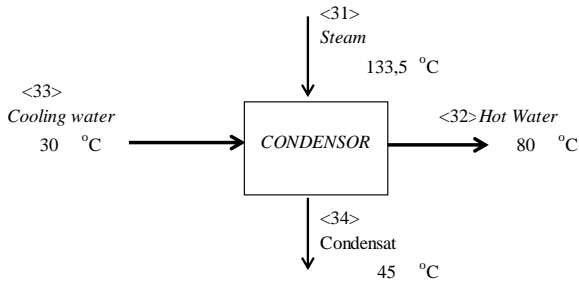


Gambar IV.67 Skema Dearator

Tabel IV.83 Neraca Energi Dearator

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<47>	4.538.319,98	<46>	1.543.019,21
<38>	4.075.650,23	<50>	7.469.795,67
<44>	398.844,67		
Total	9.012.814,88	Total	9.012.814,88

IV.4.13 Condensor (E-343)



Gambar IV.68 Skema Condenser

Kondisi Operasi

- $P_{ref} = 1 \text{ atm}$
- $P_{BFW} = 113 \text{ bar}$
- $P_{flue \text{ gas}} = 1,2 \text{ bar}$
- $T_{ref} = 25 \text{ °C}$
- $T_{cw \text{ in}} = 30 \text{ °C}$
- $T_{cw \text{ out}} = 80 \text{ °C}$
- $T_{steam} = 133,5 \text{ °C}$
- $T_{condensat} = 45 \text{ °C}$

Tabel IV.84 Neraca Energi Condensor

Masuk		Keluar	
Aliran	Entalpi (kJ/jam)	Aliran	Entalpi (kJ/jam)
<31>	412.899.955,7321	<32>	394.928.870,9807
<33>	27.675.109,0556	<34>	5.593.915,1899
		Q loss	40.052.278,6171
Total	440.575.064,7877	Total	440.575.064,7877



BAB V
DAFTAR DAN
HARGA ALAT

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	49,922 m
Lebar	49,922 m
Tinggi	33,2813 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 Maximum	32 ton/jam
Kapasitas operasi	25,2 ton/jam

Luas pengangkutan	0,10 m ²
Lebar <i>belt</i>	0,3556 m
Kecepatan <i>belt</i>	100 ft/m
Panjang <i>belt</i>	15 m
Kemiringan	22,5°
Ketinggian kemiringan	5,7403 m
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 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 *Vibrating Screener*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-121
Fungsi	Memilah ukuran <i>bagasse</i> yang sesuai dengan kriteria (maksimal 5 mm) setelah melalui <i>rotary cutter</i>

Tipe	YK1237 (untuk kapasitas 10-80 ton/jam)
Kapasitas	27,72 ton/jam
<i>Screen Spec</i>	1200 x 3700 mm
<i>Screen Mesh</i>	4 – 50 mm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Power	11 KW
Jumlah	1 unit

Tabel V.5 Spesifikasi *Belt Conveyor 2*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-122
Fungsi	Mengangkut <i>bagasse oversize</i> menuju <i>rotary cutter</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i>
Kapasitas Maximum	32 ton/jam
Kapasitas	2,520 ton/jam
Luas pengangkutan	0,11 m ²
Lebar <i>belt</i>	0,3556 m
Kecepatan <i>belt</i>	100 ft/m
Panjang <i>belt</i>	15 m
Kemiringan	22,5°

Ketinggian kemiringan	5,7403 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-Steel</i>
Jumlah	1 unit

Tabel V.6 Spesifikasi *Screw Conveyor 1*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-123
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>
Kapasitas	30 ton/jam
Diameter flight	0,3556 m
Diameter pipa	0,0889 m
Diameter shafts	0,0762 m
Kecepatan	55 rpm
Diameter feed section	0,305 m
Panjang	9,144 m
Hp motor/ 30 ft length	3,94 HP
Jumlah	1 unit

Tabel V.7 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 48% menjadi 9%.
Tipe	<i>Fluidized Bed Dryer</i>
Kapasitas	196.287,24 kg/jam
Diameter Dryer	5,4218 m
Tinggi Dryer	7,0196 m
Minimum velocity	1,80 m/s
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-steel</i>
Jumlah	1 unit

Tabel V.8 Spesifikasi *Cyclone*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-131
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	171.906,43 kg/jam

Tinggi masukan (Hc)	0,6348 m
Diameter <i>cyclone</i> (Dc)	1,2695 m
Diameter keluaran (De)	0,6348 m
Tinggi bagian silinder (Lc)	2,539 m
Tebal bagian silinder (ts)	0,0047625 m
Tebal bagian konis (tc)	0,0047625 m
Jumlah	1 unit

Tabel V.9 Spesifikasi *Fan*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-132
Fungsi	Untuk menghembuskan udara dari <i>cyclone</i> proses menuju <i>atmosfer</i>
Tipe	<i>Centrifugal fan</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	171.906,43 kg/jam
Efisiensi	65%
Temperature Inlet Design	112 °C
Tekanan Suction	0,7 bar
Tekanan Discharge	1 bar

Power	2815,0742 kW
Jumlah	1 unit

Tabel V.10 Spesifikasi *Screw Conveyor 2*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-133
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	15 ton/jam
Diameter flight	0,3048 m
Diameter pipa	0,0635 m
Diameter shafts	0,0508 m
Kecepatan	45 rpm
Diameter feed section	0,254 m
Panjang	9,144 m
Hp motor/ 30 ft length	2,25 HP
Jumlah	1

Tabel V.11 Spesifikasi *Fixed Bed Downdraft Gasifier*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-210
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari bagasse menjadi gas sintesa

Tipe	<i>Fixed Bed Downdraft 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	1,8177 m
ID tangki	1,7201 m
Tinggi silinder	3,4401 m
Tinggi <i>dished</i>	0,4092 m
Tinggi tangki	4,2585 m
Volume tangki	8,99 m ³
Volume silinder	8,11 m ³
Volume <i>dished</i>	0,88 m ³
Tebal silinder	0,0488 m
Tebal <i>dished</i>	0,0445 m

Tabel V.12 Spesifikasi *Blower*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-211
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>	1,2 bar
Efisiensi	80%
<i>Power supply</i>	537,3861 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V.13 Spesifikasi *Compressor*

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	G-213
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>process air</i> menuju <i>gasifier</i>
Jumlah stage	6
Kondisi operasi	P suction = 1,2 bar P discharge = 30 bar
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	20.071,661 kg/jam
Power	9.156.010,928 KJ

Tabel V.14 Spesifikasi *Wet Electrostatic Precipitator*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-220
Tipe	<i>Fabric Dust Collector</i>
Fungsi	Menangkap tar dan partikel lain yang ada dalam aliran gas yang akan dibuang ke WWTP
Output Voltage	72000
Power	72 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	16,83 m

Tabel V.15 Spesifikasi *Syngas Cooler*

Spesifikasi	Keterangan			
No. Alat	E-221			
Fungsi	Mendinginkan <i>syngas</i> dengan menggunakan udara dari suhu 1080 °C menjadi 600 °C			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>Carbon Stell</i>			
Suhu masuk	<i>Syn gas</i>	=	1080	°C
	Udara	=	30	°C
Suhu keluar	<i>Syn gas</i>	=	300	°C
	Udara	=	239,465	°C
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP_{gas}	<	0,1379	Bar
Shell	ID	=	12	in
	Baffle	=	9	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,00078	Psia
Tube	OD	=	0,75	in
	ID	=	0,625	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	15/16	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	120	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,000306	Psia
Rd	0,00886			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)

Tabel V.16 Spesifikasi *Syngas Cooler 2*

Spesifikasi	Keterangan			
No. Alat	E-221			
Fungsi	Mendinginkan <i>syngas</i> dengan menggunakan BFW dari suhu 600 °C menjadi 300 °C			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>Carbon Stell</i>			
Suhu masuk	<i>Syn gas</i>	=	600	°C
	BFW	=	45	°C
Suhu keluar	<i>Syn gas</i>	=	300	°C
	Udara	=	99,0535	°C
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP_{gas}	<	0,1379	Bar
Shell	ID	=	12	in
	Baffle	=	9	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,00064	Psia
Tube	OD	=	0,75	in
	ID	=	0,625	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	15/16	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	168	in
	Passes	=	4	
	ΔP	=	0,000827	Psia
Rd	0,009079			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)

Tabel V.17 Spesifikasi Pompa *Water Process*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-223
Fungsi	Untuk memompa air dari utilitas <i>demin water</i> menuju WEP
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	100 kg/jam
Diameter pipa	0,302 in IPS sch 40
Panjang pipa	20 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-19,45 lbf.ft/lbm
Wp	86,9785 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	22%
Efisiensi motor	79%
Power motor	0,01226 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V.18 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 SA 167 type 304 grade 3</i>
Kapasitas	47400 kg/ jam

Bentuk	Silinder tegak vertikal
Jenis Tutup Atas	<i>Standard dished head</i>
Jenis Tutup Bawah	<i>Conical 120°</i>
Diameter Silinder	0,6096 m
Tebal Silinder	0,0048 m
Tinggi Silinder	0,3088 m
Tebal Tutup Atas	0,0048 m
Tinggi Tutup Atas	0,1624 m
Tebal Tutup Bawah	0,0048 m
Tinggi Tutup Bawah	0,1906 m
Tekanan Desain	22,704 Psia

Tabel V.19 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	7,981 in IPS sch 40
Panjang pipa	20 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah

Head pompa	-16,839 lbf.ft/lbm
Wp	18,8411 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	89%
Efisiensi motor	86,5%
Power motor	3,8344 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V.20 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	<i>Plate Stell SA-167 grade 3 tipe 304</i>
Kapasitas	47400 kg/jam
Diameter Silinder	0,4572 m
Tebal Silinder	0,0048 m
Tinggi Silinder	5,0385 m
Tebal tutup Atas	0,0048 m
Tinggi Tutup Atas	0,1289m
Tebal Tutup Bawah	0,0048 m

Tinggi Tutup bawah	0,1466 m
Tekanan desain	36,33 Psi
Jumlah	1 unit

Tabel V.21 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	<i>Plate Steel SA-167 grade 3 tipe 304</i>
Kapasitas	47400 kg / jam
Diameter Silinder	0,4572 m
Tebal Silinder	0,0048 m
Tinggi Silinder	4,93 m
Tebal Tutup Atas	0,0048 m
Tinggi Tutup Atas	0,1289 m
Tebal Tutup Bawah	0,0048 m
Tinggi Tutup Bawah	0,1466 m

Tekanan Desain	36,15 Psi
Jumlah	1 unit

Tabel V.22 Spesifikasi *Dearator* (Unit Demin)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	D-310
Fungsi	Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, seperti O ₂ agar korosif dan kerak tidak terjadi,
Tipe	Silinder horisontal dengan bentuk <i>torispherical dished head</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-167 grade C tipe 304</i>
Kapasitas	180120 kg / jam
Diameter Silinder	3,4042 m
Tebal Silinder	0,0095 m
Tinggi Silinder	5,1274 m
Tebal Tutup Atas	0,0159 m
Tinggi Tutup Atas	0,5222 m
Tebal Tutup Bawah	0,0159 m
Tinggi Tutup Bawah	0,5222 m
Tekanan Desain	1,5512 bar
Jumlah	1 unit

Tabel V.23 Spesifikasi Pompa *Water Process*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-311
Fungsi	Untuk memompa air utilitas <i>demin water</i> menuju <i>Dearotor</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	158.100 kg/jam
Diameter pipa	7,981 in IPS sch 40
Panjang pipa	20 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-16,839 lbf.ft/lbm
Wp	18,8411 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	89%
Efisiensi motor	86,5%
Power motor	3,8344 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V.24 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	58,188 MW
Inlet Steam Pressure	30 bar
Inlet Steam Temperature	923,9473 °C
Tekanan Outlet	1,5 bar
Kecepatan	161090,4 Kg/jam

Jumlah	1 unit
--------	--------

Tabel V.25 Spesifikasi *Combustion Chamber*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-322
Fungsi	Untuk mengubah syngas menjadi <i>flue gas</i>
Diameter chamber	85,1895 in
Volume chamber	636469 cubic in
Cross-sectional area	5699,83 sq in
Panjang chamber	101,513 in
Stress	327893 Psi
Wall thickness	0,7827 in
L/D	1,5
C	88,095

Tabel V.26 Spesifikasi *Compressor*

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	G-323
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>process air</i> menuju <i>combustion chamber</i>
Jumlah stage	2
Kondisi operasi	P suction = 1,2 bar P discharge = 10 bar
Bahan Konstruksi	<i>Cast Iron</i>
Kapasitas	126718 kg/jam

Power	19,56631 MW
-------	-------------

Tabel V.27 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>	=	435,03	°C
	<i>Steam</i>	=	351,8	°C
Suhu keluar	<i>Flue gas</i>	=	252,96	°C
	<i>Steam</i>	=	420	°C
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP gas	<	0,1379	Bar
Shell	ID	=	0,889	m
	Baffle	=	0,667	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0032	psia
Tube	OD	=	0,0191	m
	ID	=	0,0166	m
	BWG	=	18	
	Pitch	=	15/16	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	4,877	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,00017	Psia
Rd	0,005737			(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>	=	252,96	°C
	<i>Hot BFW</i>	=	180	°C
Suhu keluar	<i>Flue gas</i>	=	187,85	°C
	<i>Steam</i>	=	351	°C
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP gas	<	0,1379	Bar
Shell	ID	=	0,591	m
	Baffle	=	0,443	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0105	psia
Tube	OD	=	0,019	m
	ID	=	0,017	m
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	4,877	m
	Passes	=	4	
	ΔP	=	0,109	psia
Rd	0,006294			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah	1			Unit

<i>Economizer</i>				
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>	=	187,85	°C
	<i>BFW</i>	=	49,9	°C
Suhu keluar	<i>Flue gas</i>	=	173,41	°C
	<i>BFW</i>	=	180	°C
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP gas	<	0,1379	Bar
Shell	ID	=	0,489	m
	Baffle	=	0,367	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0224	psia
Tube	OD	=	0,019	m
	ID	=	0,017	m
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	4,877	m
	Passes	=	4	
	ΔP	=	0,264	psia
Rd	0,006355			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah	1			Unit

Tabel V.28 Spesifikasi Pompa *Demin Water*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-331
Fungsi	Untuk memompa air dari unit <i>demin water</i> menuju <i>Syngas Cooler 2</i> dan <i>HRSG</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	157.900 kg/jam
Diameter Pipa	7,981 in IPS sch 40
Panjang Pipa	20 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah
Head Pompa (Ws)	-16,89 (lbf).(ft)/lbm
Wp	18,8909 (lbf).(ft)/lbm
Efisiensi Pompa	89 %
Efisiensi Motor	85,5 %
Power Motor	3,8845 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V.29 Spesifikasi *Steam Turbine*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	N-340
Tipe	<i>Back Pressure Steam Turbin Generator</i>
Fungsi	Mengkonversi <i>steam</i> yang dihasilkan

	HRSG menjadi energi listrik.
Output Power	33,5046 MW
Inlet Steam Pressure	113 bar
Inlet Steam Temperature	420 °C
Tekanan Outlet	3 bar
Kecepatan	12000 rpm
Laju Konsumsi Steam	10,5-37,8 kg/KWh
Konsumsi Steam	152 ton/jam
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	1 unit

Tabel V.30 Spesifikasi Kondenser

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	E-345			
Fungsi	Mengkondensasikan <i>steam</i> menggunakan <i>cooling water</i> dari suhu 133,53 °C menjadi 80 °C			
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>SA-240 grade M tipe 316</i>			
Suhu masuk	<i>Cooling water</i>	=	30	°C
	<i>Steam</i>	=	133,53	°C
Suhu keluar	<i>Cooling water</i>	=	80	°C
	<i>Steam</i>	=	45	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Ketentuan	Rd	>	0,0035	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
	ΔP liquid	<	0,6895	bar

Shell	ID	=	0,591	m
	Baffle	=	0,443	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0017	psia
Tube	OD	=	0,0254	m
	ID	=	0,0229	m
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1 ¼	in <i>rectangular</i>
	Panjang	=	4,877	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,000242	psia
Spesifikasi	Keterangan			
Rd	0,000232			(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah	1			Unit

Tabel V.31 Spesifikasi Pompa *Steam Condensate*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-344
Fungsi	Untuk memompa air kondensat dari kondensor ke <i>Dearator</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	99540 kg/jam
Diameter pipa	7,981 in IPS sch 40
Panjang pipa	20 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-14,61 lbf.ft/lbm
Wp	16,6095 lbf.ft/lbm

Efisiensi pompa	88%
Efisiensi motor	84%
Power motor	2,1531 HP
Jumlah	1

V.2 Harga Alat

Harga peralatan yang digunakan di Pabrik Pembangkit Energi Berbahan Bakar *Bagasse* ditunjukkan pada Tabel V.30.

Tabel V.30 Harga Peralatan

No	Kode	Nama Peralatan	Harga Satuan		Jumlah	Total Harga	
			US\$	2014		US\$	2020
1	J-111	Belt Conveyor 1	16.200		1	19.379	
2	C-120	Rotary Cutter	29.400		1	35.169	
3	H-121	Vibrating Screener	1.800		1	2.153,22	
4	J-122	Belt Conveyor 2	16.200		1	19.379	
5	J-121	Screw Conveyor	10.500		1	12.560	
6	B-130	Fluidized Bed Dryer	500.000		1	598.115	
7	J-131	Screw Conveyor 2	10.500		1	12.560	

8	H-132	Cyclone	40.300	1	48.208
9	R-210	Fixed bed downdraft Gasifier	130.104	1	155.635
10	G-211	Blower	57.900	1	69.262
11	H-212	Splitter	2.100	1	2.512
12	G-213	Compressor	54.000	1	64.596
13	H-220	Wet Electrostatic Precipitator	87.707	1	104.917
14	E-221	Syngas Cooler 1	41.100	1	49.165
15	E-222	Syngas Cooler 2	41.100	1	49.165
16	L-223	Demin Water Pump	4.900	1	5.862
17	R-230	Reaktor Karbon Filter	8.500	1	10.168
18	L-231	Water Pump	4.900	1	5.862

19	R-240	Kation Exchanger Reactor	6.127	2	7.330
20	R-250	Anion Exchanger Reactor	6.127	2	7.330
21	D-310	Deaerator	1.021	1	1.222
22	L-311	Demin Water Pump	4.900	1	5.862
23	H-312	Splitter	2.100	1	2.512
24	N-320	Gas Turbine	18.790.000	1	22.477.174
25	P-321	Generator	175.413	1	209.835
26	R-322	Combustion Chamber	100.000	1	119.623
27	G-323	Compressor	54.000	1	64.596
28	E-330	Heat Recovery Steam Generator (HRSG)	275.600	1	329.681
29	L-	Demin	4.900	1	5.862

	331	Water Pump			
30	H-332	Splitter	2.100	1	2.512
31	N-340	Steam Turbine	1.200.000	1	1.435.477
32	P-341	Generator	175.413	1	209.835
33	H-342	Splitter	2.100	1	2.512
34	E-343	Condensor	74.200	1	88.760
35	L313	Condensor Pump	4.900	1	5.862
Total					26.240.651,94



BAB VI
ANALISA
EKONOMI

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 IV. 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

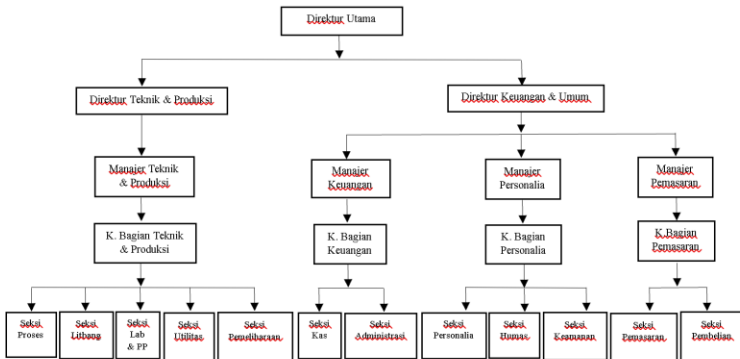
Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik Energi dari *Bagasse* ini yaitu Perseroan Terbatas (PT) yang merupakan anak perusahaan dari PT Gula Industri. Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham yaitu 60% *equity* dan 40% pinjaman 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.



VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

VI.1.3 Struktur Organisasi

1. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pemegang kepemimpinan 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

2. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, *maintenance* peralatan, *plant technical* untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Teknik dan Produksi dibantu oleh Manager Teknik dan Produksi.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan *Manager* yang menjadi bawahannya.

Tugas Manajer Teknik dan Produksi

- Merencanakan kegiatan produksi dan setiap bagian pendukungnya.
- Mengontrol pelaksanaan kegiatan produksi dan bagian pendukungnya.
- Melakukan koordinasi dengan departemen penjualan terkait dengan order yang akan dikerjakan dan jadwal pengiriman.
- Melakukan koordinasi dengan departemen keuangan terkait dengan kebutuhan produksi akan bahan baku, bahan penolong dan bahan pembantu.
- Mengontrol kualitas produksi baik proses maupun mutu.

3. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur keuangan dan Umum yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan hal keuangan, pembukuan perusahaan, personalia dan umum. Dalam hal ini Direktur Keuangan dan Umum dibantu oleh Manajer Keuangan, Manager Personalia dan Manajer Pemasaran.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum:

- 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 Manajer 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 Manajer Personalia:

- 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 Keuangan dan Umum.

Tugas Manajer Pemasaran:

- Mempelajari kebutuhan dan keinginan konsumen
- Mengembangkan suatu konsep produk yang ditujukan untuk memuaskan/ melayani kebutuhan

- Membuat desain produk
- Mengembangkan pembungkusan dan merk
- Mengatur distribusi
- Memeriksa penjualan
- Menciptakan komunikasi pemasaran yang efektif dengan menggunakan media atau cara lain yang tepat

4. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian bertanggung jawab kepada manager sesuai dengan bagiannya masing-masing.

Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Teknik dan Produksi

- Bertanggung jawab kepada manager teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian teknik dan produksi membawahi :

a. Seksi Proses

Tugas seksi proses meliputi :

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.

b. Seksi Laboratorium & Pengendalian Proses (PP)

Tugas seksi laboratorium & pengendalian proses

yaitu :

- Menangani hal-hal yang dapat membahayakan keselamatan kerja
- Mengurangi potensi bahaya yang ada
- Mengawasi dan menganalisis mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisis produk

- Mengawasi kualitas buangan pabrik.

c. Seksi Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Tugas dan wewenang litbang adalah :

- Mempertinggi mutu suatu produk dan mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat
- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat untuk pengembangan produksi.
- Mempertinggi efisiensi kerja

d. Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan meliputi :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki peralatan pabrik.

e. Seksi Utilitas

Tugas seksi utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, *steam* dan tenaga listrik

2. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi :

a. Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian antara lain :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari Gudang

b. Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang

3. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala Bagian Keuangan membawahi :

a. Seksi Administrasi

Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

b. Seksi Kas

Tugas Seksi Kas antara lain :

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan
- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan

4. Kepala Bagian Personalia

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala bagian umum membawahi :

a. Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dalam kesejahteraan karyawan

b. Seksi Humas

Tugas Seksi Humas adalah mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar.

c. Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan karyawan ke dalam lingkungan perusahaan
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

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 = 2.200.623,21 kWh/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 197 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
		SM P	SMA/S MK	D 3	S 1	S 2	
1	Direktur Utama					1	1
2	Direktur Teknik & Produksi					1	1
3	Direktur Keuangan &					1	1

	Umum							
4	Manager							
	a. Teknik & Produksi				1		1	
	b. Keuangan				1		1	
	c. Personalia				1		1	
	d. Pemasaran				1		1	
5	Kepala Bagian				4		4	
6	Karyawan Operasional							
	a. Lulusan S-1				60		68	
	b. Lulusan D-3			62			54	
	c. Lulusan SMA/SMK		24				24	
7	Karyawan Keamanan		12				12	
8	Karyawan Kebersihan		10				10	
9	Supir		6				6	
10	Perawat				6		6	
11	Dokter				3		3	
TOTAL								194

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 ketikaperusahaan 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 diperusahaan ini, yakni sebagai berikut:

1. Sistem Jam Kerja *non-Shift*

Disebut dengan sistem jam kerja normal. Sistem jam kerja ini diperuntukkan bagi karyawan yang bekerja di bagian kesehatan dan kebersihan, pemasaran (*marketing*), Keuangan (*accounting*), personalia, administrasi, dan umum. Selain itu sistem jam kerja ini juga diperuntukkan untuk karyawan yang masih menjalani masa percobaan kerja. Jumlah jam 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, mengkhitankan anak, membaptiskan anak, dan terkena bencana alam. Pengambilan waktu cuti diatur dengan mengajukan permohonan maksimal 1 hari sebelumnya untuk pertimbangan ijinnya.

VI.2 UTILITAS

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, 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 *electrostatic precipitator* dan *heat recovery steam generator*. Untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik

diatas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air 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
- 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

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

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost, FC*)
- b. Biaya Semi-variabel (*Semi Variable Cost, SVC*)
- c. Biaya Variabel (*Variable Cost, VC*)
- d. Total Penjualan (*Sales, S*)

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 = 10,25 % per tahun
3. Laju Inflasi = 3,12 % per tahun
4. Masa Konstruksi = 2 tahun
 - Tahun pertama menggunakan 60% modal sendiri dan 40% 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 tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* harga i , yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

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

Keterangan:

n = tahun.

i = *discount factor*.

CF = *netcash flow* pada tahun ke- n .

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

Dari hasil perhitungan pada Appendix D, didapatkan harga $iRR = 35,96\%$ yang mana lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $10,25\%$ per tahun. Dengan harga $iRR = 35,96\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman $10,25\%$ 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

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

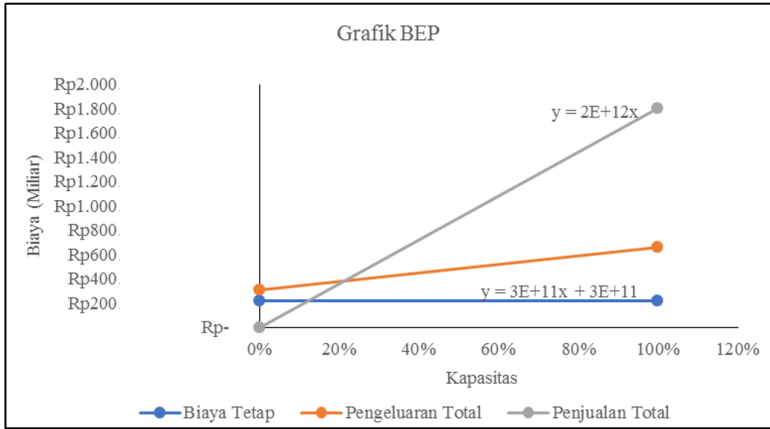
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan nilai NPV sebesar Rp Rp 2.710.774.358.373 Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV>0). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak dilaksanakan.

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

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 3,2 tahun. Nilai POT ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 10 tahun.

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

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi yang harus ditetapkan ketika biaya produksi total tepat sama dengan hasil penjualan. Biaya Tetap (FC), Biaya *Variable* (VC), dan Biaya *Semi-Variable* (SVC) tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 21,43%.



Gambar VI.2 Grafik BEP Pabrik Energi dari *Bagasse*



BAB VII
KESIMPULAN

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 504 ton *bagasse* per hari, yang dapat memenuhi kebutuhan *steam* pabrik gula sebesar 3.639,7557 ton/hari pada saat *on season* dan memproduksi listrik 2.566.403,91 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 35,96% per tahun, dimana lebih besar dari suku bunga bank yang sebesar 10,25% per tahun.
2. *Net Present Value* (NPV) sebesar Rp 2.710.774.358.373 Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV>0).

3. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*) adalah 3,2 tahun, dimana lebih kecil dari perkiraan umur pabrik yaitu 10 tahun.
4. Titik Impas (*Break Even Point/BEP*) sebesar 21,43 %.

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

DAFTAR PUSTAKA

- Anukam et al. 2016. Pre-processing of sugarcane bagasse for gasification in a downdraft biomass gasifier system: A comprehensive review .
- Ariningsih. 2014. Menuju Industri Tebu Bebas Limbah. Bogor: Pusat Sosial Ekonomi dan Kebijakan Pertanian.
- Arun S. Mujumdar.,2006, Handbook of Industrial Drying, Third Edition.,Taylor & Francis Group,LLC.
- Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young. 1959. Process Equipment Design. New York : John Wiley & Sons.
- Christiyanto, M. dan A. Subrata. 2005. Perlakuan Fisik dan Biologis pada Limbah Industri Pertanian terhadap Komposisi Serat. Laporan Kegiatan. Pusat Studi Agribisnis dan Agroindustri. Lembaga Penelitian. Universitas Diponegoro.
- Geankoplis, C.J., 2003, Transport Processes and Unit Operations, 6th ed., PrenticeHall International, Tokyo.
- Himmelblau.1996. Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering. Prentice Hall International : London.
- Hugot. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering 2nd edition*. New York:Elsevier.
- Ismuyanto et al. Potensi Ampas Tebu Sebagai Alternatif Bahan Baku Pembuatan Karbon Aktif. Universitas Brawijaya.

- Jun Han et al. 2017. Modeling downdraft biomass gasification process by restricting chemical reaction equilibrium with Aspen Plus. Mississippi State University.
- Kern, D.Q., 1950, Process Heat Transfer, Mc. Graw Hill Book Company Inc., New York.
- Kurniawan & Santosa. 2009. Listrik Sebagai Ko-Produk Potensial Pabrik Gula. Pasuruan: Pusat Penelitian Perkebunan Indonesia.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya: ITS Press.
- Ludwig, E.E., 1964, “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants”, vol. 3, Gulf Publishing Company, Boston.
- Maryudi & Agus Aktawan. 2018. *Conversion of Biomass of Bagasse to Syngas through Downdraft Gasification*, JBAT.
- Mc.Cabe, W. L., Smith, J. C., Harriott, P., 1993, “Unit Operations of Chemical Engineering”, 4nd, Mc.Graw-Hill Book Company Inc, Singapura.
- Misran. 2005. *Industri Tebu Menuju Zero Waste Industry*. Universitas Sumtera Utara.
- Nakhla et al. 2010. Terminal Settling Velocity and Drag Coefficient of Biofilm-Coated Particles at High Reynolds Numbers. University of Western Ontario.
- Novianti. 2017. Nilai Ekonomi Pemanfaatan By-Products Industri Gula di Pabrik Gula Gempolkrep, Mojokerto, Jawa Timur. Bogor: Institut Pertanian Bogor.

- Oka, S. N. 2004. Fluidized Bed Combustion, Marcell Dekker, New York, see pages 510, 569.
- Perry, R.H., Green, D., 1997, Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7th ed., McGraw Hill Companies Inc., USA.
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 2003, Plant Design and Economic for Chemical Engineering, 5th edition., McGraw-Hill International Book Company Inc., New York.
- Polanco et al. 2013. Fluidized Bed Superheated Steam Dryer for Bagasse: Effects of Particle Size Distribution. Journal of Sustainable Bioenergy Systems.
- Rosmeika et al. 2010. Pengembangan Perangkat Lunak Life Cycle Assessment (LCA) Untuk Ampas Tebu. Universitas Gadjah Mada.
- Salem et al. 2017. An Integrated kinetic model for downdraft gasifier based on a novel approach that optimizes the reduction zone of gasifier. Tanta University.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott, M.M., 2001, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th ed, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Soeprijanto et al. 2012. Fermentasi Hidrolisat Enzimatik Bagasse Tebu Menjadi Hidrogen. JURNAL TEKNIK POMITS Vol. 1.
- Subroto. 2017. Kinerja Tungku Gasifikasi Downdraft Continue Bahan Bakar Sekam Padi. Universitas Muhammadiyah Surakarta.

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.

T. Reed and A. Das, Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine System, SERI, Golden, Colo, USA, 1988.

Ulrich, G.D., 1984, A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics, John Wiley and Sons, Inc., New York.

Warren D.Sider et al. 2003. Product & Process Design Principles, Second Edition.,John Wiley and Sons, Inc.

Wright, T., Meylinah, S. 2017. Indonesia Sugar Annual Report 2017. USDA Foreign Agricultural Services.

<http://www.matche.com/> diakses pada tanggal 16 Juli 2019 pukul 08.00 WIB

<https://www.alibaba.com/> diakses pada tanggal 16 Juli 2019 pukul 12.00 WIB

<https://mojokertokab.bps.go.id/> diakses pada tanggal 21 April 2019 pukul 10.00 WIB

<http://ptpn10.co.id/page/unit-usaha> diakses pada tanggal 20 April 2019 pukul 20.00 WIB

<http://www.pln.co.id/> diakses pada tanggal 20 April 2019 pukul 13.00 WIB

Nadya Rizkita



Nadya Rizkita lahir di Lumajang, Jawa Timur pada 6 April 1996. Memulai pendidikan formal di MI Miftahul Ulum Pandanwangi Tempeh Lumajang, lulus tahun 2008. Melanjutkan Pendidikan di SMP Negeri 1 Tempeh lulus pada tahun 2011 dan meneruskan pendidikan di SMA Negeri 1 Pasirian lulus pada tahun 2014. Selepas SMA, Penulis melanjutkan pendidikan tingkat diploma di Politeknik Negeri Malang, Jurusan DIII Teknik Kimia lulus pada tahun 2017. Dan melanjutkan ke jenjang lebih tinggi lagi yaitu sarjana di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Kimia, Departemen Teknik Kimia dengan NRP 0221174600007. Selama perkuliahan sarjana, Penulis pernah mendapatkan kesempatan menjalani kerja praktek di PT. PETROKIMIA Gresik Plant Pupuk Amonia, Unit Produksi I. Penulis mengambil tugas akhir pada Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dengan spesialisasi ekstraksi dan pemurnian menggunakan kolom kromatografi di bawah bimbingan Prof.Dr.Ir.Sugeng Winardi, M.Eng. dan Dr. Siti Machmudah, S.T., M.Eng.

Aj Rina Nurmalita



Aj Rina Nurmalita lahir di Lumajang, Jawa Timur pada 21 April 1996. Memulai pendidikan formal di SDN I Tumpeng, lulus tahun 2007. Melanjutkan Pendidikan di SMP Negeri 4 Candipuro lulus pada tahun 2010 dan meneruskan pendidikan di SMA Negeri 3 Lumajang lulus pada tahun 2014. Selepas SMA, Penulis melanjutkan pendidikan tingkat diploma di Politeknik Negeri Malang, Jurusan DIII Teknik Kimia lulus pada tahun 2017. Dan melanjutkan ke jenjang lebih tinggi lagi yaitu sarjana di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya, Fakultas Teknologi Industri, Departemen teknik Kimia dengan NRP 02211746000008. Selama perkuliahan sarjana, Penulis pernah mendapatkan kesempatan menjalani kerja praktek di PT. PETROKIMIA Gresik Plant Pupuk Urea, Unit Produksi I. Penulis mengambil tugas akhir pada Laboratorium Mekanika Fluida Dan Pencampuran dengan spesialisasi ekstraksi dan pemurnian menggunakan kolom kromatografi di bawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi., M.Eng dan Dr. Siti Machmudah, ST., M.Eng