



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA- TK 184803

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

Oleh :
TIMOTIUS CANDRA KUSUMA
NRP 0221154000034

MEDITHA HUDANDINI
NRP 02211540000139

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.
Dr. Kusdianto, ST. MSc. Eng

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



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA– TK 184803

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

Oleh:

TIMOTIUS CANDRA KUSUMA

NRP. 0221154000034

MEDITHA HUDANDINI

NRP. 02211540000139

Dosen Pembimbing

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

NIP. 19520916 198003 1 002

Dr.Kusdianto,ST.MSc.Eng

NIP. 19761229 200912 1 001

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



PLANT DESIGN PROJECT – TK 184803

**PRA DESIGN OF ENERGY GENERATOR PLANT
BASED IN BAGASSE FUEL**

By :

TIMOTIUS CANDRA KUSUMA

NRP. 0221154000034

MEDITHA HUDANDINI

NRP. 02211540000139

Supervisor :

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

NIP. 19520916 198003 1 002

Dr. Kusdianto, ST. MSc. Eng

NIP. 19761229 200912 1 001

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

KATA PENGANTAR

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

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

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

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng, selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dan Dr. Kusdianto, ST., M.Sc.Eng selaku Dosen Pembimbing 2 atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Dr. Siti Machmudah, S.T., M. Eng, Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng, serta Dr. Suci Madha Nia, S.T., M.T. selaku Dosen Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran.
3. Orang tua dan keluarga masing – masing yang selalu memberikan dukungan baik moral maupun material, serta kasih sayang tulus, motivasi, bimbingan, dan doanya.
4. Teman - teman K55 serta Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran khususnya yang berjuang bersama dalam menyelesaikan tugas pra desain pabrik kimia yang selalu memberi semangat dan dukungan.

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

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

Surabaya, 20 Februari 2019

Penulis

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

“PRA-DESAIN PABRIK PEMBANGKIT ENERGI BERBAHAN BAKAR BAGASSE”

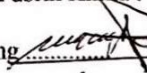
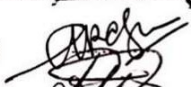
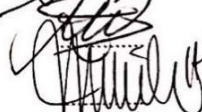
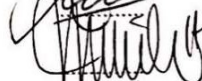
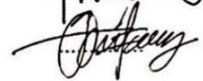
Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

Timotius Candra Kusuma
Meditha Hudandini

NRP. 0221154000034
NRP. 02211540000139

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.  (Pembimbing I)
2. Dr. Kusdianto, ST, M.Sc, Eng  (Pembimbing II)
3. Prof. Ir. Renanto M.Sc Ph.D  (Penguji I)
4. Ir. Nuniek Hendrianie, MT  (Penguji II)
5. Fadlilatul Taufany, ST., PhD.  (Penguji III)



DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	iii
RINGKASAN	iv
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas	II-1
II.2 Lokasi	II-2
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-12
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1 Seleksi Proses	III-1
III.2 Uraian Proses	III-12
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
IV.1 Neraca Massa <i>On Season</i>	IV-1
IV.2 Neraca Massa <i>Off Season</i>	IV-5
IV.1 Neraca Energi <i>On Season</i>	IV-1
IV.2 Neraca Energi <i>Off Season</i>	IV-5
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
VI.2 Utilitas	VI-13
VI.3 Analisa Ekonomi	VI-14
BAB VII KESIMPULAN	VI-1
DAFTAR PUSTAKA	V-1
APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA	
APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI	
APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	
APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI	
LAMPIRAN	

DAFTAR TABEL

Tabel II. 1 Komposisi Kimia Ampas Tebu	II-2
Tabel III. 1 Ringkasan Teknologi Konversi Biomassa	II-9
Tabel III. 2 Pembobotan Proses Teknologi Konversi Biomassa	II-10
Tabel III. 3 Heuristik Uraian Proses	II-12

Tabel III. 1 Neraca Massa Rotary Cutter.....	III-2
Tabel III. 2 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Masuk	III-3
Tabel III. 3 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Keluar	III-3
Tabel III. 4 Neraca Massa Cyclone.....	III-4
Tabel III. 5 Neraca Massa KO Drum.....	III-4
Tabel III. 6 Neraca Massa Boiler Arus Masuk	III-5
Tabel III. 7 Neraca Massa Boiler Arus Keluar	III-6
Tabel III. 8 Neraca Massa Boiler Arus Keluar	III-6
Tabel III. 9 Neraca Massa Heater Udara Pengeri ng Arus Masuk.....	III-7
Tabel III. 10 Neraca Massa Heater Udara Pengeri ng Arus Keluar.....	III-7
Tabel III. 11 Neraca Massa Electrostatic Precipitator	III-8
Tabel III. 12 Neraca Massa Steam Turbin	III-8
Tabel III. 13 Neraca Massa Knock Out Drum.....	III-9
Tabel III. 14 Neraca Massa <i>Splitter</i>	III-10
Tabel III. 15 Neraca Massa Tangki Reaktor <i>Carbon Filter</i>	III-10
Tabel III. 16 Neraca Massa Tangki Reaktor Cation Exchanger	III-11
Tabel III. 17 Neraca Massa Tangki Reaktor Anion Exchanger.....	III-12
Tabel III. 18 Neraca Massa Dearator Arus Masuk	III-13
Tabel III. 19 Neraca Massa Dearator Arus Keluar	III-13
Tabel III. 20 Neraca Massa Tangki BFW.....	III-14
Tabel III. 21 Neraca Massa Rotary Cutter.....	III-15
Tabel III. 22 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Masuk	III-16
Tabel III. 23 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Keluar	III-17
Tabel III. 24 Neraca Massa Cyclone.....	III-17
Tabel III. 25 Neraca Massa KO Drum.....	III-18
Tabel III. 26 Neraca Massa Boiler Arus Masuk	III-19
Tabel III. 27 Neraca Massa Boiler Arus Keluar	III-19
Tabel III. 28 Neraca Massa Boiler Arus Keluar	III-20
Tabel III. 29 Neraca Massa Heater Udara Pengeri ng Arus Masuk.....	III-20
Tabel III. 30 Neraca Massa Heater Udara Pengeri ng Arus Keluar.....	III-21
Tabel III. 31 Neraca Massa <i>EP</i>	III-22
Tabel III. 32 Neraca Massa Steam Turbin.....	III-22
Tabel III. 33 Neraca Massa <i>Knock Out Drum</i>	III-23
Tabel III. 34 Neraca Massa <i>Splitter</i>	III-24
Tabel III. 35 Neraca Massa Tangki Reaktor <i>Carbon Filter</i>	III-24
Tabel III. 36 Neraca Massa Tangki Reaktor <i>Cation Exchanger</i>	III-25
Tabel III. 37 Neraca Massa Tangki Reaktor <i>Anion Exchanger</i>	III-26
Tabel III. 38 Neraca Massa Dearator Arus Masuk	III-27
Tabel III. 39 Neraca Massa Dearator Arus Keluar	III-27
Tabel III. 40 Neraca Massa Tangki BFW.....	III-28
Tabel III. 41 Neraca Massa Cooling Tower Arus Masuk	III-29
Tabel III. 42 Neraca Massa <i>Cooling Tower</i> Arus Keluar	III-29
Tabel III. 43 Neraca Massa Kondensor Arus Masuk.....	III-30

Tabel III. 44 Neraca Massa Kondensator Arus Keluar.....	III-30
Tabel IV. 1 Neraca Energi <i>Fluidized Bed Dryer</i>	IV-1
Tabel IV. 2 Neraca Energi <i>Heater</i> Udara Pengering.....	IV-1
Tabel IV. 3A Neraca Energi <i>Boiler</i>	IV-2
Tabel IV. 3B Neraca Energi <i>Superheater</i> dalam <i>Boiler</i>	IV-2
Tabel IV. 3C Neraca Energi <i>Economizer</i>	IV-3
Tabel IV. 3D Neraca Energi <i>Preheater Secondary Air</i>	IV-3
Tabel IV. 4 Neraca Energi <i>Electrostatic Precipitator</i>	IV-4
Tabel IV. 5 Neraca Energi Deaerator	IV-4
Tabel IV. 6 Neraca Energi <i>Steam Turbin</i>	IV-5
Tabel IV. 7 Neraca Energi <i>Fluidized Bed Dryer</i>	IV-5
Tabel IV. 8 Neraca Energi <i>Heater</i> Udara Pengering.....	IV-6
Tabel IV. 9A Neraca Energi <i>Boiler</i>	IV-6
Tabel IV. 9B Neraca Energi <i>Superheater</i> dalam <i>Boiler</i>	IV-6
Tabel IV. 9C Neraca Energi <i>Economizer</i>	IV-7
Tabel IV. 9D Neraca Energi <i>Preheater Secondary Air</i>	IV-7
Tabel IV. 10 Neraca Energi <i>Electrostatic Precipitator</i>	IV-8
Tabel IV. 11 Neraca Energi Deaerator	IV-8
Tabel IV. 12 Neraca Energi <i>Steam Turbin</i>	IV-8
Tabel IV. 13 Neraca Energi Kondenser.....	IV-9
Tabel IV. 14 Neraca Energi <i>Cooling Tower</i>	IV-9
Tabel VI. 1 Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik Energi dari <i>Bagasse</i>	VI-9
Tabel VI. 2 <i>Production Unit Schedule</i>	VI-12

DAFTAR GAMBAR

Gambar II. 1 Alur Proses Pembangkit Energi Dari Ampas Tebu	1
Gambar II. 2 Contoh Metode Pembakaran Langsung	2
Gambar II. 3 Perbandingan <i>Fire-Tube</i> dan <i>Water-Tube Boiler</i>	3
Gambar II. 4 AFBC.....	5
Gambar II. 5 PFBC	6
Gambar II. 6 Kiri Bubbling Fluidizing Bed dan Kanan Circulating Fluidizing Bed.....	7
Gambar VI. 1 Struktur Organisasi Perusahaan	3
Gambar VI. 2 Grafik BEP Pabrik Energi dari <i>Bagasse</i>	18

RINGKASAN

Industri gula dituntut untuk lebih kompetitif menghadapi persaingan yang semakin ketat. Dampak arus global sangat dirasakan industri gula nasional beberapa tahun lalu ketika impor gula menurunkan harga jual gula domestik dan menurunkan minat petani menanam tebu. 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 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.

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 pemanfaatan ampas tebu dan kelebihannya dapat dijual dalam bentuk tenaga listrik. Pemanfaatan energi di PG dapat berlangsung efisien karena melalui sistem pembangkitan ganda atau yang populer disebut dengan *system cogeneration*.

Listrik dapat dihasilkan dari uap yang diproduksi dari ketel pembakaran ampas yang digunakan untuk penggerak turbin 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 ampas hingga 30%.

Pabrik energi dari bagasse ini rencananya akan dibangun di Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur dengan pertimbangan dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku berupa ampas tebu diambil dari Pabrik Gula Gempolkrep di 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 Pabrik Gula Gempolkrep. Kabupaten Mojokerto memiliki UMK yaitu sebesar Rp.3.565.660,82 pada tahun 2018, dengan angka pengangguran di Kabupaten Sragen masih cukup tinggi yaitu sebesar 275.124 jiwa.

Pabrik pembangkit energi dari bagasse dibangun pada tahun 2019 dan akan mulai beroperasi pada tahun 2021. Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama

300 hari pertahun operasi dengan perencanaan kapasitas 75.000 ton *bagasse/on season* dan

25.000 ton *bagasse/off season* untuk memproduksi 26,57 MW listrik/*on season*, 8,39 MW listrik/*off season* dan 170.000 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 sehingga dapat lebih mudah dikeringkan di unit pengeringan karena luas permukaannya lebih besar. Mula-mula tebu yang berbentuk balok-balok besar dengan

ukuran 30 x 30 x 60 cm dari gudang penyimpanan (F-110) dibawa ke *Rotary Cutter* (C-120) dengan menggunakan *Belt Conveyor* (J-121). Di *Rotary Cutter*, ukuran ampas tebu diperkecil sehingga ukuran rata-ratanya menjadi 2,2 mm. Lalu dari *Rotary Cutter* ampas tebu yang telah diperkecil ukurannya di bawa melalui *Screw Conveyor* (J-122) ke *fluidized bed dryer* (B-130) untuk dikeringkan. Kandungan air dalam *bagasse* sebelum memasuki *fluidized bed dryer* adalah sekitar 50%. Setelah melalui tahap pengeringan dengan menggunakan udara proses, kandungan air dalam *bagasse* berkurang menjadi 30%. Ampas tebu yang terbawa pada udara proses akan masuk ke dalam *Cyclone* (H-131), dan *bagasse* yang terbawa akan terbuang dari *cyclone* dan menuju *boiler* bersama ampas tebu kering lainnya.

Ampas tebu yang telah kering kemudian dialirkan ke tungku pembakar boiler. Proses pembakaran berlangsung di ruang bakar pada suhu 1200°C. Panas yang dihasilkan dari pembakaran ampas tebu di ruang bakar digunakan untuk memanaskan pipa yang berisi air umpan yang sebelumnya telah melalui unit

demineralized water. Air demin selanjutnya masuk ke *economizer*. Air umpan dipanaskan dengan menggunakan *flue gas* yang bersuhu 427,98°C sehingga suhu air umpan menjadi 152°C. Kemudian, air mengalir menuju *steam drum* dimana air akan tercampur dengan air yang berada dalam *steam drum*. Air jenuh akan mengalir dari *steam drum* menuju *downcomer tubes* ke *header (mud tube)*. Air jenuh akan naik dan sebagian teruapkan pada *riser tubes* yang terletak pada dinding *boiler*. Campuran air dan *steam* akan kembali menuju ke *steam drum*, kemudian air dan *steam* akan dipisahkan, yaitu air jenuh akan kembali ke *downcomer* dan *saturated steam* akan menuju *superheater tubes*. *Saturated steam* akan dipanaskan kembali hingga menjadi *superheated steam* dengan suhu 420C dan tekanan 113 bar. Selanjutnya, *flue gas* yang dihasilkan akan mengalir menuju *cyclone* dan ampas tebu yang belum terbakar dikembalikan ke *furnace*. Kemudian, *flue gas* masuk ke *Electrostatic Precipitator* (H-213) untuk menangkap *ash/abu*. *Flue gas* yang sudah tidak mengandung abu dibuang ke udara bebas dengan suhu 135,3°C.

Steam yang dihasilkan boiler (B-210) selanjutnya digunakan untuk menghasilkan listrik dengan cara memutar *Steam Turbine* (N-310). Setelah memutar turbin untuk menghasilkan listrik sebesar 26,57 MW listrik/*on season*, 8,39 MW listrik/*off season* dan 170.000 ton *steam /on season*, campuran cairan-uap jenuh keluar dari turbin dengan suhu 127°C dan tekanan 2,5 bar menuju ke *Separator/Knock out Drum* (F-221) untuk dipisahkan antara *steam* dengan kondensatnya. *Steam* dari top tangki kemudian dialirkan ke *splitter* untuk selanjutnya sebagian dialirkan ke unit proses pengolahan gula (158.052,632 kg/jam) dan pemanas untuk proses *deaerator* (497,517 kg/jam). Sedangkan, kondensatnya dipompa menuju tangki penampung demin water (F-311) yang selanjutnya akan digunakan kembali untuk air umpan *boiler*.

Dari perhitungan analisa ekonomi, *Internal Rate Return* (IRR) yang diperoleh sebesar 23,38% dimana dengan IRR tersebut mengindikasikan bahwa layak untuk didirikan dengan suku bunga sebesar 11,81% dan diperoleh *Pay Out Time* (POT) sebesar 5,09 tahun. Perhitungan analisa ekonomi didasarkan pada *discounted*

cash flow. Modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebesar Rp 506,703,979,306. Sedangkan, *Break Even Point* (BEP) yang diperoleh sebesar 28%. Dilakukan juga perhitungan NPV (*Net Present Value*), dimana diperoleh nilai Rp 514.306.345.638. 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.

BAB I

LATAR BELAKANG

Dewasa ini, energi sudah menjadi salah satu kebutuhan pokok bagi setiap manusia. Hampir semua peralatan dan pekerjaan yang dilakukan manusia memanfaatkan energi terutama energi listrik. Oleh sebab itu, sektor energi merupakan salah satu yang terpenting dalam suatu peradaban. Namun, pembangkit energi di Indonesia masih didominasi pembangkit yang menggunakan hasil pembakaran dari energi batu bara, yaitu sekitar 43.91% dengan total daya 14.446 MW (Hargen.co.id, 2019).

Seiring bertambahnya kebutuhan manusia, semakin menipis pula cadangan bahan bakar batu bara di Indonesia. Sedangkan Indonesia hanya menempati peringkat 3 produsen batubara terbesar di dunia padahal kebutuhan batubara dalam negeri sangat besar (Ilmupengetahuanumum.com, 2019). Hal ini dapat menyebabkan kenaikan harga bahan bakar batubara. Kenaikan harga bahan bakar yang cukup besar dapat menambah beban biaya produksi pabrik gula dan mempengaruhi daya saing pabrik gula terhadap produksi di luar negeri.

Dalam industri tebu, selain dihasilkan gula sebagai produk utama, juga dihasilkan produk samping berupa tetes tebu (*molasses*) dan ampas tebu (*bagasse*) serta limbah buangan berupa daun tebu kering, pucuk tebu, sogolan, blotong, abu, dan limbah cair yang selama ini belum dimanfaatkan secara optimal. Produk samping dan limbah buangan dari industri tebu mempunyai potensi pemanfaatan yang besar untuk dijadikan berbagai produk yang bernilai tinggi, sehingga penerapan industri tebu terpadu mempunyai dampak positif yang besar bukan saja terhadap lingkungan, namun juga terhadap perekonomian nasional, penciptaan kesempatan kerja, dan mendukung ketahanan pangan dan energi. Untuk itu, diperlukan komitmen semua pihak,

termasuk juga keseriusan dukungan pemerintah (Ariningsih, 2014).

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

Ampas tebu merupakan limbah selulosik yang banyak sekali potensi pemanfaatannya. Selain untuk bahan bakar boiler di pabrik gula, sumber energi listrik, dan pakan ternak, ampas tebu juga dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan kompos, pulp, particle board, juga merupakan bahan pembuatan kanvas rem, furfural, sirup glukosa, etanol, CMC (carboxymethyl cellulose), dan bahan penyerap (adsorbent) zat warna (Misran, 2005). Ampas tebu diserap untuk bahan pembuatan kertas oleh pabrik kertas karena terdapat kandungan selulosa. Sebagian besar ampas tebu digunakan sebagai bahan bakar ketel (*boiler*) untuk memproduksi energi, sedangkan sisanya terhampar di lahan pabrik sebagai limbah padat yang merugikan lingkungan jika tidak dimanfaatkan. Menurut Subiyono (Agrofarm, 2014),

dahulu Belanda sudah mendesain semua PG supaya bisa mandiri dengan ampas tebu sebagai bahan bakar. Ampas bisa digunakan untuk menggerakkan mesin tanpa harus menggunakan BBM atau batubara. Namun, dalam perjalanan waktu banyak PG di Indonesia yang justru menggunakan bahan bakar fosil yang sangat mahal, sehingga menimbulkan inefisiensi. Oleh karena itu, sejak empat tahun terakhir PG-PG di Lingkup PTPN X mengoptimalkan pemanfaatan ampas, sehingga penggunaan bahan bakar fosil semakin menurun. Pemanfaatan ampas tebu sebagai bahan bakar lebih ramah lingkungan dibandingkan bahan bakar fosil. Dengan nilai kalor ampas tebu sekitar 7.600 kJ/kg pada kadar air 50%, maka ampas tebu dan daun tebu kering (daduk) merupakan sumber energi potensial penghasil listrik. Potensi produksi listrik dari ampas dan daduk mencapai 1.408.940 MWh dan bisa diwujudkan dalam jangka pendek, sedangkan untuk jangka panjang potensi produksi listrik dapat ditingkatkan hingga 2,80 juta MWh (Kurniawan dan Santoso, 2009). Teknologi pembangkit listrik yang masih banyak digunakan di Indonesia adalah teknologi konvensional Backpressure Turbines. Teknologi ini menggunakan uap bertekanan rendah – menengah (<20 bar) dengan konversi 12 - 19 kg uap/kWh dan mampu memproduksi listrik 28 – 60 kWh/ton tebu. Di Kuba, ampas tebu telah dimanfaatkan sebagai sumber energi listrik yang dapat memenuhi 30% kebutuhan energi listrik di Kuba (Lampung Post, 29 Juni 2004). Subiyono (Agrofarm, 2014) menambahkan bahwa ampas tebu juga bisa digunakan untuk memproduksi listrik melalui program *cogeneration*. Satu ton ampas tebu bisa untuk membangkitkan listrik dengan *cogeneration* sebesar 220 - 240 kWh. Di sejumlah negara, teknologi *cogeneration* digunakan 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 mengembangkan program *cogeneration* di PG Ngadiredjo, Kediri. Listrik yang dihasilkan di PG tersebut akan digunakan untuk operasional pabrik dan dijual ke PLN.

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

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

1. Dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku berupa ampas tebu diambil dari Pabrik Gula Gempolkrep di Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto.
2. Ketersediaan air.

Kebutuhan air disuplai dari air Sungai Brantas yang terlebih dahulu diproses di Unit Pengolahan Air Pabrik Gula Gempolkrep agar layak pakai.

3. Tenaga Kerja.

Tenaga kerja dapat direkrut dari penduduk sekitar yang memiliki etos kerja tinggi. Kabupaten Mojokerto memiliki UMK (Upah Minimum Kota/Kabupaten) sebesar Rp 3.565.660,82 pada tahun 2018 dengan angka pengangguran di Kabupaten Mojokerto masih cukup tinggi yaitu sebesar 275.124 jiwa pada tahun 2015 (Suaramojokerto.com, 2019).

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 2018 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 (Mojokertokab.bps.go.id, 2016).

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 operasi = 1 jam
- Kapasitas bahan baku ampas tebu
 - *On season* = 75.000 kg/jam
 - *Off season* = 22.500 kg/jam

II.2 Lokasi

Berikut ini adalah basis data desain pabrik pembangkit energi dari ampas tebu yang direncanakan akan didirikan di Kelurahan Gempolkerep, Kecamatan Gedeg, Kota Mojokerto, Jawa Timur memiliki luas wilayah 94,155 Ha. Berdasarkan data dari *weather.com*, daerah ini memiliki karakteristik sebagai berikut:

- **Suhu** : 25 - 35 °C
- **Kelembaban** : 42% - 82%
- **Curah Hujan** : 9 – 7.187 mm/tahun
- **Kecepatan Angin** : 3 - 9 km/jam
- **Utilitas Pendukung** : Sungai Brantas
- **Garis Lintang** : 7°18'-7°47' LS & 111°20'-111°40' BT

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Potensi Bahan Baku

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

(Erawati, dkk, 2013)

II.3.2 Spesifikasi Bahan Baku

Ampas tebu merupakan limbah padat dari industri gula tebu, biasanya dimanfaatkan sebagai bahan bakar untuk boiler dan bahan baku industri kertas. Ampas tebu sebagian besar tersusun dari polisakarida dan senyawa berbasis fenol terutama selulosa, lignin, dan sedikit senyawa yang mudah larut atau sering dikenal sebagai senyawa abu. Ampas tebu mengandung lignin berkisar 20% - 23% dari berat total ampas tebu.

(Samsuri, dkk, 2007)

Ampas tebu merupakan produk samping yang dihasilkan dalam proses pengolahan tebu menjadi gula, yang merupakan residu dari proses penggilingan tanaman tebu setelah diekstrak atau dikeluarkan niranya. Adapun komposisi kimia ampas tebu disajikan pada **Tabel II.1**

Tabel II. 1 Komposisi Kimia Ampas Tebu

Unsur	Kadar kandungan
Karbon (C)	47,0%
Hidrogen (H)	6,5%
Oksigen (O)	44,0%
Abu	2,5%
Kalor	1.825 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	7.600 kJ/kg (kadar air 50%)

Dari tabel diatas dapat terlihat 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)

II.3.2 Produksi

- Kapasitas produksi listrik
 - *On Season* = 26,57 MW
 - *Off Season* = 8,39 MW
- Kapasitas produksi *saturated steam (on season)* = 170.000 kg *steam*/jam tekanan 2,5bar.

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Seleksi Proses

Sebelum memasuki tahap seleksi proses, akan dijabarkan dahulu beberapa teknologi alternatif yang akan dipilih, dimana teknologi alternatif ini menggunakan biomassa sebagai feed untuk menghasilkan *steam* dan listrik untuk memenuhi kebutuhan energi pada pabrik gula kristal putih Gempolkrep di Kecamatan Gedeg, Mojokerto, Jawa Timur.

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

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

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

II. 1.1. Pembakaran Langsung

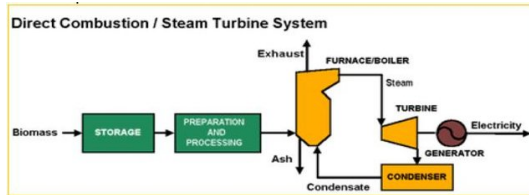
Pembakaran langsung biomassa untuk pembangkit listrik merupakan teknologi yang tersedia secara komersial dan dapat diterapkan pada berbagai skala dari 10 MW hingga 100 MW atau lebih dan merupakan bentuk yang paling umum dari pembangkit listrik biomassa. Di seluruh dunia, lebih dari 90% pembangkit listrik dari biomassa menggunakan proses pembakaran langsung. Ketersediaan bahan baku dan biaya operasi memiliki pengaruh yang kuat pada ukuran proyek dan nilai ekonomi, karena dengan meningkatnya skala biaya transportasi untuk bahan baku biomassa maka pabrik membutuhkan biaya yang lebih besar. Oleh karena itu, berapa besar energi yang ingin dihasilkan juga perlu diperhatikan, bergantung kepada permintaan pasar, konsumsi pabrik, dan juga kapasitas produksi pabrik. Pembakaran langsung dibagi atas dua kategori, yaitu *stoker boiler* dan *fluidizing bed boiler*.

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

Ada dua komponen utama pembangkit biomassa berbasis pembakaran:

- *Boiler* berbahan bakar biomassa yang menghasilkan uap.

- *Steam* turbin, yang kemudian digunakan untuk menghasilkan listrik.

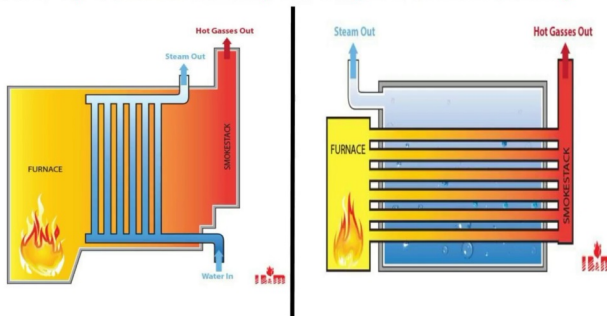


Gambar II. 1 Contoh Metode Pembakaran Langsung (Amadi, 2017)

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

Tube Boiler

WATER TUBE BOILER VS FIRE TUBE BOILER



Gambar II. 2 Perbandingan *Fire-Tube* dan *Water-Tube Boiler*

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

Kelebihan:

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

Kekurangan:

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

(zgindustrialboiler.com, 2016)

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

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

Kelebihan:

1. Efisiensi dapat ditingkatkan dengan menggunakan suhu dan tekanan yang lebih

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

Kekurangan:

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

(www.kainonboiler.com , 2017)

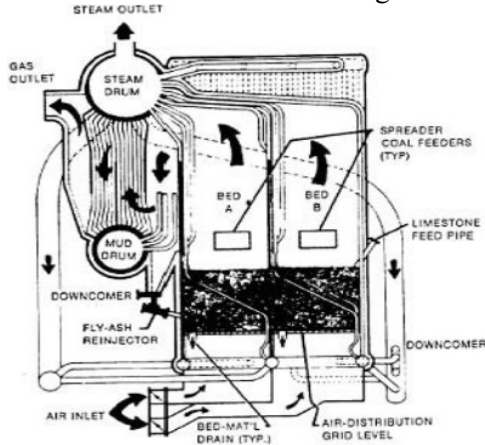
Pembakaran Unggun Terfluidisasi (*Fluidized Bed Combustion*)

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

Berikut ini adalah jenis *fluidized bed combustion boilers*:

1. *Atmospheric Fluidized Bed Combustion (AFBC)*

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



Gambar II. 3 AFBC

Kelebihan:

Tipe ini dapat mengurangi emisi SO_2 dan NO_2 tanpa membutuhkan investasi yang besar untuk pembersihan *flue gas* dan dapat meningkatkan efisiensi pembakaran.

Kekurangan:

Menghasilkan unit daya yang rendah dan tekanan serta suhu *steam* yang lebih rendah, pencampuran partikel bahan bakar yang rendah sehingga membuat distribusi bahan bakar dalam bed tidak seragam.(Oka, 2004)

2. *Pressurized Fluidized Bed Combustion* (PFBC)

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

(Oka, 2004)

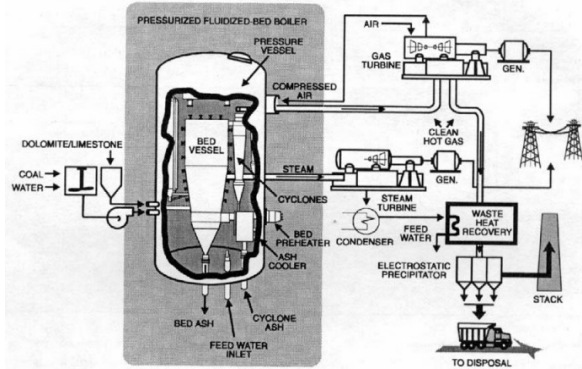
Kelebihan :

Pressurized Fluidized Bed mengurangi ukuran keluaran *specific thermal*, dapat menghasilkan daya yang sama dengan AFB dalam plan yang lebih kecil sehingga dapat mengurangi jumlah bahan bakar pada feed, dan efisiensi pembakaran cukup tinggi yaitu mencapai 99%.

Kekurangan :

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

furnace yang tinggi dan minimnya pengalaman dalam pengoperasian PFBC jika dibandingkan dengan AFBC.



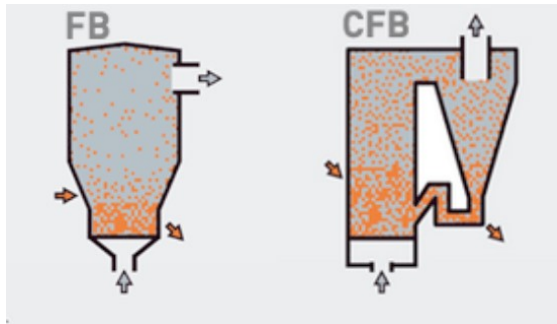
Gambar II. 4 PFBC

(Graves, 1979)

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

(Sarkar, 2015)

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



Gambar II. 5 Kiri Bubbling Fluidizing Bed dan Kanan Circulating Fluidizing Bed

3. *Bubbling Fluidized Bed Combustion* (AFBC)

Kelebihan:

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

Kekurangan:

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

4. *Circulating Fluidized Bed Combustion* (CFBC)

Kelebihan :

1. Suhu dan efisiensi yang dihasilkan lebih tinggi (Koorneef, 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.

II.1.2 Gasifikasi (IGCC)

Gasifikasi adalah sebuah proses dimana sebuah material padatan yang terdiri dari karbon, seperti batu bara atau biomassa, yang akan diubah menjadi gas. Ini adalah sebuah proses termokimia, dimana bahan baku dipanaskan hingga mencapai suhu tinggi dan menghasilkan gas dimana mengalami reaksi kimia untuk membentuk gas sintesis. Gas sintesis ini sebagian besar terdiri dari H₂ dan CO, dan dapat digunakan untuk menghasilkan energi atau berbagai bahan kimia, termasuk bahan bakar cair atau gas suatu kendaraan. (E4Tech, 2009)

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

- Pirolisis adalah proses menguapkan komponen volatil dari bahan baku ketika dipanaskan. Uap volatil utamanya terdiri dari H_2 , CO, CO_2 , CH_4 , gas hidrokarbon, tar dan uap air. Karena bahan baku dari biomass cenderung lebih memiliki komponen volatile (70 – 86% pada dry basis) daripada batubara (sekitar 30%), pirolisis memiliki peran utama terhadap gasifikasi biomasa daripada gasifikasi batubara. Adapun produk sampingnya yang dihasilkan adalah arang dan abu.

- Tahapan gasifikasi lebih lanjut memecah produk pirolisis dengan penyediaan panas tambahan :
 - Beberapa tar dan hidrokarbon dalam uap dipecah secara termal untuk menghasilkan molekul – molekul hidrokarbon yang lebih kecil, dengan suhu yang lebih tinggi menghasilkan sisa tar dan hidrokarbon yang tidak bereaksi lebih sedikit.
 - Gasifikasi uap – reaksi ini mengubah arang menjadi gas melalui berbagai reaksi dengan CO_2 dan H_2O untuk menghasilkan CO dan H_2 .
 - Suhu dan tekanan yang lebih tinggi akan menghasilkan H_2 dan CO lebih banyak.
 - Panas yang diperlukan untuk terjadinya reaksi biasanya disediakan oleh pembakaran sebagian dari bahan baku dalam reaktor dengan sejumlah udara.
 - Panas juga dapat disediakan dari sumber panas lain seperti menggunakan *superheated steam*, material yang dipanasi, dan dengan membakar beberapa arang atau

- gas dengan terpisah. Pilihan ini bergantung pada teknologi gasifier yang digunakan.
- Kemudian ada reaksi lebih lanjut dari gas yang terbentuk, yaitu reaksi bolak - balik dari *water-gas shift reaction* yang dapat berpengaruh terhadap konsentrasi CO, H₂O, CO₂, dan H₂ di dalam gasifier. Hasil dari proses gasifikasi adalah campuran gas. (E4Tech, 2009)

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

Tabel III. 1 Ringkasan Teknologi Konversi Biomassa

No	Parameter	Teknologi		
		<i>Direct Combustion Tube Boiler</i>	IGCC	<i>Direct Combustion Fluidized Bed</i>
1	Definisi	Biomassa dibakar (dioksidasi) pada <i>boiler</i> bertekanan tinggi untuk menghasilkan <i>steam</i> .	Pemanasan biomassa padat dalam lingkungan yang kekurangan oksigen dengan suhu tinggi dan agen reaktif untuk menghasilkan gas dengan nilai kalor rendah atau menengah yang disebut <i>syngas</i> .	Biomassa dibakar pada <i>boiler</i> bertekanan tinggi dengan udara yang ditiup dari bawah menggunakan blower sehingga benda padat di atasnya berkelakuan mirip fluida
2.	Produk	<i>Steam</i> , Listrik, <i>Flue Gas</i>	<i>Syngas</i> / <i>Wood Gas</i> / <i>Producer gas</i>	<i>Steam</i> , Listrik, <i>Flue Gas</i>
3.	Proses	Biomassa-Combuster-Siklus Rankine-Daya	Biomassa-Pirolisis-Gasifikasi-Turbin Gas -	Biomassa- Combuster-Siklus Rankine- Daya

4.	Peralatan	<i>Boiler</i> dan turbin uap	dan	Daya <i>Gasifier (fixed bed, fluidized bed, entrained flow) Demonstration Stage</i>	<i>Circulating Fluidized bed boiler</i> dan turbin uap	<i>Mature Technology</i>
5.	<i>Maturity of technology</i>	<i>Mature Technology</i>				
6.	Efisiensi (%)	20-25		37,2		50
7.	Kelebihan	Peralatan yang digunakan lebih sederhana.		Lebih efisien dibanding metode pembakaran langsung dan pirolisis.		Kondisi pembakaran dalam furnace yang homogen dan efisiensi pembakaran tinggi
8.	Kekurangan	Peralatan dan utilitas yang dibutuhkan lebih kompleks (reaktor dan oksigen).		Peralatan dan utilitas yang dibutuhkan lebih kompleks.		Biaya investasi yang tinggi untuk plant dengan kapasitas > 300 MW

Berdasarkan kriteria yang dimiliki oleh masing-masing proses, dilakukan pembobotan dengan memperhatikan aspek teknis yang meliputi kematangan teknologi dan efisiensi; aspek ekonomis yang meliputi CAPEX dan OPEX; dan aspek lingkungan yang meliputi keramahan lingkungan. Pembobotan masing-masing proses dapat dilihat pada **Tabel II.2**.

Tabel III. 2 Pembobotan Proses Teknologi Konversi Biomassa

No.	Parameter	Indikator	AHP	Nilai			Nilai x AHP		
				TB	IGCC	CFBC	TB	IGCC	CFBC
1.	Kematangan Teknologi	Teknologi dapat diterapkan dalam skala industry	0.034	80	60	90	2.72	2.04	3.06
2.	Efisiensi	Energi yang dihasilkan dibagi jumlah bagasse	0.316	60	80	90	18.96	25.28	28.44

3.	CAPEX	masuk Jumlah peralatan yang digunakan	0.347	90	70	80	31.23	24.29	27.76
4.	OPEX	Biaya utilitas	0.252	60	60	90	15.12	15.12	22.68
5.	Keramahan Lingkungan	Debu yang dihasilkan	0.051	60	70	90	3.06	3.57	4.59
Total							71.09	73.77	83.06

Keterangan :

TB : *Direct Combustion Tube Boiler*

IGCC : *Integrated Gasification Combined Cycle*

CFBC : *Circulating Fluidized Bed Combustion*

Berdasarkan beberapa pertimbangan di atas, yaitu melalui *Analytical Hierarchy Process*, maka yang paling cocok untuk diterapkan adalah metode *Circulating Fluidized Bed Combustion*. Beberapa penelitian menunjukkan bahwa CFBC adalah teknologi aman yang dapat diaplikasikan secara luas pada konstruksi *power plant*. *Steam* bertekanan tinggi sebagai hasil pembakaran di *boiler* digunakan sebagai penggerak turbin untuk menghasilkan listrik, setelah menggerakkan turbin, *exhaust steam* selanjutnya digunakan dalam proses pabrik gula ataupun dimanfaatkan sebagai pemanas, sedangkan sebagian *steam* dari turbin yang telah terkondensasi akan kembali ke proses.

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

penghematan energi. Kogenerasi adalah sumber alternatif energi yang dapat bertahan terus karena potensi penghematan energi yang dihasilkan.

III.2 Uraian Proses

Berdasarkan seleksi proses yang telah dijabarkan, maka metode *fluidized bed* yang lebih baik. Pada metode ini *bagasse* digunakan sebagai *feed* dari proses pembakaran yang kemudian panas yang dihasilkan digunakan untuk menghasilkan *steam* melalui *boiler*. *Steam* hasil pemanasan merupakan *steam* bertekanan tinggi (sekitar 113 bar) dengan suhu 535°C. *Steam* tersebut digunakan sebagai utilitas pabrik dan sebagai penggerak turbin penghasil listrik.

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

Tabel III.3 Heuristik Uraian Proses

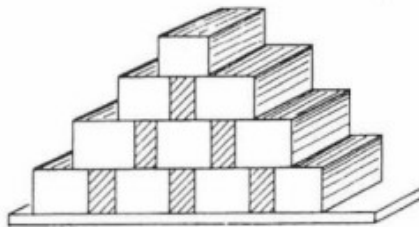
<i>Unit</i>	<i>Input</i>	<i>Ouput</i>	<i>Proses</i>
<i>Rotary Cutter</i>	Ampas tebu (<i>bagasse</i>) besar dari <i>storage</i>	Ampas tebu berukuran 2,2 mm	Memperkecil ukuran
Pengering	Ampas tebu basah berukuran 2,2 mm (30°C) dan udara kering	Ampas tebu berukuran kecil 2,2 mm yang telah kering dan udara jenuh	Pengeringan ampas tebu
<i>Combuster</i>	Ampas tebu basah berukuran 2,2mm dan udara	<i>Flue gas</i> dan <i>ash</i>	Pembakaran
<i>Boiler</i>	Air Panas	<i>Superheated steam</i> (420)	Perpindahan panas antara

		°C; 113 bar)	panas yang dihasilkan <i>combuster</i> dan air
<i>Steam Turbine</i>	<i>Superheated steam</i> (420 °C; 113bar)	<i>Saturated steam</i> (127 °C; 2,5 bar)	Pengerakkan turbin dengan <i>steam</i> (ekspansi <i>steam</i>)

II.6.1 Storage

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

Sebelum dimasukan ke gudang ampas tebu terlebih dahulu di *press* yang bertujuan untuk mengurangi volume sehingga dapat menghemat kebutuh ruang pada gudang. Ampas tebu dimampatkan hingga berukuran 30 x 30 x 60 cm dan diikat dengan dua atau tiga kawat. Balok ampas tebu memiliki densitas 50-75 kg/m³. Ampas tebu ditumbuk dengan kemiringan 45-50° seperti ditunjukkan pada gambar II.5, yang disebut mode “*droughtboard*”



Gambar II.5 Susunan “*droughtboard*” pada penyimpanan ampas tebu

(Hugot, 1986)

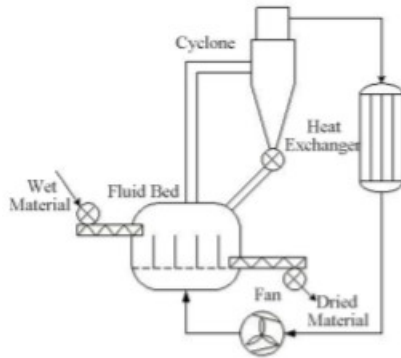
II.6.2 Feedstock Preparation

Pada proses ini bahan baku dipersiapkan, dimana ampas tebu yang berada dalam gudang penyimpanan akan diangkat menggunakan *belt conveyor* (J-121) ke *rotary cutter* (C-120). *Rotary cutter* berfungsi untuk memperkecil ukuran dari ampas tebu yang berukuran 50 mm sehingga ukurannya menjadi 2,2 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-122) ke *fluidized bed dryer* (B-130).

II.6.3. Pengeringan

Tahap pengeringan ampas tebu menggunakan unit *fluidized bed dryer* (B-130). Kandungan air ampas tebu sebelum memasuki *dryer* adalah 50%, sedangkan setelah dikeringkan menjadi 30%, yang merupakan kondisi optimum untuk pembakaran ampas tebu. *Fluidized bed dryer* mengeringkan ampas tebu dengan menggunakan udara panas. Udara panas dialirkan dari bagian bawah unit operasi (*dryer*) dan mengenai hamparan ampas tebu di dalam unit tersebut. Hal ini menyebabkan ampas tebu bersifat sebagai fluida (*fluidized*).

(Rahman, 2003)



Gambar II.6 *Fluidized Bed Dryer*

Pada gambar II.6 udara panas yang digunakan merupakan udara kering yang sebelumnya telah dipanaskan terlebih dahulu di *Heater* Udara Pengerik (E-136) menggunakan *flue gas*. *Flue gas* yang digunakan untuk memanaskan udara kering ini merupakan hasil dari pembakaran di *boiler*.

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 udara panas. 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 udara panas ke ampas tebu dapat terjadi karena suhu bahan lebih rendah daripada suhu udara pengering yang dialirkan di sekelilingnya. Pemanasan ampas tebu oleh udara ini dapat menyebabkan tekanan uap air bahan menjadi lebih tinggi daripada tekanan uap air di udara, sehingga terjadi perpindahan

massa uap air dari bahan ke udara. Apabila tekanan parsial uap air dalam bahan ternyata lebih besar daripada tekanan parsial udara sekitarnya, maka uap air akan mengalir dari dalam bahan. Sebaliknya, apabila tekanan parsial uap air di luar bahan lebih tinggi, maka uap air akan mengalir masuk ke dalam bahan. Dan apabila tekanan parsial uap air di dalam bahan sama besarnya dengan tekanan parsial uap di luar bahan maka dalam keadaan demikian tidak akan terjadi pergerakan uap air serta dalam keadaan demikian ini terjadi “*moisture equilibrium content*” atau kadar air yang seimbang. Pada proses pengeringan, laju perpindahan panas dapat dihubungkan dengan laju perpindahan massa uap air ke udara. Dalam proses pengeringan diperlukan adanya waktu istirahat (*tempering time*), yaitu waktu yang dibutuhkan oleh seluruh air di dalam bahan untuk mencapai keseimbangannya.

Setelah proses *drying*, ampas tebu akan keluar menjadi suatu produk ampas tebu kering. Ampas tebu tersebut kemudian didistribusikan ke *circulating fluidized bed* (B-210) melalui *screw conveyor* (J-132). 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 *Boiler* (B-210).

Kelebihan alat:

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

4. Aliran bahan yang menyerupai fluida mengakibatkan bahan bergerak sehingga memudahkan operasinya

Kekurangan alat:

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

II.6.4 Pembentukan *Steam*

Ampas tebu yang sudah dikeringkan kemudian dimasukkan ke dalam unit *circulating fluidized bed* (B-210) melalui *screw conveyor* (J-132). *Circulating fluidized bed* (B-210) adalah alat pembakaran biomassa sehingga dapat menghasilkan *steam*. Pembakaran biomassa pada dasarnya adalah reaksi dari biomassa dengan oksigen yang berada dalam udara. Pembakaran dengan CFB berlangsung pada suhu sekitar 989,6°C hingga 1250°C, karena suhu ini jauh berada dibawah suhu fusi abu, maka pelelehan abu dan permasalahan yang terkait didalamnya dapat dihindari. Suhu pembakaran yang lebih rendah tercapai disebabkan tingginya koefisien perpindahan panas sebagai akibat pencampuran cepat dalam *fluidized bed* dan ekstraksi panas yang efektif dari *bed* melalui perpindahan panas pada pipa dan dinding *bed*.

Pembakaran dengan CFB dilakukan dengan mengalirkan udara yang terdistribusi secara merata dilewatkan ke atas melalui *bed* partikel dengan kecepatan udara berangsur-angsur naik, terbentuklah suatu keadaan dimana partikel tersuspensi dalam aliran udara-*bed* yang disebut terfluidisasikan. Kemudian terjadi pembentukan gelembung, turbulensi yang kuat, pencampuran cepat dan pembentukan permukaan *bed* yang rapat. *Bed* partikel padat menampilkan sifat cairan mendidih dan terlihat seperti fluida-*bed* gelembung atau *bubbling fluidized bed*.

Jika partikel dalam keadaan terfluidisasikan dipanaskan hingga suhu nyala dan ampas tebu diinjeksikan secara terus menerus ke bed, ampas tebu akan terbakar dengan cepat dan mencapai suhu yang seragam. Kecepatan gas dicapai diantara kecepatan fluidisasi minimum dan kecepatan masuk partikel. Hal ini menjamin operasi *bed* yang stabil dan menghindari terbawanya partikel dalam jalur gas.

Boiler Feed Water (BFW), yang sudah *demineralized*, ditampung di dalam *BFW Tank (F-311)* yang selanjutnya sebelum dimasukkan ke *boiler* dipanaskan terlebih dahulu dalam *Economizer*. Di dalam *Economizer* BFW dipanaskan menggunakan *flue gas*. *Flue gas* ini merupakan hasil pembakaran ampas tebu di dalam *boiler*. Kemudian air mengalir menuju *steam drum*, dimana air akan tercampur dengan air yang berada dalam *steam drum*. Air jenuh akan mengalir dari *steam drum* menuju *downcomer tubes* ke *header (mud tube)*. Air jernih akan naik dan sebagian teruapkan pada *riser tubes* yang terletak pada dinding *boiler*. *Riser tubes* biasa disebut *generating tubes* karena menyerap panas secara efisien menjadi campuran air dan *steam*. Campuran tersebut akan kembali menuju ke *steam drum*, didalam *steam drum* air dan *steam* akan dipisahkan, yaitu air jenuh akan kembali ke *downcomer* dan *saturated steam* akan menuju *superheater tubes*. *Saturated steam* akan dipanaskan kembali hingga mencapai titik lewat jenuhnya yaitu menjadi *superheated steam*. *Steam* melewati *superheater* yang terletak dalam *back pass* dan dikirim ke pipa *steam* utama. *Steam* yang dihasilkan adalah *superheated steam* dengan suhu 420°C dan tekanan 113 bar.

Flue gas hasil pembakaran ampas tebu mengalir menujur *cylone* pada alat ini terjadi pemisahan antara padatan (*entrainment* ampas tebu) dengan udara. Ampas tebu akan dialirkan kembali ke *furnace*, sedangkan *flue gas* dialirkan menujur *superheater*, *economizer*, dan *heater*

udara pengering untuk dimanfaatkan panasnya. *Flue gas* yang sudah diambil panasnya akan dialirkan ke *Electrostatic Precipitator* (H-213). EP berfungsi untuk menangkap *ash*/abu dari hasil proses pembakaran dengan cara memberikan muatan pada partikel *fly ash* sehingga *fly ash* akan menempel ke plat bermuatan di EP. *Flue gas* yang sudah tidak mengandung *ash* dibuang melalui corong asap (*chimney*).

II.6.5 Power Generation

Superheated steam yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai pembangkit listrik menggunakan *steam turbine generator* (STG). Listrik yang dihasilkan melalui penggunaan STG. STG memanfaatkan panas dari *superheated steam* yang diubah ke energi kinetik melalui nozel dan kemudian ke energi mekanik melalui *rotating blades*. *Steam* kemudian mengalami ekspansi dan menyebabkan suhu dan tekanannya menjadi turun dan berubah menjadi uap jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 127 °C dan tekanan 2,5 bar.

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

Setelah memutar turbin *saturated steam* menuju *Knock Out Drum* (F-221), alat ini berfungsi untuk memisahkan *steam* dan kondensatnya. *Steam* kemudian dialirkan ke *Splitter* untuk selanjutnya dialirkan ke proses pengolahan gula (158.550 kg/jam) pada saat *on season*, yaitu saat adanya penggilingan di pabrik gula, dan sisanya

untuk *steam* dearator (497,516 kg/jam). Sedangkan, kondensat yang terpisahkan dialirkan menuju tanki *dearator* (D-310) untuk selanjutnya di *treatment* sehingga dapat menjadi BFW.

Pada kondisi *off season*, yaitu tidak adanya penggilingan pada pabrik gula, pabrik tetap beroperasi dari *bagasse* sehingga menghasilkan listrik dan nantinya akan dijual ke PLN. Untuk *saturated steam* akan dialirkan ke kondenser (E-323) dan didinginkan dengan *cooling water* (air sungai) yang selanjutnya kondensat dialirkan kembali ke dearator (D-310) untuk digunakan kembali sebagai BFW.

II.6.6 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-340) dan *Anion Exchanger* (R-330). 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*.

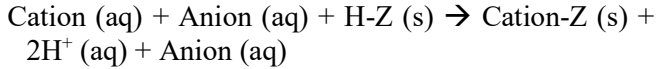
Air sungai yang digunakan dialirkan terlebih dahulu ke *Carbon Filter* (R-350) yang berisi *activated carbon* untuk mengikat zat organik dan penghilang bau serta warna. Kemudian air mengalir ke *Cation Exchanger* yang diisi resin kation yang akan mengikat kation dan melepaskan ion H⁺. Selanjutnya air mengalir ke *Anion Exchanger* dimana anion dalam air bertukar dgn ion OH⁻ dari resin anion. Air yang sudah tidak memiliki mineral (*demineralized*) kemudian ditampung di dalam *BFW Tank*.

Untuk menjaga efektivitas resin kation – anion maka harus adanya regenerasi. Regenerasi resin kation dengan menggunakan larutan H₂SO₄ sedangkan, resin anion dengan menggunakan larutan NaOH. Arah aliran saat regenerasi merupakan kebalikan dari saat demineralisasi

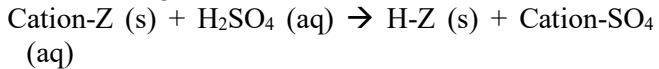
air. Reaksi pengikatan ion positif dan negatif pada resin adalah sebagai berikut:

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

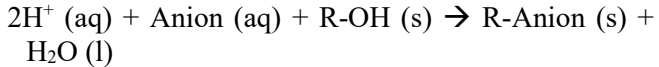
1. Reaksi pengikatan cation pada resin H-Z



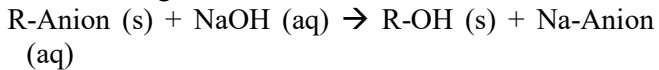
2. Reaksi regenerasi cation



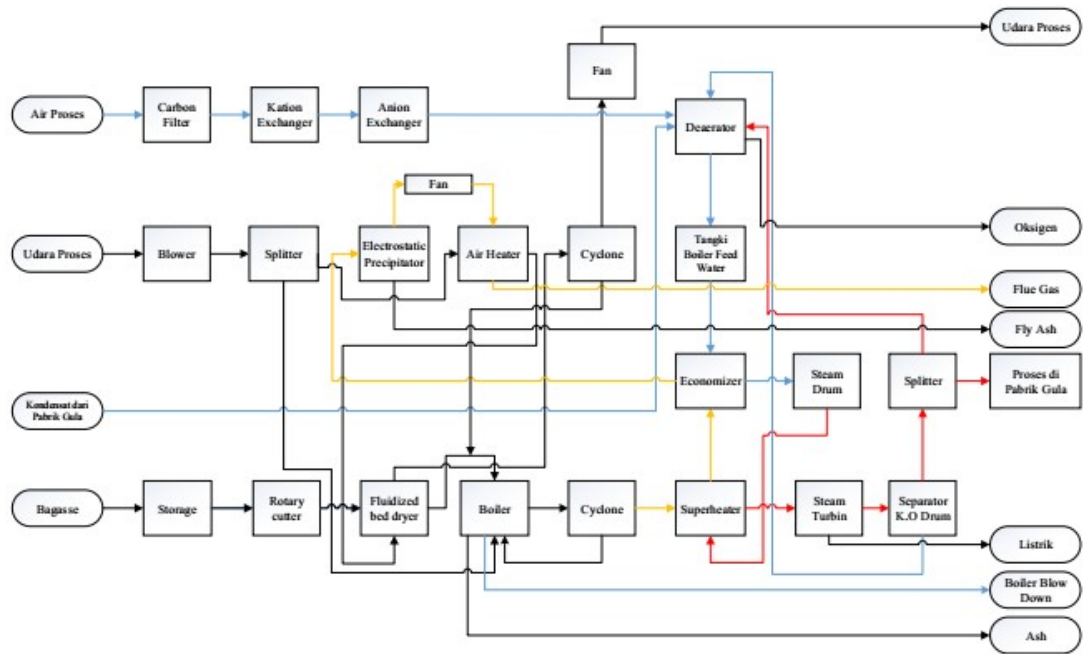
3. Reaksi pengikatan anion pada resin R-OH



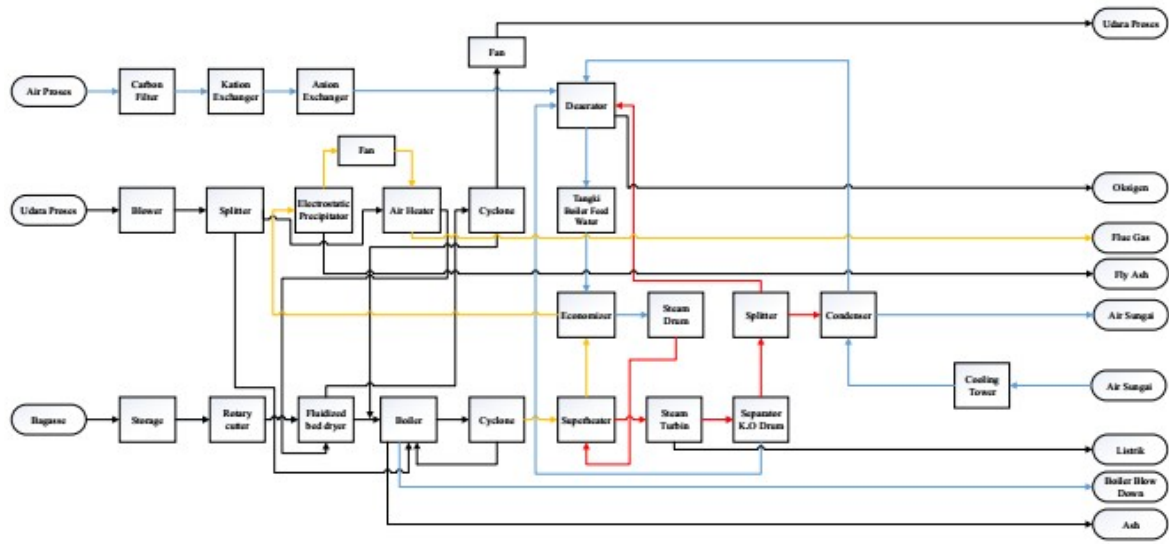
4. Reaksi regenerasi anion



Blok diagram proses pembangkit energi dari ampas tebu ditunjukkan pada gambar II.7 dan II.8 di bawah ini:



Gambar II.7 Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu *On Season*



Gambar II.8 Blok Diagram Proses Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu *Off Season*

- Fire Tube Gas Boiler VS Water Tube Gas Boiler
<https://www.zgindustrialboiler.com/news/i/fire-tube-gas-boiler-vs-water-tube-gas-bo.html>
tanggal 23 Oktober 2018 pukul 13.31
- <http://www.kainonboiler.com/advantages-disadvantages-water-tube-boilers/>
- Dipak K.Sarkar . Fluidized-Bed Combustion Boilers. Thermal Power Plant Design and Operation. 2015, Pages 159-187

BAB III NERACA MASSA

Prinsip dasar dalam perancangan sebuah pabrik salah satunya merupakan neraca massa. Kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, dan kebutuhan lain pada pabrik dapat ditentukan dari neraca massa. Dalam perhitungan ini berlaku teori Hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran *steady state*. Maka rumus yang digunakan :

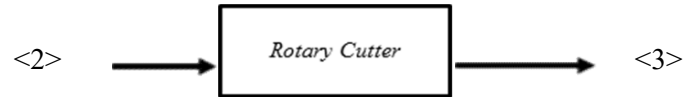
$$[\text{Akumulasi}] = [\text{Aliran Massa Masuk}] - [\text{Aliran Massa Keluar}] + [\text{Reaksi}]$$

Pada pengerjaan menggunakan asumsi aliran *steady state* maka akumulasi massa sama dengan nol. Pada pengerjaannya ditetapkan pabrik beroperasi selama 300 hari dengan kapasitas total *bagasse* 30% dari massa tebu pabrik gula Gempolkerp. Jumlah *bagasse* yang diolah selama *on season*/musim giling (180 hari) sebanyak 83% dari total pasokan *bagasse* masuk setiap harinya yang digunakan untuk kebutuhan *steam* dan listrik selama musim giling. Sisanya 17% *bagasse* yang terakumulasi selama musim giling akan diproses saat *off season* selama 120 hari untuk menghasilkan listrik.

III.1 Neraca Massa *On Season*

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200	ton/hari
Kapasitas <i>bagasse</i> (30% tebu)	:	2160	ton/hari
	:	97.500	Kg/jam
(83% dari <i>bagasse</i>)	:	75.000	kg/jam
	:	20,83	kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	180	Hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24	Jam
Basis perhitungan	:	1	Jam

1. ROTARY CUTTER (C-120)



Keterangan :

Aliran <2> = *Wet Bagasse sebelum dihaluskan*

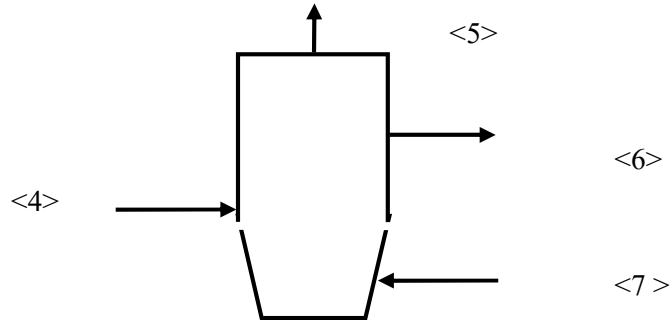
Aliran <3> = *Wet Bagasse setelah dihaluskan*

Tabel III. 1 Neraca Massa Rotary Cutter

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.2375	17812.500	0.2375	17812.500
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0305	2287.500	0.0305	2287.500
O ₂	0.2220	16650.000	0.2220	16650.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000

Ash	0.0100	750.000	0.0100	750.000
H ₂ O	0.5000	37500.000	0.5000	37500.000
Total	1.0000	75000.000	1.0000	75000.000

2. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



Keterangan :

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

Aliran <7> = Udara Pengeringan masuk

Aliran <5> = Udara Pengeringan keluar

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

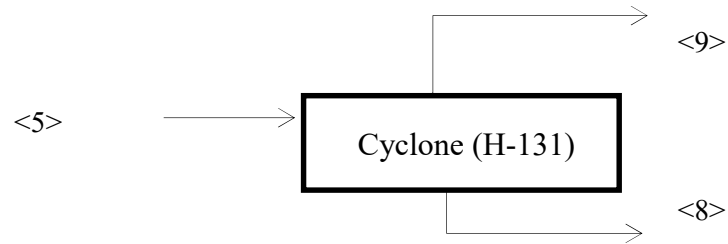
Tabel III. 2 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<4>		<7>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.2375	17812.500	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.7527	755900.304
H ₂	0.0305	2287.500	0.0000	0.000
O ₂	0.2220	16650.000	0.2287	229628.124
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0100	750.000	0.0000	0.000
H ₂ O	0.5000	37500.000	0.0186	18725.040
Total	1.0000	75000.000	1.0000	1004253.468
Total Aliran	1079253.468			

Tabel III. 3 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<5>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0003	356.250	0.3352	17456.250
N ₂	0.7359	755900.304	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	45.750	0.0431	2241.750
O ₂	0.2239	229961.124	0.3134	16317.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	15.000	0.0141	735.000
H ₂ O	0.0398	40903.612	0.2942	15321.429
Total	1.0000	1027182.039	1.0000	52071.429
Total Aliran	1079253.468			

3. CYCLONE (H-131)



Keterangan :

Aliran <5> = Udara pengering keluar *fluidized bed dryer*

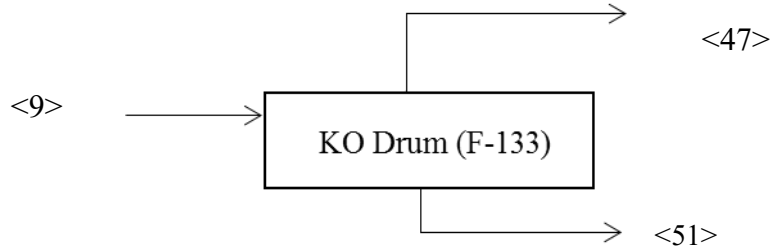
Aliran <9> = Udara pengering keluaran *Cyclone*.

Aliran <8> = *Bagasse* keluar *cyclone*

Tabel III. 4 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk		Keluar			
	<5>		<9>		<8>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0003	356.250	0.0000	7.125	0.3352	349.125
N ₂	0.7359	755900.304	0.7366	755900.304	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	45.750	0.0000	0.915	0.0431	44.835
O ₂	0.2239	229961.124	0.2238	229634.784	0.3134	326.340
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	15.000	0.0000	0.300	0.0141	14.700
H ₂ O	0.0398	40903.612	0.0396	40597.183	0.2942	306.429
Total	1.0000	1027182.039	1.0000	1026140.611	1.0000	1041.429
Total Aliran	1027182.039		1027182.039			

4. KNOCK OUT DRUM (F-133)



Keterangan :

Aliran <9> = *Flue gas* masuk KO Drum

Aliran <47> = Udara pengering masuk

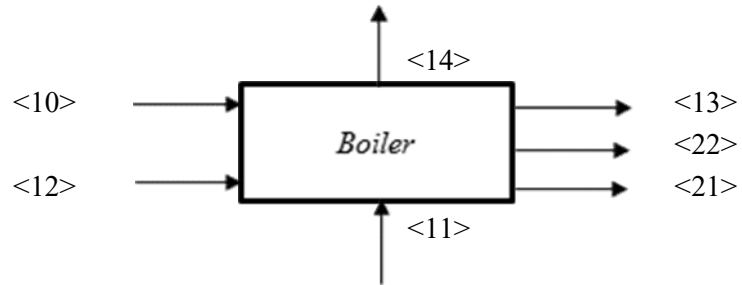
Aliran <51> = *Boiler feed water*

Tabel III. 5 Neraca Massa KO Drum

Komponen	Masuk		Keluar			
	<9>		<47>		<51>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	7.125	0.0000	7.1250	0.0000	0.0000

N ₂	0.7366	755900.304	0.7366	755900.3041	0.0000	0.0000
H ₂	0.0000	0.915	0.0000	0.9150	0.0000	0.0000
O ₂	0.2238	229634.784	0.2238	229634.7837	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ash	0.0000	0.300	0.0000	0.3000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0396	40597.183	0.0000	0.0000	1.0000	40597.183
Total	1.0000	1026140.611	0.9604	985543.4278	1.0000	40597.183
Total Aliran	1026140.611		1026140.611			

5. BOILER (B-210)



Keterangan :

Aliran <10> = *Dry bagasse*

Aliran <11> = Udara pengering masuk

Aliran <12> = *Boiler feed water*

Aliran <14> = *Steam*

Aliran <13> = *Flue gas ke Filter bag*

Aliran <21> = *Ash*

Aliran <22> = *Boiler Blowdown*

Tabel III. 6 Neraca Massa Boiler Arus Masuk

Komponen	Masuk					
	<10>		<11>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.3352	17805.375	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.7527	264353.591	0.0000	0.000
H ₂	0.0431	2286.585	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
O ₂	0.3134	16643.340	0.2287	80305.589	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
Ash	0.0141	749.700	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
H ₂ O	0.2942	15627.857	0.0186	6548.524	1.0000	178947.370
Total	1.0000	53112.857	1.0000	351207.705	1.0000	178947.370
Total Aliran	583267.931					

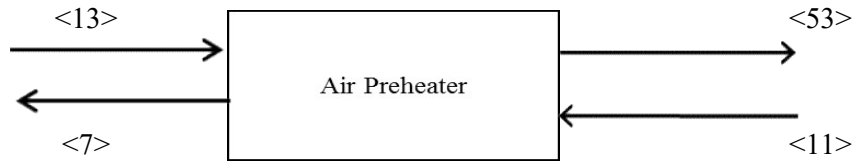
Tabel III. 7 Neraca Massa Boiler Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	1.0000	734.706	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0000	0.000	1.0000	8947.368
Total	1.0000	734.706	1.0000	8947.368
Total Aliran	583267.931			

Tabel III. 8 Neraca Massa Boiler Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<13>		<14>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0009	356.108	0.0000	0.000
N ₂	0.6550	264353.592	0.0000	0.000
H ₂	0.0001	45.732	0.0000	0.000
O ₂	0.0795	32079.138	0.0000	0.000
CO ₂	0.1585	63980.648	0.0000	0.000
Ash	0.0000	14.994	0.0000	0.000
H ₂ O	0.1059	42755.647	1.0000	170000.000
Total	1.0000	403585.857	1.0000	170000.000
Total Aliran	583267.931			

6. Heater Udara Pengering (E-132)



Keterangan :

Aliran <13> = Flue Gas yang mengandung ash

Aliran <53> = Flue gas keluar Air Preheater

Aliran <53> = Flue gas keluar Air Preheater

Aliran <7> = Udara Pengering Keluar

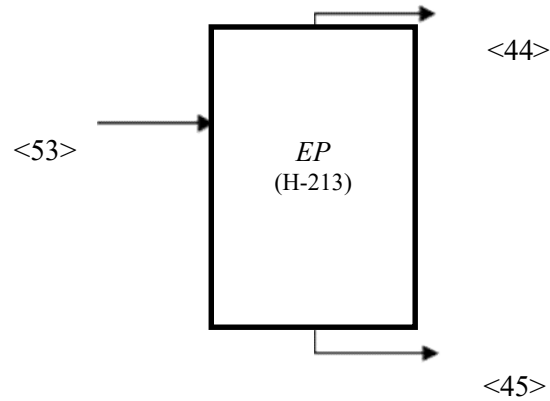
Tabel III. 9 Neraca Massa Heater Udara Pengering Arus Masuk

Komponen	Keluar			
	<11>		<13>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0009	356.1075
N ₂	0.7527	755900.304	0.6550	264353.5919
H ₂	0.0000	0.000	0.0001	45.7317
O ₂	0.2287	229628.124	0.0795	32079.1375
CO ₂	0.0000	0.000	0.1585	63980.6475
Ash	0.0000	0.000	0.0000	14.9940
H ₂ O	0.0186	18725.040	0.1059	42755.6466
Total	1.0000	1004253.468	1.0000	403585.86
Total Aliran	1407839.3247			

Tabel III. 10 Neraca Massa Heater Udara Pengering Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<7>		<53>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0009	356.1075
N ₂	0.7527	755900.304	0.6550	264353.5919
H ₂	0.0000	0.000	0.0001	45.7317
O ₂	0.2287	229628.124	0.0795	32079.1375
CO ₂	0.0000	0.000	0.1585	63980.6475
Ash	0.0000	0.000	0.0000	14.9940
H ₂ O	0.0186	18725.040	0.1059	42755.6466
Total	1.0000	1004253.468	1.0000	403585.86
Total Aliran	1407839.3247			

7. ELECTROSTATIC PRECIPITATOR (H-213)



Keterangan :

Aliran <53> = *Flue gas* yang mengandung *ash*

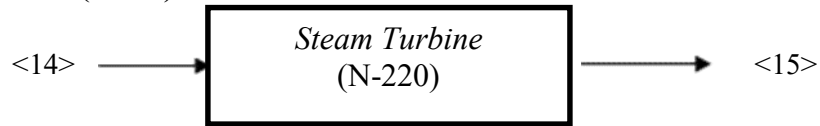
Aliran <43> = *Flue gas* keluar *Filter Bag*

Aliran <45> = *Ash* keluar *Filter Bag*

Tabel III. 11 Neraca Massa *Electrostatic Precipitator*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<53>		<44>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	7.122	0.0000	0.071	0.3352	7.051
N ₂	0.6557	264353.592	0.6557	264353.592	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.915	0.0000	0.009	0.0431	0.905
O ₂	0.0796	32079.138	0.0796	32072.547	0.3134	6.591
CO ₂	0.1587	63980.648	0.1587	63980.648	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.300	0.0000	0.003	0.0141	0.297
H ₂ O	0.1060	42755.647	0.1060	42749.458	0.2942	6.189
Total	1.0000	403177.360	1.0000	403156.328	1.0000	21.033
Total Aliran	403177.360		403177.360			

8. STEAM TURBIN (N-220)



Keterangan :

Aliran <14> = *Steam* masuk turbin

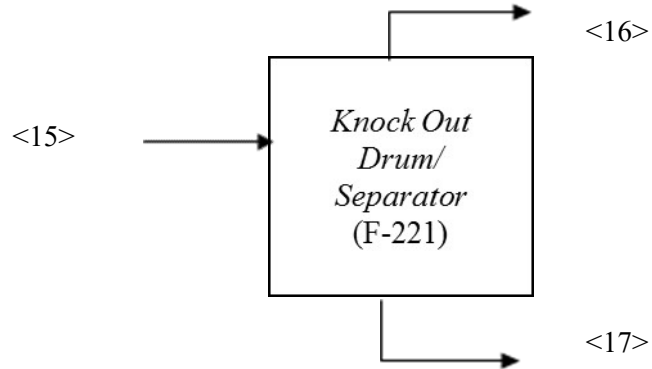
Aliran <15> = *Steam* keluar turbin

Tabel III. 12 Neraca Massa Steam Turbin

Komponen	Masuk		Keluar	
	<14>		<15>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000

O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	170000.000	1.0000	170000.000
Total	1.0000	170000.000	1.000	170000.000

9. KNOCK OUT DRUM (F-221)



Keterangan :

Aliran <15> = *Steam* masuk KO Drum

Aliran <16> = *Steam* keluar KO Drum

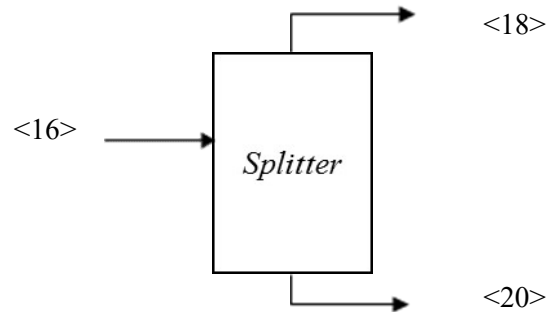
Aliran <17> = Kondensat

Tabel III. 13 Neraca Massa Knock Out Drum

Komponen	Masuk		Keluar			
	<15>		<16>		<17>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	170000.000	1.0000	158550.148	1.0000	11449.852

Total	1.0000	170000.000	1.0000	158550.148	1.0000	11449.852
Total Aliran	170000.000		170000.000			

10. SPLITTER



Keterangan :

Aliran <16> = *Steam* masuk

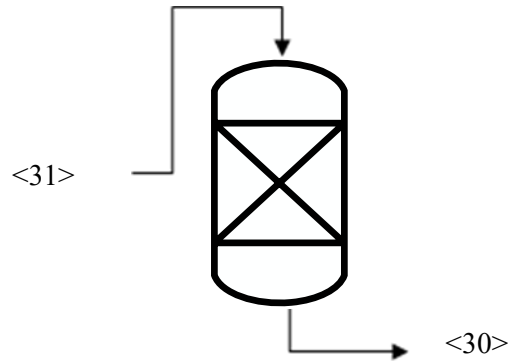
Aliran <18> = *Steam* untuk proses *dearator*

Aliran <20> = *Steam* untuk proses produksi pabrik gula

Tabel III. 14 Neraca Massa *Splitter*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<16>		<18>		<20>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	158550.148	1.0000	497.516	1.0000	158052.632
Total	1.0000	158550.148	1.0000	497.516	1.0000	158052.632
Total Aliran	158550.148		158550.148			

11. TANGKI REAKTOR CARBON FILTER (R-350)



Keterangan :

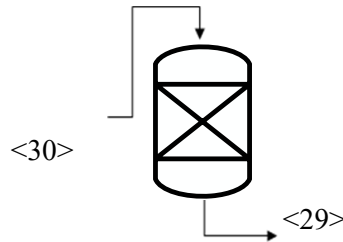
Aliran <31> = Air masuk tangki *carbon filter*

Aliran <30> = Air keluar tangki *carbon filter* dan masuk *cation exchanger*

Tabel III. 15 Neraca Massa Tangki Reaktor *Carbon Filter*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<31>		<30>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000
Total	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000

12. TANGKI REAKTOR CATION EXCHANGER (R-340)



Keterangan :

Aliran <30> = Air masuk tangki *cation exchanger*

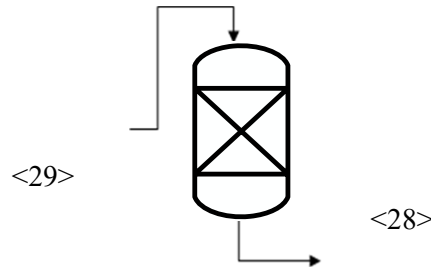
Aliran <29> = Air keluar tangki *cation exchanger*

Tabel III. 16 Neraca Massa Tangki Reaktor Cation Exchanger

Komponen	Masuk		Keluar	
	<30>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000

N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000
Total	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000

13. TANGKI REAKTOR ANION EXCHANGER (R-330)



III-27

Keterangan :

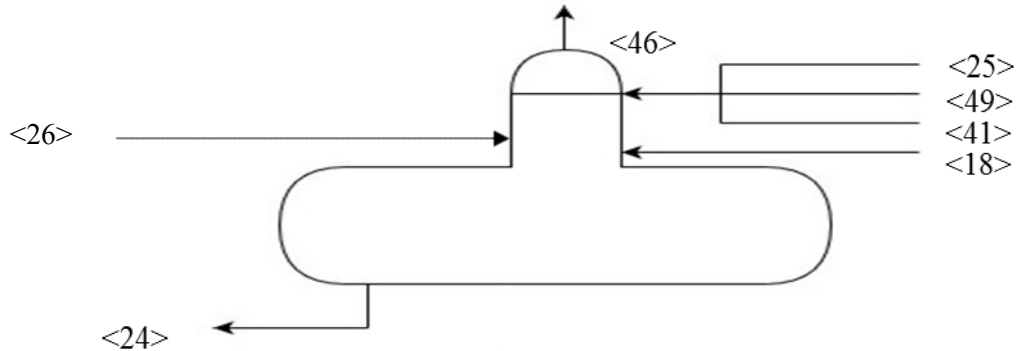
Aliran <29> = Air masuk tangki *anion exchanger*

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

Tabel III. 17 Neraca Massa Tangki Reaktor Anion Exchanger

Komponen	Masuk		Keluar	
	<29>		<28>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000
Total	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000

14. DEAERATOR (D-310)



Keterangan :

Aliran <49> = Kondensat dari *Knok out drum*

Aliran <26> = Kondensat dari pabrik gula

Aliran <25> = Air keluar *anion exchanger*

Aliran <18> = *Steam* dari *splitter* untuk proses deareasi

Aliran <46> = Oksigen keluar *dearator*

Aliran <24> = Aliran BFW menuju tangki penampung air BFW

Aliran <41> = Kondensat saat off season, saat on season = 0

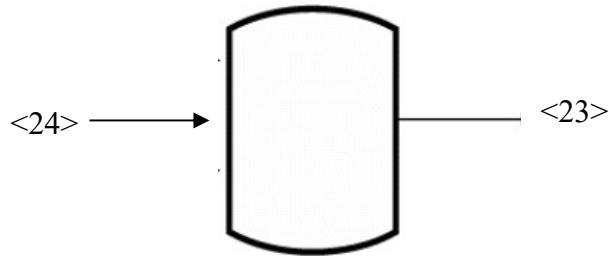
Tabel III. 18 Neraca Massa Dearator Arus Masuk

Komponen	Masuk					
	<49>		<26>		<25>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0.0000	0.0000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0010	153.153	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	11449.852	0.9990	153000.000	1.0000	14000.000
Total	1.0000	11449.852	1.0000	153153.153	1.0000	14000.000
Total Aliran	179100.522					

Tabel III. 19 Neraca Massa Dearator Arus Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<18>		<46>		<24>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	1.0000	153.153	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	497.516	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Total	1.0000	497.516	1.0000	153.153	1.0000	178947.368
Total Aliran	179100.522		179100.522			

15. TANGKI PENAMPUNG AIR BFW (F-311)



Keterangan ;

Aliran <24> = Aliran BFW dari *Dearator*

Aliran <23> = Aliran BFW menuju *Economizer*

Tabel III. 20 Neraca Massa Tangki BFW

Komponen	Masuk		Keluar	
	<24>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000

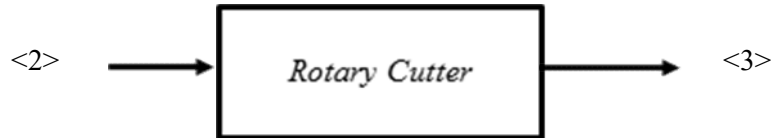
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	178947.368	1.0000	178947.368
Total	1.0000	178947.368	1.0000	178947.368
Total Aliran	178947.368		178947.368	

II.2 Neraca Massa *Off Season*

Kapasitas Pabrik *Off season*

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200	ton/hari
Kapasitas <i>bagasse</i> (30% tebu)	:	2160	ton/hari
	:	97.500	Kg/jam
(17% dari <i>bagasse</i>)	:	22.500	kg/jam
	:	6,25	kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	120	Hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24	Jam
Basis perhitungan	:	1	Jam

1. ROTARY CUTTER (C-120)



Keterangan :

Aliran <2> = *Wet Bagasse sebelum dihaluskan*

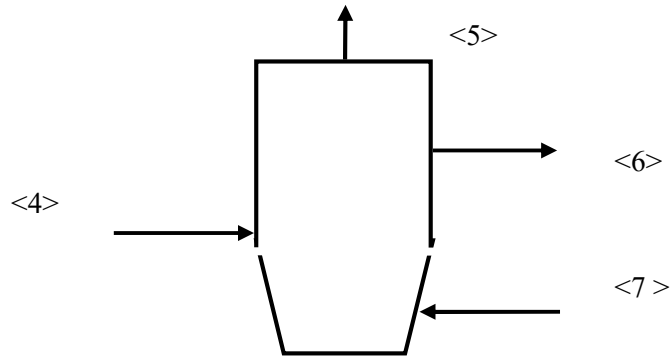
Aliran <3> = *Wet Bagasse setelah dihaluskan*

Tabel III. 21 Neraca Massa Rotary Cutter

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.2375	5343.750	0.2375	5343.750
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000

H ₂	0.0305	686.250	0.0305	686.250
O ₂	0.2220	4995.000	0.2220	4995.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0100	225.000	0.0100	225.000
H ₂ O	0.5000	11250.000	0.5000	11250.000
Total	1.0000	22500.000	1.0000	22500.000

2. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



Keterangan :

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

Aliran <7> = Udara Pengeringan masuk

Aliran <5> = Udara Pengeringan keluar

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

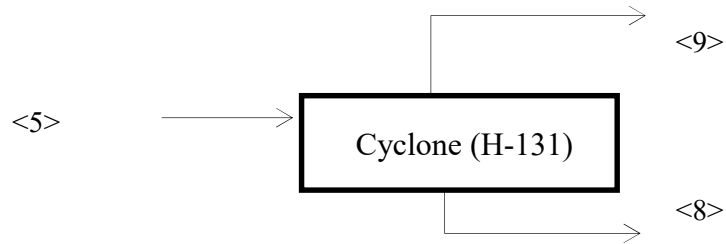
Tabel III. 22 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<4>		<7>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.2375	5343.750	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.7527	226770.091
H ₂	0.0305	686.250	0.0000	0.000
O ₂	0.2220	4995.000	0.2287	68888.437
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0100	225.000	0.0000	0.000
H ₂ O	0.5000	11250.000	0.0186	5617.512
Total	1.0000	22500.000	1.0000	301276.040
Total Aliran	323776.040			

Tabel III. 23 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<5>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0003	106.875	0.3352	5236.875
N ₂	0.7359	226770.091	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	13.725	0.0431	672.525
O ₂	0.2239	68988.337	0.3134	4895.100
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	4.500	0.0141	220.500
H ₂ O	0.0398	12271.083	0.2942	4596.429
Total	1.0000	308154.612	1.0000	15621.429
Total Aliran	323776.040			

3. CYCLONE (H-131)



Keterangan :

Aliran <5> = Udara pengering keluar *fluidized bed dryer*

Aliran <9> = Udara pengering keluaran *Cyclone*.

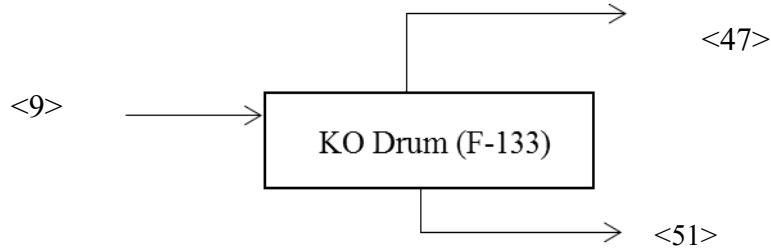
Aliran <8> = *Bagasse* keluar *cyclone*

Tabel III. 24 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk		Keluar			
	<5>		<9>		<8>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0003	106.875	0.0000	2.138	0.3352	104.738

N ₂	0.7359	226770.091	0.7366	226770.091	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	13.725	0.0000	0.275	0.0431	13.451
O ₂	0.2239	68988.337	0.2238	68890.435	0.3134	97.902
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	4.500	0.0000	0.090	0.0141	4.410
H ₂ O	0.0398	12271.083	0.0396	12179.155	0.2942	91.929
Total	1.0000	308154.612	1.0000	307842.183	1.0000	312.429
Total Aliran	308154.612		308154.612			

4. KNOCK OUT DRUM (F-133)



Keterangan :

Aliran <9> = *Flue gas* masuk KO Drum

Aliran <47> = Udara pengering masuk

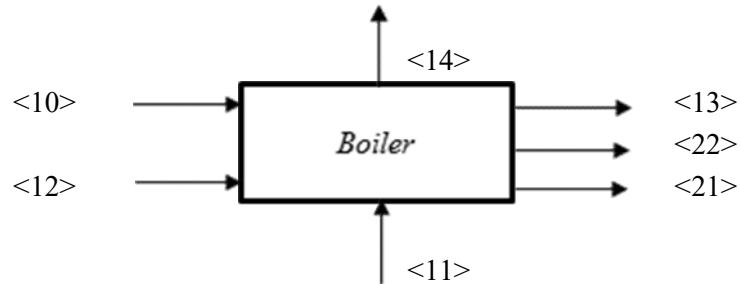
Aliran <51> = *Boiler feed water*

Tabel III. 25 Neraca Massa KO Drum

Komponen	Masuk		Keluar			
	<9>		<47>		<51>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	2.1375	0.0000	2.1375	0.0000	0.000

N ₂	0.7366	226770.091	0.7366	226770.0912	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.2745	0.0000	0.2745	0.0000	0.000
O ₂	0.2238	68890.435	0.2238	68890.4351	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.0900	0.0000	0.0900	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0396	12179.154	0.0000	0.0000	1.0000	12179.155
Total	1.0000	307842.2	0.9604	295663.0283	1.0000	12179.155
Total Aliran	307842.1832		307842.1832			

5. BOILER (B-210)



Keterangan :

Aliran <10> = *Dry bagasse*

Aliran <11> = Udara pengering masuk

Aliran <12> = *Boiler feed water*

Aliran <14> = *Steam*

Aliran <13> = *Flue gas ke Filter bag*

Aliran <21> = *Ash*

Aliran <22> = *Boiler Blowdown*

Tabel III. 26 Neraca Massa Boiler Arus Masuk

Komponen	Masuk					
	<10>		<11>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.3352	5341.613	0.0000	0.000	0.0000	0.0000
N ₂	0.0000	0.000	0.7527	79306.078	0.0000	0.0000
H ₂	0.0431	685.976	0.0000	0.000	0.0000	0.0000
O ₂	0.3134	4993.002	0.2287	24091.677	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.0000
Ash	0.0141	224.910	0.0000	0.000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.2942	4688.357	0.0186	1964.557	1.0000	56509.70
Total	1.0000	15933.857	1.0000	105362.312	1.0000	56509.70
Total Aliran	177805.8642					

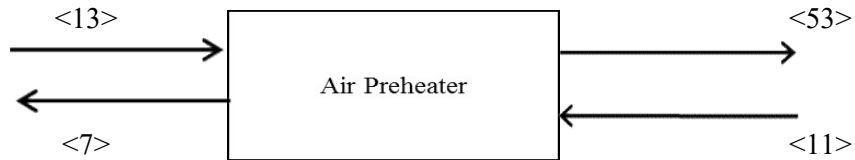
Tabel III. 27 Neraca Massa Boiler Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	1.0000	220.412	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0000	0.000	1.0000	2825.485
Total	1.0000	220.412	1.0000	2825.485
Total Aliran	177805.8642			

Tabel III. 28 Neraca Massa Boiler Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<13>		<14>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0009	106.832	0.0000	0.000
N ₂	0.6550	79306.078	0.0000	0.000
H ₂	0.0001	13.720	0.0000	0.000
O ₂	0.0795	9623.741	0.0000	0.000
CO ₂	0.1585	19194.194	0.0000	0.000
Ash	0.0000	4.498	0.0000	0.000
H ₂ O	0.1059	12826.694	1.0000	53684.211
Total	1.0000	121075.757	1.0000	53684.211
Total Aliran	177805.8642			

6. Heater Udara Pengering (E-132)



Keterangan :

Aliran <13> = Flue Gas yang mengandung ash

Aliran <53> = Flue gas keluar Air Preheater

Aliran <53> = Flue gas keluar Air Preheater

Aliran <7> = Udara Pengering Keluar

Tabel III. 29 Neraca Massa Heater Udara Pengering Arus Masuk

Komponen	Keluar			
	<11>		<13>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0009	106.8323

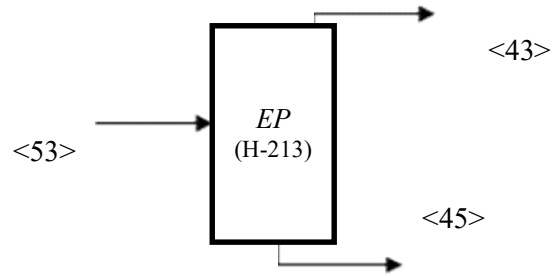
N ₂	0.7527	226770.091	0.6550	79306.0776
H ₂	0.0000	0.000	0.0001	13.7195
O ₂	0.2287	68888.437	0.0795	9623.7413
CO ₂	0.0000	0.000	0.1585	19194.1943
Ash	0.0000	0.000	0.0000	4.4982
H ₂ O	0.0186	5617.512	0.1059	12826.6940
Total	1.0000	301276.040	1.0000	121075.76
Total Aliran	422351.7974			

Tabel III. 30 Neraca Massa Heater Udara Pengering Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<7>		<53>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0009	106.8323
N ₂	0.7527	226770.09	0.6550	79306.0776

H ₂	0.0000	0.00	0.0001	13.7195
O ₂	0.2287	68888.44	0.0795	9623.7413
CO ₂	0.0000	0.00	0.1585	19194.1943
Ash	0.0000	0.00	0.0000	4.4982
H ₂ O	0.0186	5617.51	0.1059	12826.6940
Total	1.0000	301276.04	1.0000	121075.76
Total Aliran	422351.7974			

7. *Electrostatic Precipitator (H-213)*



III-50

Keterangan :

Aliran <53> = *Flue gas* yang mengandung *ash*

Aliran <43> = *Flue gas* keluar *Filter Bag*

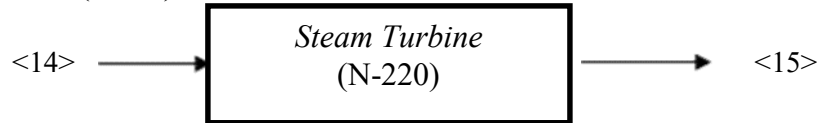
Aliran <45> = *Ash* keluar *Filter Bag*

Tabel III. 31 Neraca Massa *EP*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<53>		<43>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	2.137	0.0000	0.021	0.3352	2.115
N ₂	0.6557	79306.078	0.6557	79306.078	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.274	0.0000	0.003	0.0431	0.272
O ₂	0.0796	9623.741	0.0796	9621.764	0.3134	1.977
CO ₂	0.1587	19194.194	0.1587	19194.194	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.090	0.0000	0.001	0.0141	0.089

H ₂ O	0.1060	12826.694	0.1060	12824.837	0.2942	1.857
Total	1.0000	120953.208	1.0000	120946.898	1.0000	6.310
Total Aliran	120953.208		120953.208			

8. STEAM TURBIN (N-220)



Keterangan :

Aliran <14> = *Steam* masuk turbin

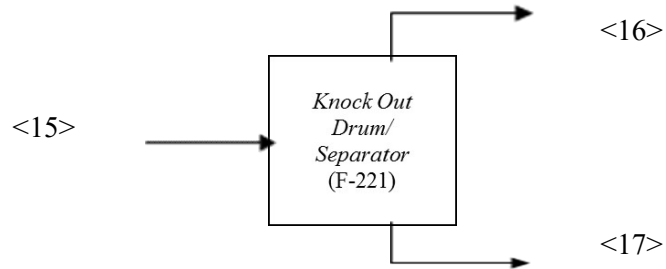
Aliran <15> = *Steam* keluar turbin

Tabel III. 32 Neraca Massa Steam Turbin

Komponen	Masuk		Keluar	
	<14>		<15>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000

N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	53684.211	1.0000	53684.211
Total	1.0000	53684.211	1.0000	53684.211

9. KNOCK OUT DRUM (F-221)



Keterangan :

Aliran <15> = *Steam* masuk KO Drum

Aliran <16> = *Steam* keluar KO Drum

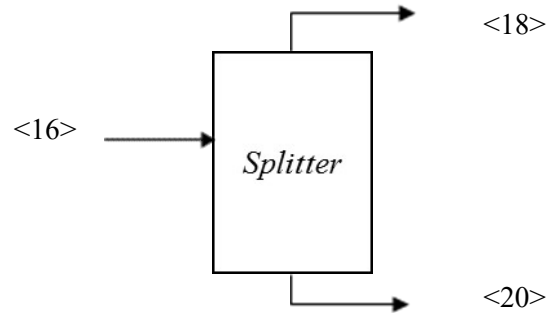
Aliran <17> = Kondensat

Tabel III. 33 Neraca Massa *Knock Out Drum*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<15>		<16>		<17>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000

N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	53684.2106	1.0000	50068.4679	1.0000	3615.7427
Total	1.0000	53684.2106	1.0000	50068.4679	1.0000	3615.7427
Total Aliran	53684.2106		53684.2106			

10. SPLITTER



Keterangan :

Aliran <16> = *Steam* masuk

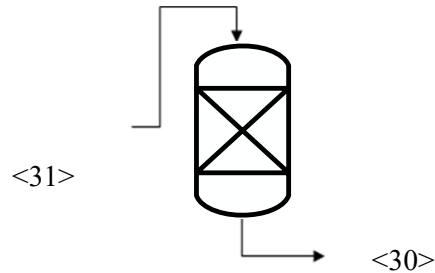
Aliran <18> = *Steam* untuk proses *dearator*

Aliran <20> = *Steam* untuk proses produksi pabrik gula

Tabel III. 34 Neraca Massa *Splitter*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<16>		<18>		<20>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	50068.4679	1.0000	100.000	1.0000	49968.468
Total	1.0000	50068.4679	1.0000	100.000	1.0000	49968.468
Total Aliran	50068.468		50068.468			

11. TANGKI REAKTOR CARBON FILTER (R-350)



Keterangan :

Aliran <31> = Air masuk tangki *carbon filter*

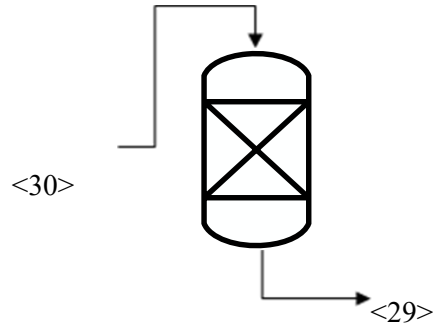
Aliran <30> = Air keluar tangki *carbon filter* dan masuk *cation exchanger*

Tabel III. 35 Neraca Massa Tangki Reaktor *Carbon Filter*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<31>		<30>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000

N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848
Total	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848

12. TANGKI REAKTOR CATION EXCHANGER (R-340)



Keterangan :

Aliran <30> = Air masuk tangki *cation exchanger*

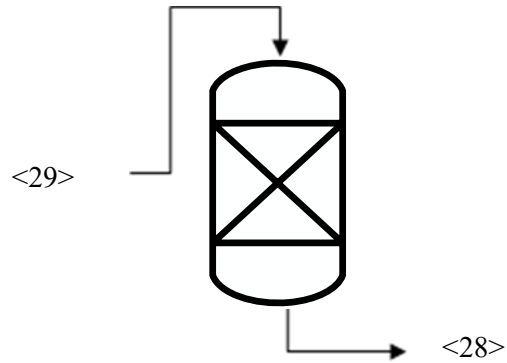
Aliran <29> = Air keluar tangki *cation exchanger*

Tabel III. 36 Neraca Massa Tangki Reaktor *Cation Exchanger*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<30>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000

N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848
Total	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848

13. TANGKI REAKTOR ANION EXCHANGER (R-330)



Keterangan :

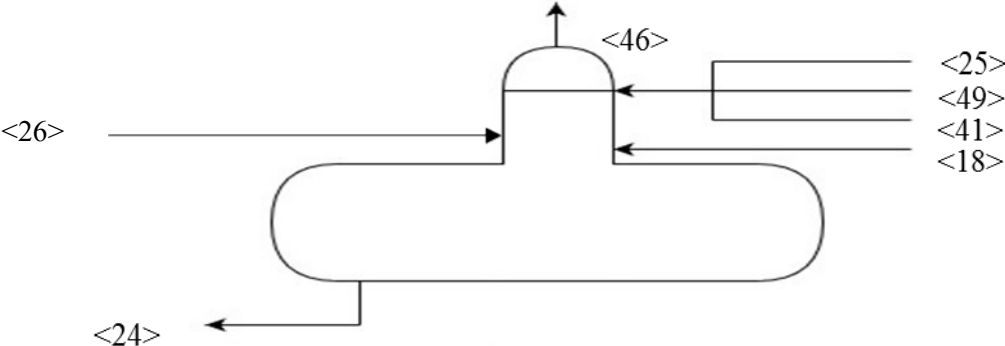
Aliran <29> = Air masuk tangki *anion exchanger*

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

Tabel III. 37 Neraca Massa Tangki Reaktor *Anion Exchanger*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<29>		<28>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848
Total	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848

14. DEAERATOR (D-310)



- Keterangan :
- Aliran <49> = Kondensat dari *Knok out drum*
 - Aliran <26> = Kondensat dari pabrik gula
 - Aliran <25> = Air keluar *anion exchanger*

Aliran <18> = *Steam* dari *splitter* untuk proses deareasi

Aliran <46> = Oksigen keluar *dearator*

Aliran <24> = Aliran BFW menuju tangki penampung air BFW

Aliran <41> = Kondensat saat off season, saat on season = 0

Tabel III. 38 Neraca Massa Dearator Arus Masuk

Komponen	Masuk					
	<49>		<26>		<25>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0.0000	0.0000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0010	66.780	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000

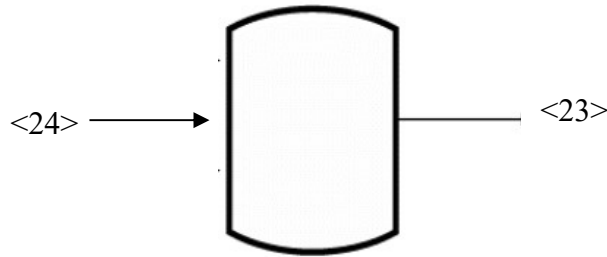
H ₂ O	1.0000	3615.743	0.9990	49918.499	1.0000	2825.485
Total	1.0000	3615.743	1.0000	49968.468	1.0000	2825.485
Total Aliran	56509.695					

Tabel III. 39 Neraca Massa Dearator Arus Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<18>		<46>		<24>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	1.0000	49.968	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	100.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000

Total	1.0000	100.000	1.0000	49.968	1.0000	56459.727
Total Aliran	56509.695		56509.695			

15. TANGKI PENAMPUNG AIR BFW (F-311)



Keterangan ;

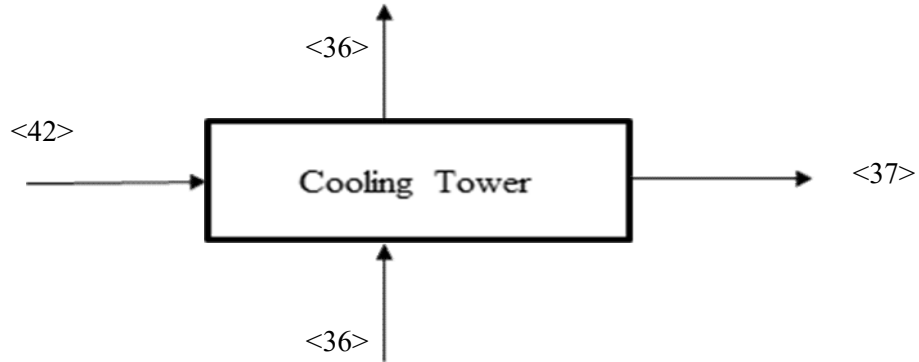
Aliran <24> = Aliran BFW dari *Dearator*

Aliran <23> = Aliran BFW menuju *Economizer*

Tabel III. 40 Neraca Massa Tangki BFW

Komponen	Masuk		Keluar	
	<24>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	56459.727	1.0000	56459.727
Total	1.0000	56459.727	1.0000	56459.727
Total Aliran	56459.727		56459.727	

16. COOLING TOWER (P-320)



Keterangan :

Aliran <42> = *Cooling water* masuk

Aliran <37> = *Cooling water* keluar

Aliran <36> = *Dry air* masuk

Aliran <36> = *Dry air* keluar

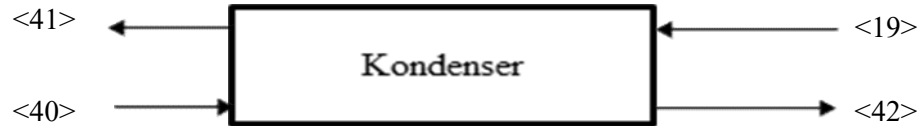
Tabel III. 41 Neraca Massa Cooling Tower Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<42>		<36> Dry Air	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.790	687804.353
H ₂	0.0000	0.000	0.000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.210	182834.069
CO ₂	0.0000	0.000	0.000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.000	0.000
H ₂ O	1.0000	870638.422	0.000	166.264
Total	1.0000	870638.422	1.000	870804.686
Total Aliran	1741443.108			

Tabel III. 42 Neraca Massa *Cooling Tower* Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<37>		<36> Wet Air	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.7898	687804.353
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.2100	182834.069
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	870638.422	0.0002	166.264
Total	1.0000	870638.422	1.0000	870804.686
Total Aliran	1741443.108			

17. KONDENSOR (E-332)



Keterangan :

Aliran <40> = *Cooling water* masuk

Aliran <19> = *Saturated steam* dari *Splitter*

Aliran <42> = *Cooling water* keluar

Aliran <19> = Kondensat menuju *dearator*

Tabel III. 43 Neraca Massa Kondensor Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<19>		<40>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0000	50068.47	0.0000	870638.422
Total	1.0000	50068.47	1.000	870638.422
Total Aliran	920706.890			

Tabel III. 44 Neraca Massa Kondensor Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<41>		<42>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0000	50068.470	0.0000	870638.420
Total	1.0000	50068.470	1.0000	870638.420
Total Aliran	920706.890			

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

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	18,2 m
Lebar	18,2 m
Tinggi	12 m
Konstruksi	Dasar beton, dinding batako
Jumlah	1 unit

Tabel V. 2 Spesifikasi Belt Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-121
Fungsi	Mengangkut <i>bagasse</i> dari gudang penyimpanan ke <i>rotary cutter</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i>
Kapasitas	75 ton/jam
Luas pengangkutan	0,01 m ²
Lebar <i>belt</i>	0,36 m
Kecepatan <i>belt</i>	1,52 m/s
Panjang <i>belt</i>	15 m
Kemiringan	22,5°
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-Steel</i>
Jumlah	1 unit

Tabel V. 3 Spesifikasi *Rotary Cutter*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	C-120
Fungsi	Memperkecil ukuran <i>bagasse</i> menjadi ukuran $\pm 5,0$ mm
Tipe	<i>Rotary knife cutter</i> dengan razor sharp alloy blades
Kapasitas	20,8 kg/s
Kapasitas maksimum	50 kg/s
Maksimum diameter feed masuk	0,5 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah	1

Tabel V. 4 Spesifikasi Screw Conveyor 1

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-122
Fungsi	Mengangkut <i>bagasse</i> dari <i>rotary cutter</i> menuju <i>fluidized bed dryer</i>
Tipe	<i>'30% A type cross-sectional loading</i>
Kapasitas	75 ton/jam
Diameter <i>screw</i>	24 in
OD Pipa	4,5 in
<i>Radial Clearance</i>	10,3 in
<i>Lump Size</i>	0,37 in
Kecepatan	68,7 RPM
Hp motor	14,5
Jumlah	1 unit

Tabel V. 5 Spesifikasi Fluidized Bed Dryer

Spesifikasi	Keterangan
Kode	B-130
Fungsi	Untuk mengeringkan bahan baku berupa ampas tebu sebelum masuk unit boiler sehingga <i>moisture content</i> nya dapat berkurang dari 50% menjadi 30%.
Tipe	<i>Fluidized Bed Dryer</i>
Kapasitas	1.079.253,47 kg/jam

Spesifikasi	Keterangan
Diameter Dryer	14,92 m
Tinggi Dryer	12,96 m
Minimum velocity	1,80 m/s
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-steel</i>
Jumlah	1 unit

Tabel V. 6 Spesifikasi Screw Conveyor 2

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-132
Fungsi	Mengangkut <i>Dry Bagasse</i> dari <i>fluidized bed dryer</i> menuju <i>Boiler</i>
Tipe	<i>30% A type cross-sectional loading</i>
Kapasitas	52,8 ton/jam
Diameter <i>screw</i>	18 in
OD Pipa	4 in
<i>Radial Clearance</i>	7,5 in
<i>Lump Size</i>	1,5 m/s
Kecepatan	48,4 RPM
Hp motor	7,2 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V. 7 Spesifikasi Air Preheater

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	E-136			
Fungsi	Memanaskan udara untuk pengeringan pada <i>fluidized bed dryer</i>			
Tipe	1-1 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan	<i>SA-240 grade M tipe 316</i>			
Suhu masuk	<i>Flue gas</i>	=	265,65	°C
	Udara	=	30	°C
Suhu keluar	<i>Flue gas</i>	=	75,34	°C
	Udara	=	110	°C
Shell	ID	=	0,9398	m
	Baffle	=	0,8128	m
	Passes	=	1	

	ΔP	=	0,31991	bar
Tube	OD	=	0,01905	m
	ID	=	0,01656	m
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1	in <i>triangular</i>
	Panjang	=	4,8768	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0.000000029	bar
	Rd	0.016023832		
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	1.027.182,0394 kg/jam
Tinggi masukan (Hc)	1,2 m
Diameter <i>cyclone</i> (Dc)	2,39 m
Diameter keluaran (De)	1,2 m
Tinggi bagian silinder (Lc)	4,8 m
Jumlah	4 unit

Tabel V. 9 Pompa *Steam Condensate 1*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-222
Fungsi	Untuk memompa air kondensat dari KO drum ke deaerator
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	11.449,85 kg/jam
Diameter pipa	2,5 in IPS sch 40
Panjang pipa	40 m
Beda Ketinggian	3 m

Spesifikasi	Keterangan
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-19,61 lbf.ft/lbm
Wp	24,97 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	79%
Efisiensi motor	55%
Power motor	0,6 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V. 10 Blower Udara Pengering

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 menghebuskan udara proses menuju <i>air preheater</i>
Tekanan <i>suction</i>	1,013 bar
Tekanan <i>discharge</i>	2,778 bar
<i>Power supply</i>	6,635 kW
Jumlah	2 unit

Tabel V. 11 *Circulating Fluidized Bed Boiler*

Spesifikasi	Keterangan
No.Kode	B-210
Tipe	<i>Circulation Fluidized Bed Boiler (Steam Boiler)</i>
Fungsi	Membakar <i>bagasse</i> menjadi <i>flue gas</i> dan mengubah air menjadi <i>steam</i>
Kapasitas bahan	75 ton/jam
Boiler	
Dimensi	L = 12,2 m W = 6,1 m H = 37,34 m
Pressure Drop	0,2184 bar

<i>Cyclone</i>	
Dimensi	Tinggi masukan = 2,619 m Diameter cyclone = 5,239 m Diameter keluaran = 1,309 m Tinggi bagian silinder = 10,478 m
<i>Economizer</i>	
Shell	ID = 0,7366 m Baffle = 0,3683 m Passes = 1 $\Delta P = 0,1095$ bar
Tube	OD = 0,0381 m ID = 0,0356 m BWG = 18 Pitch = 1 7/8 Panjang = 3,6576 m Passes = 2 $\Delta P = 0,0002551$ bar
Bahan Konstruksi	<i>Carbon and alloy-steel</i>
Jumlah	1 unit
<i>Superheater</i>	
Fungsi	Memanaskan <i>Saturated steam</i> menjadi <i>Superheated steam</i>
Shell	ID = 0,9398 m Baffle = 0,4699 m Passes = 1 $\Delta P = 0,4826$ bar
Tube	OD = 0,01905 m ID = 0,0165 m BWG = 18 Pitch = 0,0254 in Panjang = 4,8768 m Passes = 2 $\Delta P = 0,00086$ bar
Jumlah	1

Secondary Air Preheater	
Fungsi	Memanaskan udara <i>secondary</i> pada <i>boiler</i> dengan menggunakan panas dari <i>flue gas</i>
Shell	ID = 0,9398 m Baffle = 0,2750 m Passes = 1 $\Delta P = 0,0689$ bar
Tube	OD = 0,0191 m Pitch = 1 in Panjang = 5,9944 m Passes = 2 $\Delta P = 0,0689$ bar
Jumlah	1

Tabel V. 12 Spesifikasi *Belt Conveyor Bottom Ash*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-214
Fungsi	Mengangkut <i>bottom ash</i> dari <i>boiler</i>
Tipe	<i>Troughet Belt Conveyor on 20° idler</i>
Kapasitas	220,41 kg/jam
Luas pengangkutan	0,01 m ²
Lebar <i>belt</i>	0,36 m
Kecepatan <i>belt</i>	1,52 m/s
Panjang <i>belt</i>	15 m
Kemiringan	22,5°
Bahan Konstruksi	<i>Carbon-Steel</i>
Jumlah	1 unit

Tabel V. 13 *Electrostatic Precipitator*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-213
Tipe	ESP Dust Colector
Fungsi	Menangkap debu dan partikel yang ada dalam aliran gas yang

Spesifikasi	Keterangan
	akan dibuang ke lingkungan
Output Voltage	144000 Volt
Power	57.6 KW
Dust Air Temperature	≤ 300 °C
Desain Efficiency	≥ 98 %
Tinggi	13.2 m
Diameter	4,6 x 2 m
Jumlah	2 unit

Tabel V. 14 Separator (Knock Out Drum)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-133
Fungsi	Untuk memisahkan <i>steam</i> dari kondensat
Spesifikasi	Keterangan
Tipe	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah <i>standard dish head</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 grade M tipe 316</i>
Silinder	OD = 1,05 m ID = 1,04 m Tinggi = 3,12 m Tebal = 0,0038 m
Tutup Atas	Tinggi = 0,72 m Tebal = 0.01 m
Tutup Bawah	Tinggi = 0,11 m Tebal = 0,02 m
Jumlah	1 unit

Tabel V. 15 Blower Udara Pembakaran

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-135
Tipe	<i>Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>

Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas	40441 – 56605 m ³ /jam (YAOSEN Tipe 10-D)
Fungsi	Untuk menghembuskan udara proses menuju <i>Heater</i>
Tekanan <i>suction</i>	1.013 bar
Tekanan <i>discharge</i>	3.013 bar
<i>Power supply</i>	41.50 kW
Jumlah	2 unit

Tabel V. 16 Steam Turbine

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	N-220
Tipe	<i>Back Pressure Steam Turbin Generator</i>
Fungsi	Mengkonversi steam yang dihasilkan boiler menjadi energi listrik.
Output Power	Up to 45 MW
Inlet Steam Pressure	Up to 140 bar
Inlet Steam Temperature	535 °C (max), 420°C (kondisi operasi)
Tekanan Outlet	Up to 16 bar
Kecepatan	Up to 12000 rpm
Laju Konsumsi Steam	10,5-37,8 kg/KWh
Konsumsi Steam	6-260 ton/jam
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	1 unit

Tabel V. 17 Separator (Knock Out Drum)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-221
Fungsi	Untuk memisahkan <i>steam</i> dari kondensat
Tipe	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah <i>standard dish head</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 grade M tipe 316</i>
Silinder	OD = 1,09 m ID = 1,04 m Tinggi = 3,13 m

Spesifikasi	Keterangan
	Tebal = 0,025 m
Tutup Atas	Tinggi = 0.24 m Tebal = 0.022 m
Tutup Bawah	Tinggi = 0.11 m Tebal = 0.048 m
Jumlah	1 unit

Tabel V. 18 Pompa *Steam Condensate 2*

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-313
Fungsi	Untuk memompa air kondensat dari pabrik gula ke deaerator
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	153.153,15 kg/jam
Diameter pipa	8 in IPS sch 40
Panjang pipa	50 m
Beda Ketinggian	3 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-40,1 lbf.ft/lbm
Wp	44,9 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	89%
Efisiensi motor	84%
Power motor	9,11 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V. 19 Spesifikasi Tangki penampung Air BFW

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-311
Fungsi	Untuk menampung air yang telah dihilangkan mineralnya untuk selanjutnya digunakan sebagai air proses
Bahan	<i>Stainless Steel SA 240 grade M tipe 316</i>
Kapasitas	178.947,37 kg/jam
Bentuk	Silinder
Jenis Tutup Atas	<i>Standard dished head</i>
Outside Diameter	5,18 m
Inside Diameter	5,14 m
Tinggi (LS)	10,27 m
Tebal (ts)	0,02 m
Tinggi Tutup Atas (ha)	1,06 m
Tebal Tutup Atas (tha)	0,02 m
Jumlah	1 unit

Tabel V. 20 Spesifikasi Pompa Demin Water III

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-312
Fungsi	Untuk memompa air dari tangki penampung BFW menuju economizer
Tipe	<i>Reciprocating Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	178.947,37 kg/jam
Diameter Pipa	10 in IPS sch 40
Panjang Pipa	20 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah
Head Pompa (Ws)	-3841,7 (lbf).(ft)/lbfm
Wp	4278,7 (lbf).(ft)/lbfm
Efisiensi Pompa	90 %

Spesifikasi	Keterangan
Efisiensi Motor	94 %
Power Motor	906,95 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V. 21 Spesifikasi Pompa Demin Water I

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-351
Fungsi	Untuk memompa air dari utilitas <i>water process</i> menuju unit demin water
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	3.774,2 kg/jam
Diameter Pipa	2 in IPS sch 40
Panjang Pipa	30 m
Beda Ketinggian	4 m
Elbow 90°	2 buah
Head Pompa (Ws)	-284,2 (lbf).(ft)/lbm
Wp	401,3 (lbf).(ft)/lbm
Efisiensi Pompa	71 %
Efisiensi Motor	80 %
Power Motor	2,11 hp
Jumlah	1 unit

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

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-350
Fungsi	Menjernihkan air dengan cara menghilangkan bau dan warna pada air
Tipe	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin <i>activated carbon</i>
Bahan	<i>Comercial Steel</i>
Kapasitas	14.000 kg / jam
Bentuk	Silinder

Spesifikasi	Keterangan
Jenis Tutup Atas	<i>Standard dished head</i>
Jenis Tutup Bawah	<i>Conical 120°</i>
Diameter Silinder	0,610 m
Tebal Silinder	0,006 m
Tinggi Silinder	0,411 m
Tebal Tutup Atas	0,006 m
Tinggi Tutup Atas	0,163 m
Tebal Tutup Bawah	0,008 m
Tinggi Tutup Bawah	0,191 m
Tekanan Desain	0,610 m
Jumlah	1 unit

Tabel V. 23 Kondenser

Spesifikasi	Keterangan			
No. Kode	E-322			
Fungsi	Mengkondensasikan <i>steam</i> menggunakan <i>cooling water</i>			
Tipe	1-1 <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>	=	126,7	°C
Suhu keluar	<i>Cooling water</i>	=	70	°C
	<i>Steam</i>	=	126,7	°C
Spesifikasi	Keterangan			
Shell	ID	=	0,9906	m
	Baffle	=	0,4953	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,00832	bar
Tube	OD	=	0,01905	m
	ID	=	0,0166	m
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1	in <i>triangular</i>
	Panjang	=	4,8768	m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0421	bar

Spesifikasi	Keterangan	
Rd	0,00143	(hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Jumlah	1	Unit

Tabel V. 24 Spesifikasi Pompa *Cooling Water*

Spesifikasi	Keterangan
K de	L-321
Fungsi	Untuk memompa air dari <i>cooling tower</i> ke kondenser
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	80532,96 kg / jam
Diameter Pipa	1,5 in IPS sch 40
Panjang Pipa	20 m
Beda Ketinggian	2 m
Elbow 90°	2 buah
Head Pompa (Ws)	-33,9 (lbf).(ft)/lbfm
Wp	36,4 (lbf).(ft)/lbfm
Efisiensi Pompa	93 %
Efisiensi Motor	81 %
Power Motor	43,5 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V. 25 Spesifikasi Tangki Reaktor Cation Exchanger (Unit Demin)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-340
Fungsi	Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan kesadahan pada air
Tipe	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan karbon aktif dengan tutup atas dan bawah <i>standard dished head</i>
Bahan	SA-167 grade 3 tipe 304
Kapasitas	6065,12 kg/jam
Diameter Silinder	0,4572 m

Spesifikasi	Keterangan
Tebal Silinder	0,4572 m
Tinggi Silinder	0,0048 m
Tebal tutup Atas	1,126 m
Tinggi Tutup Atas	0,0048 m
Tebal Tutup Bawah	0,1299 m
Tinggi Tutup bawah	0,0048 m
Tekanan desain	2,4814 bar
Jumlah	1 unit

Tabel V. 26 Spesifikasi Tangki Reaktor Anion Exchanger (Unit Demin)

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-330
Fungsi	Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan kesadahan pada air
Tipe	Tangki silinder Vertikal yang diisi dengan resin dengan tutup atas dan bawah <i>standard dished head</i>
Bahan	SA-167 grade 3 tipe 304
Kapasitas	3.578,95 kg / jam
Diameter Silinder	0,4572 m
Tebal Silinder	0,0048 m
Tinggi Silinder	0,9994 m
Tebal Tutup Atas	0,0048 m
Tinggi Tutup Atas	0,1288 m
Tebal Tutup Bawah	0,0048 m
Tinggi Tutup Bawah	0,1288 m
Tekanan Desain	2,4697 bar
Jumlah	1 unit

Tabel V. 27 Spesifikasi Pompa Demin Water 2 (Unit Demin)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-331
Fungsi	Untuk memompa air dari unit demin water ke tangki penampung Deaerator

Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	14.000 kg/jam
Diameter Pipa	3 in IPS sch 40
Panjang Pipa	20 m
Beda Ketinggian	2 m
Elbow 90°	2 buah
Head Pompa (Ws)	-25,3 (lbf).(ft)/lbm
Wp	31,8 (lbf).(ft)/lbm
Efisiensi Pompa	80 %
Efisiensi Motor	55 %
Power Motor	0,90 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V. 28 Spesifikasi Deaerator

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-310
Fungsi	Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, seperti O ₂ agar korosif dan kerak tidak terjadi dengan cara diinjeksikan steam
Bentuk	<i>Silinder</i>
Jenis tutup	<i>Torispherical Flanged</i>
Diameter silinder	3,615 m
Tebal silinder	0,0095 m
Tinggi silinder	5,451 m
Tebal tutup atas	0,0159 m
Tebal tutup bawah	0,0159 m
Tekanan Desain	2,1367 bar
Jumlah	1 unit

Tabel V. 29 Spesifikasi *Fan 2*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-134
Fungsi	Untuk menghembuskan udara dari <i>cyclone</i> proses menuju <i>atmosfer</i>
Tipe	<i>Centrifugal fan</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	985.543,43 kg/jam
Efisiensi	65%
Temperature Inlet Design	55,62 °C
Tekanan Suction	1,0233 bar
Tekanan Discharge	1,0244 bar
Power	41,3 kW
Jumlah	1 unit

Tabel V. 30 Spesifikasi *Fan 1*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-212
Fungsi	Untuk menghembuskan <i>flue gas</i> dari <i>EP</i> proses menuju <i>atmosfer</i>
Tipe	<i>Centrifugal fan</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	403.156,33 kg/jam
Efisiensi	65%
Temperature Inlet Design	138,32 °C
Tekanan Suction	1,043 bar
Tekanan Discharge	1,047 bar
Power	51 kW
Jumlah	1 unit

Tabel V. 31 Spesifikasi *Cooling Tower*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	P-320
Fungsi	Untuk mendinginkan air pendingin dari suhu 59,9°C menjadi 35°C
Spesifikasi	Keterangan
Tipe	<i>Centrifugal fan</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	870.638,42 kg/jam
Ketinggian Menara	3,7146 m
Power	5 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V. 32 Spesifikasi Pompa *Cooling Tower*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-323
Fungsi	Untuk memompa air dari <i>cooling tower</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	870.638,42 kg/jam
Diameter Pipa	18 in IPS sch 40
Panjang Pipa	20 m
Beda Ketinggian	2 m
Elbow 90°	2 buah
Head Pompa (Ws)	-28,2 (lbf).(ft)/lbm
Wp	30,2 (lbf).(ft)/lbm
Efisiensi Pompa	93 %
Efisiensi Motor	55 %
Power Motor	53,23 hp
Jumlah	1 unit

Tabel V. 33 Pompa *Condensate* Udara

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-137
Fungsi	Untuk memompa air kondensat dari <i>Knock Out Drum</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	40.597,18 kg/jam
Diameter pipa	6 in IPS sch 40
Panjang pipa	40 m
Beda Ketinggian	0 m
Elbow 90°	2 buah
Head pompa	-125,91 lbf.ft/lbm
Wp	148,57 lbf.ft/lbm
Efisiensi pompa	85%
Efisiensi motor	75%
Power motor	9,6 hp
Jumlah	1 unit

BAB VI

ANALISA EKONOMI

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

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

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik Energi dari Bagasse ini yaitu Perseroan Terbatas (PT) yang merupakan anak perusahaan dari PT Gula Industri. Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham yaitu 30% equity dan 70% pinjaman dari bank, dimana tiap sekutu (disebut juga persero/equity dan bank) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Modal yang digunakan dalam perseroan terbatas ini berasal dari modal dalam negeri. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

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

4. Terdapat perbedaan hak antara pemilik modal dengan dewan komisaris. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.

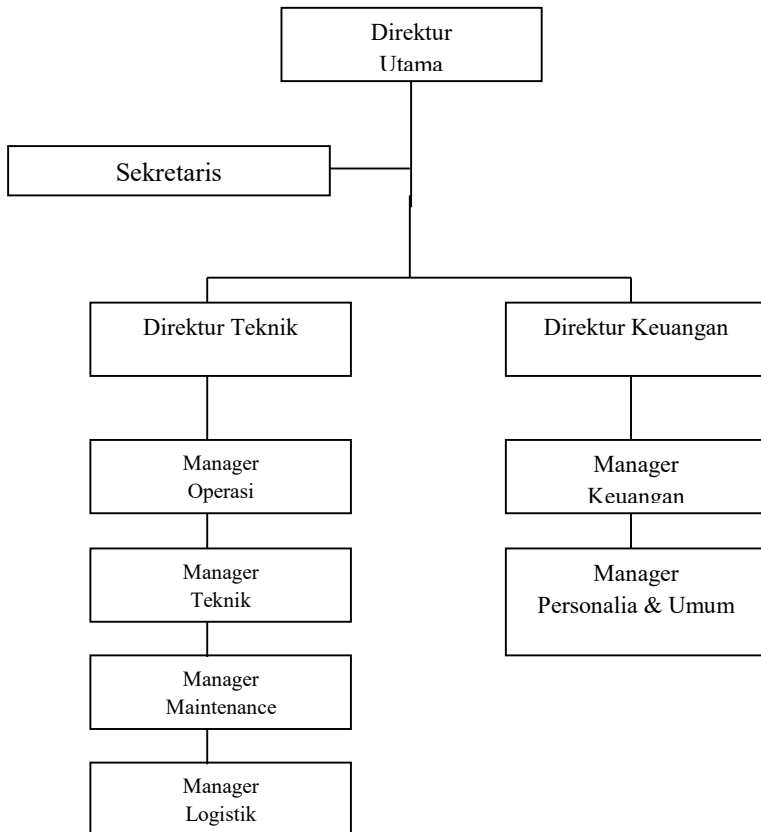
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

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

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

pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

- Pimpinan tertinggi perusahaan dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada komisaris.



Gambar VI. 1 Struktur Organisasi Perusahaan

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

➤ **Pimpinan**

Tugas dan wewenang pemimpin adalah sebagai berikut:

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

➤ **Staff (Pembantu Pimpinan)**

Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli dimana memiliki kewajiban untuk membantu pemimpin dalam menjalankan kebijaksanaan perusahaan. Staff berbentuk tim yang utuh, saling membantukan membutuhkan dengan tujuan agar semua permasalahan yang di perusahaan dapat dipecahkan secara bersama-sama dengan jalan yang terbaik. Macam - macam staff antara lain ialah :

a. Staff Teknik

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

b. Staff Ahli

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

c. Staff Koordinasi

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

VI.1.3 Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi atau perusahaan ini adalah :

1. Dewan Komisaris

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

Tugas Dewan Komisaris:

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan

- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. Direktur Utama

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

Tugas Direktur Utama adalah :

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

- Menentukan kebijakan keuangan

3. Direktur Teknik

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

Tugas Direktur Teknik :

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik
- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian engineering.

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

Tugas Manager Operasi :

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

Tugas Manager *Maintenance* :

- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan

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

Tugas Manager *Plant Technical* :

- Bagian *Plant Technical* bertugas memberikan bantuan teknik kepada bagian maintenance dan bagian operasi yang berkaitan dengan kelancaran dan efisiensi peralatan pabrik.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Operasional.

Tugas Manager Logistik:

- Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli

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

4. Direktur Keuangan

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

Tugas Direktur Keuangan:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan dan bagian personalia dan umum.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Keuangan :

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

Tugas Manager Personalia dan Umum:

- Bagian ini bertugas bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu

karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain: penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Personalia dan Umum.

VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

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

- Penentuan jumlah karyawan operasi (proses):

Kapasitas produksi Listrik =
648.377,985 kw/hari

Dari gambar 6-8 *Timmerhaus* didapat jumlah karyawan total 45 orang/proses. Karena pada pabrik energi dari bagasse ini ada 4 proses, maka didapat total karyawan sebanyak 180 orang. Karyawan operasi dibagi dalam 3 shift kerja (per hari) dengan 1 shift kerja bekerja dalam 8 jam/hari. Dengan pembagian jadwal *shift* sebagai berikut:

M = *Morning* (*Shift* 1) : Jam Kerja (07.00-15.00 WIB).

E = *Evening (Shift 2)* : Jam Kerja (15.00-23.00 WIB).

N = *Night (Shift 3)* : Jam Kerja (23.00-07.00 WIB).

Tabel VI. 1 Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik Energi dari *Bagasse*

No.	Jabatan	Pendidikan					Jumlah Karyawan
		SMP	SMA/SMK	D3	S1	S2	
1	Direktur Utama					1	1
2	Komisaris Utama					1	1
3	Anggota Komisaris					2	2
4	Sekretaris				1		1
5	Direktur Teknik					1	1
6	Direktur Keuangan					1	1
7	Manajer						
	a. Operasi				1		1
	b. Teknik				1		1
	c. Maintenance				1		1
	d. Logistik				1		1
	e. Keuangan				1		1

	f. Personalia & Umum				1		1	
8	Kepala Bagian				4		4	
9	Karyawan Operasional							
	a. Lulusan S-1				60		68	
	b. Lulusan D-3			62			54	
	c. Lulusan SMA/SMK		24				24	
10	Karyawan Keamanan		12				12	
11	Karyawan Kebersihan		10				10	
12	Supir		6				6	
13	Perawat				6		6	
14	Dokter				3		3	
TOTAL								200

VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan

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

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Tidak Tetap

Karyawan yang bekerja secara tidak tetap dan karyawan yang masih menjalani masa kerja percobaan (*trainee*) paling lama 6 bulan. Karyawan tidak tetap ini dapat diterima sebagai karyawan tetap apabila mendapatkan nota persetujuan direktur utama, atas pengajuan kepala bagian dan manajer yang membawahinya. 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 *feed boiler*. Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik diatas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

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

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

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi,

memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

a) Syarat fisik :

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

b) Syarat kimia :

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

c) Syarat bakteriologi :

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

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

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

VI.2.2 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk pabrik ini adalah ampas tebu sebagai sumber energi yang digunakan untuk menjalankan peralatan proses.

VI.2.3 Unit Pemadam Kebakaran

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

VI.3 Analisa Ekonomi

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

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

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

1. Penaksiran Total Investasi Modal (*Total Capital Investment*, TCI) yang meliputi:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI) :
 - Biaya Langsung (*Direct Cost*)
 - Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*, WCI)
2. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*, TPC), yang terdiri:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*) :
 - Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost*, DPC)
 - Biaya Tetap (*Fixed Cost*, FC)
 - Biaya Tambahan *Plant* (*Plant Overhead Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total

Perhitungan Biaya Total ini digunakan untuk mengetahui besarnya semua biayayang dikeluarkan perusahaan. Selain itu juga untuk mengetahui besarnya nilaititik impas (BEP). Untuk

mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap:

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

Total pendapatan dihitung untuk mengetahui besarnya pendapatan bersih yang didapatkan untuk pabrik sehingga apabila pabrik ini mendapatkan laba yang sesuai maka pabrik yang sedang direncanakan ini layak untuk didirikan, akan tetapi apabila pabrik yang direncanakan mengalami kerugian maka pabrik ini tidak layak untuk didirikan. Analisa ekonomi dalam desain Pabrik Energi dari Bagasse ini dihitung dengan menggunakan “Metode *Discounted Cash Flow*”. Perhitungan analisa ekonomi secara lengkap dapat dilihat pada Appendiks 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 = 30 %

Modal Pinjaman = 70 %

2. Bunga Bank = 11,18 % per tahun

3. Laju Inflasi = 3,5 % per tahun

4. Masa Konstruksi = 2 tahun

- Tahun pertama menggunakan 50 % modal sendiri dan 50 % modal pinjaman.

- Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan sisa modal pinjaman.

5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:

- Pada awal masa konstruksi yaitu awal tahun ke (-2) dilakukan pembayaran sebesar 50 % dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
 - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman.
6. Pengembalian pinjaman dilakukan pada jangka waktu 25 tahun, sebesar 10 % per tahun.
 7. Umur pabrik, penyusutan investasi alat dan bangunan diperkirakan terjadi dalam waktu 25 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 Appendiks D.

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

Internal rate of return berdasarkan metode *discounted cash flow* adalah suatu tingkatbunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlahpengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* harga i , yaitu lajubunga 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 Appendiks D, didapatkan harga $i = 20.83\%$ yang mana lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu 11.18% per tahun. Dengan harga $i = 20.83\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 11.18% 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 Rp514,306,345,638. 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.

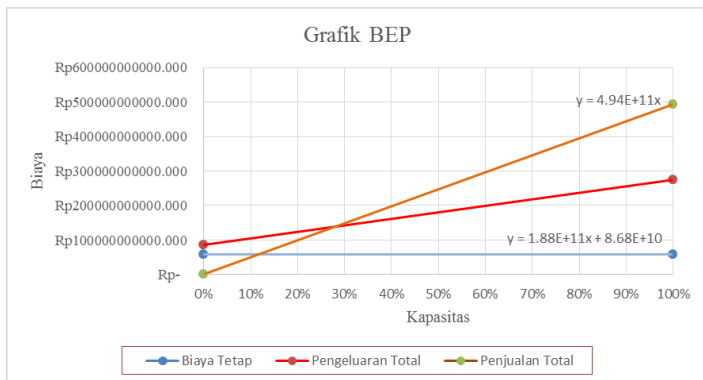
VI.3.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada *Appendiks D* didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum

adalah 5,09 tahun. Nilai POT ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 25 tahun.

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

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) = 28%.



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

BAB VII

KESIMPULAN

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

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

- Secara Teknis

Pabrik Energi dari Bagasse dapat didirikan di Kecamatan Gempolkrep, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur dengan kapasitas *on season* **75 ton/jam**, yang dapat memenuhi kebutuhan *steam* pabrik gula sebesar 153.000 kg/Jam dan memproduksi listrik **26.58 MW**. Kapasitas *off season* **22,5 ton/jam** dan mampu menghasilkan listrik **8,39 MW**. 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 pembakaran langsung.

- 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 23.38% per tahun, dimana lebih besar dari suku bunga bank yang sebesar 11.18 % per tahun.
2. *Net Present Value* (NPV) sebesar Rp 298.097.893.279,2. Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV>0).
3. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*) adalah 3,99 tahun, dimana lebih kecil dari perkiraan umur pabrik yaitu 10 tahun.
4. Titik Impas (*Break Even Point/BEP*) sebesar 29%.

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

DAFTAR PUSTAKA

- Agrofarm. 2014. Agar pabrik gula efisien, PTPN X optimalkan ampas tebu. Agrofarm edisi Rabu, 20 Agustus 2014. http://www.agrofarm.co.id/read/perkebunan/753/agar-pabrik-gula-efisien-ptpn-x-optimalkan-ampastebu/#.VD_0WeSyn0 (16 Januari 2019).
- Amadi, Hachimenum. (2017). Distributed Generation in Nigeria's Post-Privatised Power Sector - Challenges and Prospects. *International Journal of Engineering Research and Applications*. 7. 54-70. 10.9790/9622-0707075470.
- Ariningsih. 2014. Menuju Industri Tebu Bebas Limbah. Bogor: Pusat Sosial Ekonomi dan Kebijakan Pertanian.
- Basu, Prabir. 1991. Design and Operations Circulating Fluidized Bed. United States America: Butterworth-Heinemann.
- Bleier, Frank P. 1998. Fan Handbook. New York: McGraw-Hill.
- Brownell, Lloyd E dan Edwin H Young.1959. Process Equipment Design. New York: John Wiley & Sons.

- Dipak K.Sarkar . Fluidized-Bed Combustion Boilers.
Thermal Power Plant Design and Operation.
2015, Pages 159-187
- Erawati Emi,Wahyudi Budi Setiawan dan Panut Mulyono. 2013. Karakteristik Bio-Oil Hasil Pirolisis Amapas Tebu.Yogyakarta: JKTI.
- Fire Tube Gas Boiler VS Water Tube Gas Boiler
<https://www.zgindustrialboiler.com/news/i/fire-tube-gas-boiler-vs-water-tube-gas-bo.html>
tanggal 23 Oktober 2018 pukul 13.31
- Geankoplis, Christie J. 1997. Transport Process and Unit Operations 3rd Edition. New Delhi: Prentice-Hall of India.
- Graves. 1979. Presurised FBC Technology. United States America: Noyes Data Corporation.
- Hugot. 1986. Handbook of Cane Sugar Engineering 2nd edition. New York:Elsevier Science.
- Hassuani, Jose.2001. Biomass Power Generation :Sugar Cane Bagasse and Trash. Brazil: PNUD.
- Husin, A. A. 2007. Pemanfaatan Limbah Untuk Bahan Bangunan. <http://www.kimpraswil.go.id/balitbang/puskim/Homepage%20Modul%202003/modulc1/MAKALAH%20C13.pdf> .
Diakses tanggal 1 Desember 2018

- Kern, Donald Q. 1965. Process Heat Transfer. International Edition. Tokyo: McGraw-Hill Book Company.
- Kompas.12 Juli 2000. Paradigma baru bagi limbah. Harian Kompas edisi Rabu, 12 Juli 2000.<http://www.kompas.com/kompas-cetak/0007/12/daerah/para22.htm> (17 April 2018).
- Kurniawan Yahya dan H.Santoso. 2009. Listrik Sebagai Ko-Produk Potensial Pabrik Gula. Pasuruan: Pusat Penelitian Perkebunan Gula Indonesia.
- Kusnarjo. 2010. Desain Bejana Bertekanan. Surabaya: ITS Press.
- Ludwig Ernest. 1999. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Volume 3,Third Edition.USA: Gulf Publishing Company.
- McCabe, Warren L.1993. Unit Operations of Chemical Engineer's Handbook.7th edition New York: McGraw-Hill International Book.
- Misran, E. 2005. Industri tebu menuju zero waste industry. Jurnal Teknologi Proses 4(2):6-10
- Mujumdar, Arun S. 2006. Handbook of Industrial Drying. Philadelphia: Taylor and Francis Group, LLC.

- Oka, Simeon. 2004. Fluidized Bed Combustion. United States America: Marcel Dekker, Inc.
- Perry, Robert H dan Don Green. Perry's Chemical Engineers Handbook 7th edition. New York: McGraw-Hill Book Cmpany.
- Peters, Max S, Klaus D Timmerhaus, dan Ronald E West. 2003. Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th Edition. Boston: McGraw-Hill Book Company.
- Polaco, Stella Luz. 2013. Fluidized Bed Superheated Steam Dryer for Bagasse: Effects of Particle Size Distribution. Journal of Sustainable Bioenergy Systems, Vol. 3, hal 265-271.
- Powell, Sheppard T. 1954. Water Conditioning for Industry. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Rahman, Ali Kamel. 2003. Bagass Drying: Advantages and Merits (Performance of a Fluidized-Bed Bagasse Dryer). ResearchGate: 283348898.
- Smith, Robin. 2005. Chemical Process Design and Integration. England: John Wiley & Sons, Ltd.
- Syahputra, A.S., Munarti, dan D.P.O. Saputra. 2011. Pengolahan limbah pabrik gula. Makalah Pengolahan Limbah Kimia. Jurusan Kimia. Fakultas Matematika Ilmu Pengetahuan Alam. Universitas Haluoleo. Kendari.

Ulrich, Gael D dan Palligarnai T Vasudevan. 2006. How to Estimate Utility Costs. New Hampshire: John Wiley & Sons.

<http://www.pln.co.id> diakses pada tanggal 12 Desember 2018 pukul 13.00 WIB

www.ptkebonagung.com diakses pada tanggal 10 Desember 2018 pukul 13.00 WIB

<http://www.puslitgula10.com> diakses pada tanggal 10 Desember 2018 pukul 13.00 WIB

<http://www.siemens.com> diakses pada tanggal 22 Desember 2018 pukul 15.00 WIB

<http://yokogawa.com> diakses pada tanggal 05 Desember 2018 pukul 10.00 WIB

<https://www.alibaba.com/> diakses pada tanggal 9 Desember 2018 pukul 13.00

<https://www.hargen.co.id/news/2014/05/statistik-pembangkit-listrik-di-indonesia>

<https://ilmupengetahuanumum.com/10-negara-penghasil-batu-bara-terbesar-di-dunia/>

<http://www.mojokertokab.go.id/thm/v1/?vi=geografis>

<https://suaramojokerto.com/2018/11/10/sepakat-umk-2019-kab-mojokerto-rp-3-851-ribu-kota-rp-2-037-ribu/>

<https://mojokertokab.bps.go.id/statictable/2015/02/04/8/curah-hujan-tahun-2013.html>

<http://www.kainonboiler.com/advantages-disadvantages-water-tube-boilers/>

<https://zgindustrialboiler.com/>

APPENDIKS A
PERHITUNGAN NERACA MASSA
ON SEASON

Keterangan:

Kapasitas Pabrik *On season*

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200	ton/hari
Kapasitas <i>bagasse</i> (30% dari tebu)	:	2160	ton/hari
	:	97.500	Kg/jam
(83% dari <i>bagasse</i>)	:	75.000	kg/jam
	:	20,83	kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	180	Hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24	Jam
Basis perhitungan	:	1	Jam
Asumsi	:	Tidak ada massa yang hilang	
Satuan Massa	:	kg	

Maka,

neraca massa total :

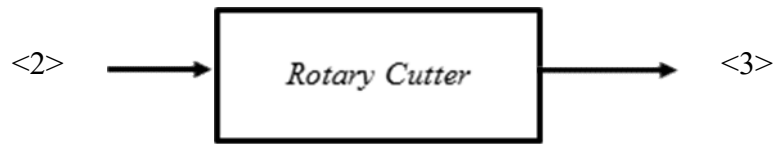
Akumulasi = in – out

Akumulasi = 0 (sistem *continue*)

Tabel A. 1 Komposisi Wet Bagasse

Komponen	% Berat	Massa (kg)
C	0.2375	17812.5000
H ₂	0.0305	2287.5000
O ₂	0.2220	16650.0000
Ash	0.0100	750.0000
H ₂ O	0.5000	37500.0000
Total	1.0000	75000.0000

A.1. ROTARY CUTTER (C-120)



Keterangan :

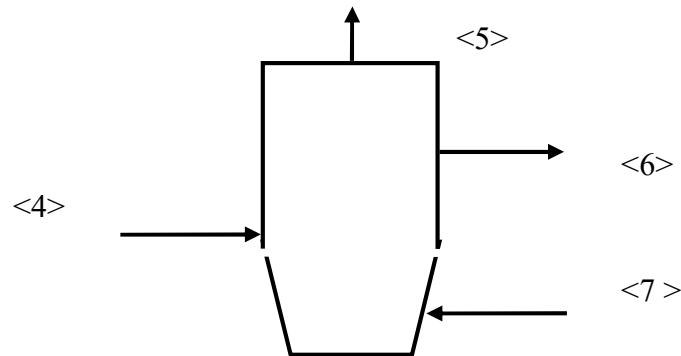
Aliran <2> = *Wet Bagasse sebelum dihaluskan*

Aliran <3> = *Wet Bagasse setelah dihaluskan*

Tabel A. 2 Neraca Massa Rotary Cutter

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.2375	17812.500	0.2375	17812.500
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0305	2287.500	0.0305	2287.500
O ₂	0.2220	16650.000	0.2220	16650.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0100	750.000	0.0100	750.000
H ₂ O	0.5000	37500.000	0.5000	37500.000
Total	1.0000	75000.000	1.0000	75000.000

A.2. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



Keterangan :

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

Aliran <7> = *Udara Pengeringan masuk*

Aliran <5> = *Udara Pengeringan keluar*

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

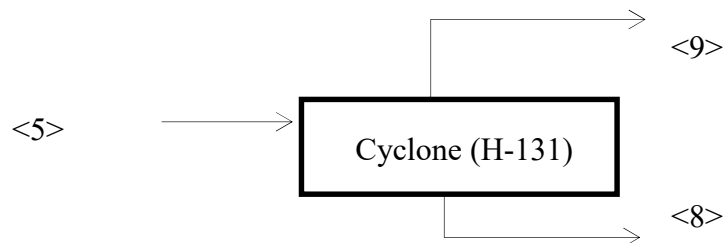
Tabel A. 3 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<4>		<7>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.2375	17812.500	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.7527	755900.304
H ₂	0.0305	2287.500	0.0000	0.000
O ₂	0.2220	16650.000	0.2287	229628.124
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0100	750.000	0.0000	0.000
H ₂ O	0.5000	37500.000	0.0186	18725.040
Total	1.0000	75000.000	1.0000	1004253.468
Total Aliran	1079253.468			

Tabel A. 4 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<5>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0003	356.250	0.3352	17456.250
N ₂	0.7359	755900.304	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	45.750	0.0431	2241.750
O ₂	0.2239	229961.124	0.3134	16317.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	15.000	0.0141	735.000
H ₂ O	0.0398	40903.612	0.2942	15321.429
Total	1.0000	1027182.039	1.0000	52071.429
Total Aliran	1079253.468			

A.3. CYCLONE (H-131)



Keterangan :

Aliran <5> = Udara pengering keluar *fluidized bed dryer*

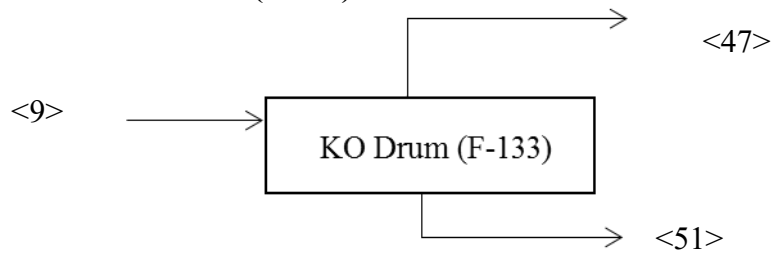
Aliran <9> = Udara pengering keluaran *Cyclone*.

Aliran <8> = *Bagasse* keluar *cyclone*

Tabel A. 5 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk		Keluar			
	<5>		<9>		<8>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0003	356.250	0.0000	7.125	0.3352	349.125
N ₂	0.7359	755900.304	0.7366	755900.304	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	45.750	0.0000	0.915	0.0431	44.835
O ₂	0.2239	229961.124	0.2238	229634.784	0.3134	326.340
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	15.000	0.0000	0.300	0.0141	14.700
H ₂ O	0.0398	40903.612	0.0396	40597.183	0.2942	306.429
Total	1.0000	1027182.039	1.0000	1026140.611	1.0000	1041.429
Total Aliran	1027182.039		1027182.039			

A.4. KNOCK OUT DRUM (F-133)



Keterangan :

Aliran <9> = *Flue gas* masuk KO Drum

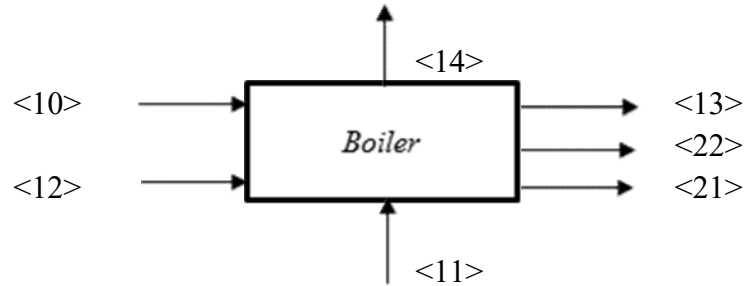
Aliran <47> = Udara pengering masuk

Aliran <51> = *Boiler feed water*

Tabel A. 6 Neraca Massa KO Drum

Komponen	Masuk		Keluar			
	<9>		<47>		<51>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	7.125	0.0000	7.1250	0.0000	0.0000
N ₂	0.7366	755900.304	0.7366	755900.3041	0.0000	0.0000
H ₂	0.0000	0.915	0.0000	0.9150	0.0000	0.0000
O ₂	0.2238	229634.784	0.2238	229634.7837	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ash	0.0000	0.300	0.0000	0.3000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.0396	40597.183	0.0000	0.0000	1.0000	40597.183
Total	1.0000	1026140.611	0.9604	985543.4278	1.0000	40597.183
Total Aliran	1026140.611		1026140.611			

A.5. BOILER (B-210)



Keterangan :

Aliran <10> = *Dry bagasse*

Aliran <11> = *Udara pengering masuk*

Aliran <12> = *Boiler feed water*

Aliran <14> = *Steam*

Aliran <13> = *Flue gas ke Filter bag*

Aliran <21> = *Ash*

Aliran <22> = *Boiler Blowdown*

Tabel A. 7 Neraca Massa Boiler Arus Masuk

Komponen	Masuk					
	<10>		<11>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.3352	17805.375	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.7527	264353.591	0.0000	0.000
H ₂	0.0431	2286.585	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
O ₂	0.3134	16643.340	0.2287	80305.589	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
Ash	0.0141	749.700	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
H ₂ O	0.2942	15627.857	0.0186	6548.524	1.0000	178947.370
Total	1.0000	53112.857	1.0000	351207.705	1.0000	178947.370
Total Aliran	583267.931					

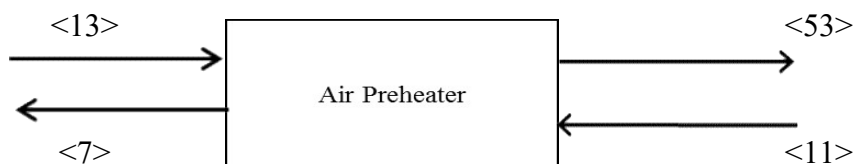
Tabel A. 8 Neraca Massa Boiler Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	1.0000	734.706	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0000	0.000	1.0000	8947.368
Total	1.0000	734.706	1.0000	8947.368
Total Aliran	583267.931			

Tabel A. 9 Neraca Massa Boiler Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<13>		<14>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0009	356.108	0.0000	0.000
N ₂	0.6550	264353.592	0.0000	0.000
H ₂	0.0001	45.732	0.0000	0.000
O ₂	0.0795	32079.138	0.0000	0.000
CO ₂	0.1585	63980.648	0.0000	0.000
Ash	0.0000	14.994	0.0000	0.000
H ₂ O	0.1059	42755.647	1.0000	170000.000
Total	1.0000	403585.857	1.0000	170000.000
Total Aliran	583267.931			

A.6. Heater Udara Pengeriing (E-132)



Keterangan :

Aliran <13> = Flue Gas yang mengandung ash

Aliran <53> = Flue gas keluar Air Preheater

Aliran <53> = Flue gas keluar Air Preheater

Aliran <7> = Udara Pengeriing Keluar

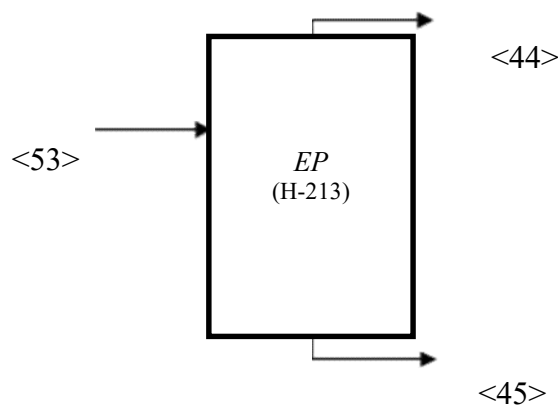
Tabel A. 10 Neraca Massa Heater Udara Pengering Arus Masuk

Komponen	Keluar			
	<11>		<13>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0009	356.1075
N ₂	0.7527	755900.304	0.6550	264353.5919
H ₂	0.0000	0.000	0.0001	45.7317
O ₂	0.2287	229628.124	0.0795	32079.1375
CO ₂	0.0000	0.000	0.1585	63980.6475
Ash	0.0000	0.000	0.0000	14.9940
H ₂ O	0.0186	18725.040	0.1059	42755.6466
Total	1.0000	1004253.468	1.0000	403585.86
Total Aliran	1407839.3247			

Tabel A. 11 Neraca Massa Heater Udara Pengering Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<7>		<53>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0009	356.1075
N ₂	0.7527	755900.304	0.6550	264353.5919
H ₂	0.0000	0.000	0.0001	45.7317
O ₂	0.2287	229628.124	0.0795	32079.1375
CO ₂	0.0000	0.000	0.1585	63980.6475
Ash	0.0000	0.000	0.0000	14.9940
H ₂ O	0.0186	18725.040	0.1059	42755.6466
Total	1.0000	1004253.468	1.0000	403585.86
Total Aliran	1407839.3247			

A.7. ELECTROSTATIC PRECIPITATOR (H-213)



Keterangan :

Aliran <53> = *Flue gas* yang mengandung *ash*

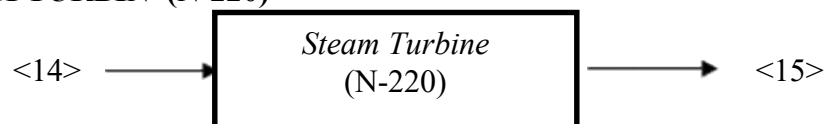
Aliran <43> = *Flue gas* keluar *Filter Bag*

Aliran <45> = *Ash* keluar *Filter Bag*

Tabel A. 1 Neraca Massa *Electrostatic Precipitator*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<53>		<44>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	7.122	0.0000	0.071	0.3352	7.051
N ₂	0.6557	264353.592	0.6557	264353.592	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.915	0.0000	0.009	0.0431	0.905
O ₂	0.0796	32079.138	0.0796	32072.547	0.3134	6.591
CO ₂	0.1587	63980.648	0.1587	63980.648	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.300	0.0000	0.003	0.0141	0.297
H ₂ O	0.1060	42755.647	0.1060	42749.458	0.2942	6.189
Total	1.0000	403177.360	1.0000	403156.328	1.0000	21.033
Total Aliran	403177.360		403177.360			

A.8. STEAM TURBIN (N-220)



Keterangan :

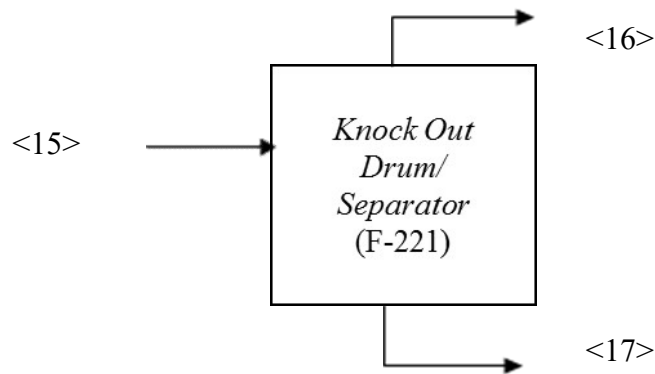
Aliran <14> = *Steam* masuk turbin

Aliran <15> = *Steam* keluar turbin

Tabel A. 13 Neraca Massa Steam Turbin

Komponen	Masuk		Keluar	
	<14>		<15>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	170000.000	1.0000	170000.000
Total	1.0000	170000.000	1.000	170000.000

A.9. KNOCK OUT DRUM (F-221)



Keterangan :

Aliran <15> = *Steam* masuk KO Drum

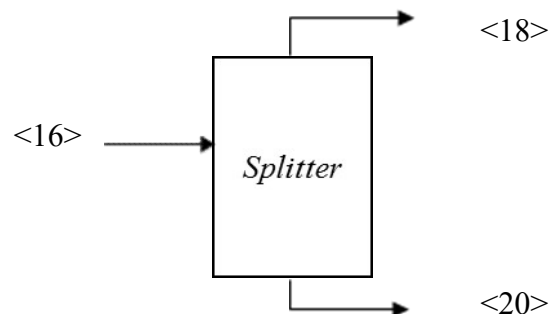
Aliran <16> = *Steam* keluar KO Drum

Aliran <17> = Kondensat

Tabel A. 14 Neraca Massa Knock Out Drum

Komponen	Masuk		Keluar			
	<15>		<16>		<17>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	170000.000	1.0000	158550.148	1.0000	11449.852
Total	1.0000	170000.000	1.0000	158550.148	1.0000	11449.852
Total Aliran	170000.000		170000.000			

A.10. SPLITTER



Keterangan :

Aliran <16> = *Steam* masuk

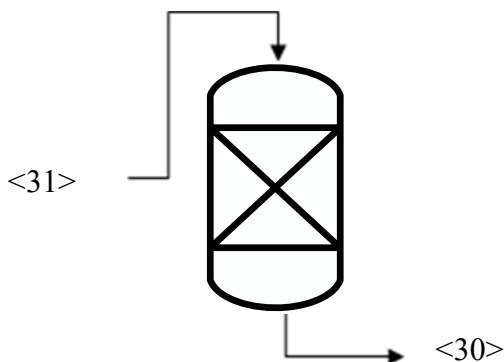
Aliran <18> = *Steam* untuk proses dearator

Aliran <20> = *Steam* untuk proses produksi pabrik gula

Tabel A. 15 Neraca Massa *Splitter*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<16>		<18>		<20>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	158550.148	1.0000	497.516	1.0000	158052.632
Total	1.0000	158550.148	1.0000	497.516	1.0000	158052.632
Total Aliran	158550.148		158550.148			

A.11. TANGKI REAKTOR CARBON FILTER (R-350)



Keterangan :

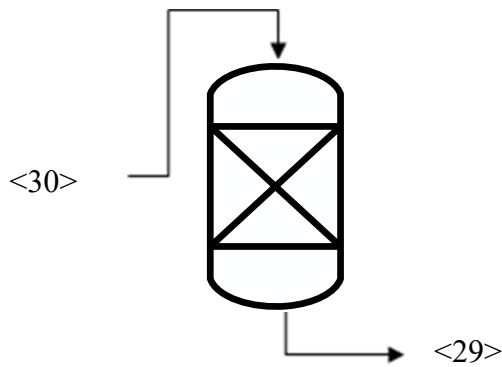
Aliran <31> = Air masuk tangki *carbon filter*

Aliran <30> = Air keluar tangki *carbon filter* dan masuk *cation exchanger*

Tabel A. 16 Neraca Massa Tangki Reaktor *Carbon Filter*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<31>		<30>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000
Total	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000

A.12. TANGKI REAKTOR CATION EXCHANGER (R-340)



Keterangan :

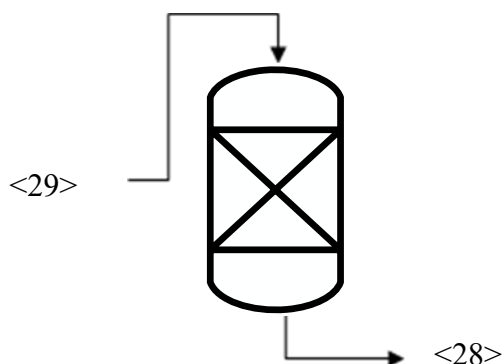
Aliran <30> = Air masuk tangki *cation exchanger*

Aliran <29> = Air keluar tangki *cation exchanger*

Tabel A. 17 Neraca Massa Tangki Reaktor Cation Exchanger

Komponen	Masuk		Keluar	
	<30>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000
Total	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000

A.13. TANGKI REAKTOR ANION EXCHANGER (R-330)



Keterangan :

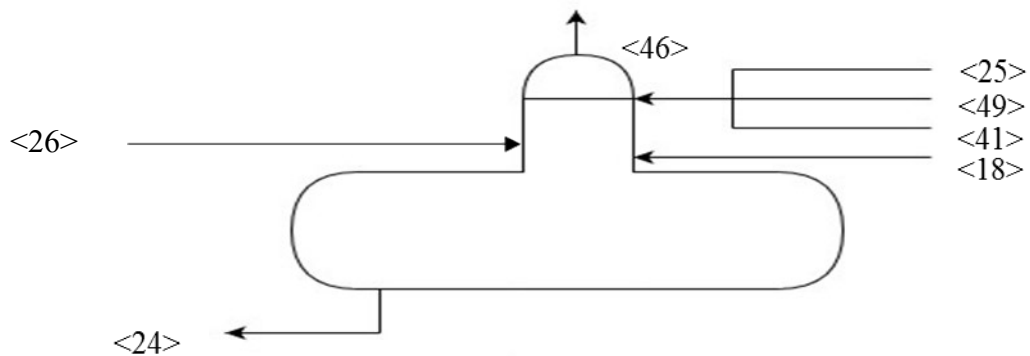
Aliran <29> = Air masuk tangki *anion exchanger*

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

Tabel A. 18 Neraca Massa Tangki Reaktor Anion Exchanger

Komponen	Masuk		Keluar	
	<29>		<28>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000
Total	1.0000	14000.000	1.0000	14000.000

A.14. DEAERATOR (D-310)



Keterangan :

Aliran <49> = Kondensat dari *Knok out drum*

Aliran <26> = Kondensat dari pabrik gula

Aliran <25> = Air keluar *anion exchanger*

Aliran <18> = *Steam* dari *splitter* untuk proses deareasi

Aliran <46> = Oksigen keluar *dearator*

Aliran <24> = Aliran BFW menuju tangki penampung air BFW

Aliran <41> = Kondensat saat off season, saat on season = 0

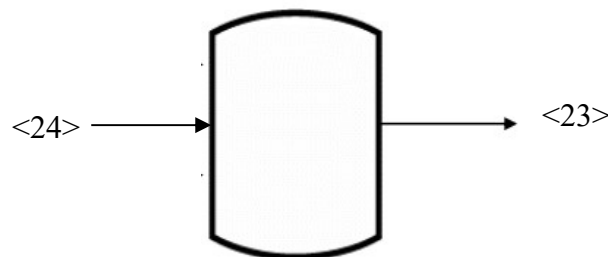
Tabel A. 29 Neraca Massa Dearator Arus Masuk

Komponen	Masuk					
	<49>		<26>		<25>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0.0000	0.0000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0010	153.153	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	11449.852	0.9990	153000.000	1.0000	14000.000
Total	1.0000	11449.852	1.0000	153153.153	1.0000	14000.000
Total Aliran	179100.522					

Tabel A. 20 Neraca Massa Dearator Arus Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<18>		<46>		<24>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	1.0000	153.153	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	497.516	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Total	1.0000	497.516	1.0000	153.153	1.0000	178947.368
Total Aliran	179100.522		179100.522			

A.15. TANGKI PENAMPUNG AIR BFW (F-311)



Keterangan ;

Aliran <24> = Aliran BFW dari *Dearator*

Aliran <23> = Aliran BFW menuju *Economizer*

Tabel A. 3 Neraca Massa Tangki BFW

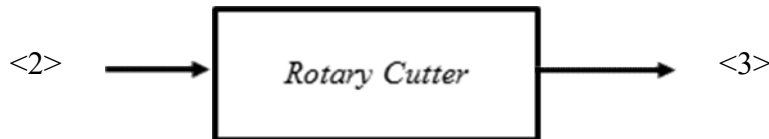
Komponen	Masuk		Keluar	
	<24>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	178947.368	1.0000	178947.368
Total	1.0000	178947.368	1.0000	178947.368
Total Aliran	178947.368		178947.368	

III.2 Neraca Massa *Off Season*

Kapasitas Pabrik *Off season*

Kapasitas Pabrik Gula	:	7200	ton/hari
Kapasitas <i>bagasse</i> (30% dari tebu)	:	2160	ton/hari
	:	97.500	Kg/jam
(17% dari <i>bagasse</i>)	:	22.500	kg/jam
	:	6,25	kg/s
Waktu operasi dalam 1 tahun	:	120	Hari
Waktu operasi dalam 1 hari	:	24	Jam
Basis perhitungan	:	1	Jam

A.16. ROTARY CUTTER (C-120)



Keterangan :

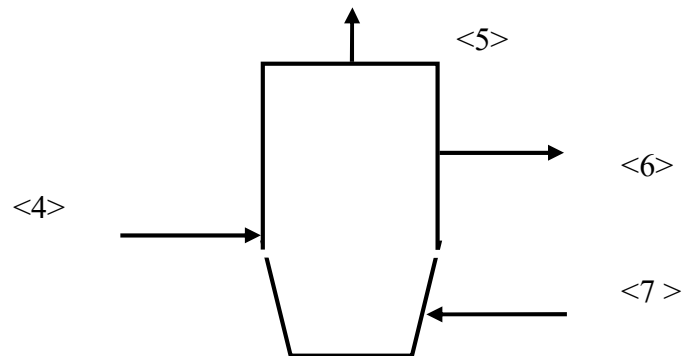
Aliran <2> = *Wet Bagasse* sebelum dihaluskan

Aliran <3> = *Wet Bagasse* setelah dihaluskan

Tabel A. 4 Neraca Massa Rotary Cutter

Komponen	Masuk		Keluar	
	<2>		<3>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.2375	5343.750	0.2375	5343.750
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0305	686.250	0.0305	686.250
O ₂	0.2220	4995.000	0.2220	4995.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0100	225.000	0.0100	225.000
H ₂ O	0.5000	11250.000	0.5000	11250.000
Total	1.0000	22500.000	1.0000	22500.000

A.17. FLUIDIZED BED DRYER (B-130)



Keterangan :

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

Aliran <7> = Udara Pengeringan masuk

Aliran <5> = Udara Pengeringan keluar

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

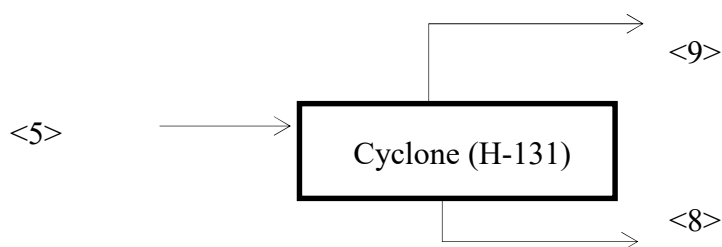
Tabel A. 5 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<4>		<7>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.2375	5343.750	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.7527	226770.091
H ₂	0.0305	686.250	0.0000	0.000
O ₂	0.2220	4995.000	0.2287	68888.437
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0100	225.000	0.0000	0.000
H ₂ O	0.5000	11250.000	0.0186	5617.512
Total	1.0000	22500.000	1.0000	301276.040
Total Aliran	323776.040			

Tabel A. 6 Neraca Massa Fluidized Bed Dryer Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<5>		<6>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0003	106.875	0.3352	5236.875
N ₂	0.7359	226770.091	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	13.725	0.0431	672.525
O ₂	0.2239	68988.337	0.3134	4895.100
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	4.500	0.0141	220.500
H ₂ O	0.0398	12271.083	0.2942	4596.429
Total	1.0000	308154.612	1.0000	15621.429
Total Aliran	323776.040			

A.18. CYCLONE (H-131)



Keterangan :

Aliran <5> = Udara pengering keluar *fluidized bed dryer*

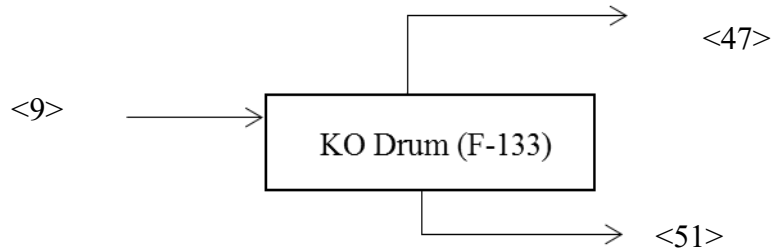
Aliran <9> = Udara pengering keluaran *Cyclone*.

Aliran <8> = *Bagasse* keluar *cyclone*

Tabel A. 7 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk		Keluar			
	<5>		<9>		<8>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0003	106.875	0.0000	2.138	0.3352	104.738
N ₂	0.7359	226770.091	0.7366	226770.091	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	13.725	0.0000	0.275	0.0431	13.451
O ₂	0.2239	68988.337	0.2238	68890.435	0.3134	97.902
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	4.500	0.0000	0.090	0.0141	4.410
H ₂ O	0.0398	12271.083	0.0396	12179.155	0.2942	91.929
Total	1.0000	308154.612	1.0000	307842.183	1.0000	312.429
Total Aliran	308154.612		308154.612			

A.19. KNOCK OUT DRUM (F-133)



Keterangan :

Aliran <9> = *Flue gas* masuk KO Drum

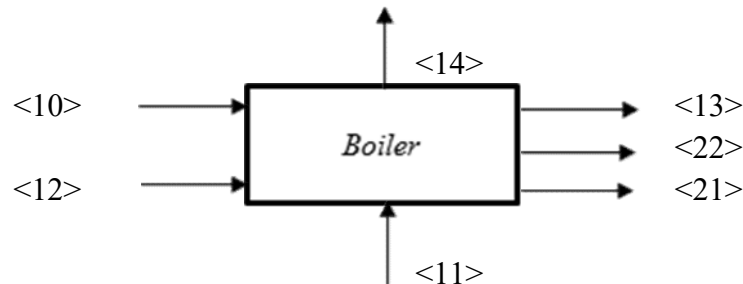
Aliran <47> = Udara pengering masuk

Aliran <51> = *Boiler feed water*

Tabel A. 8 Neraca Massa KO Drum

Komponen	Masuk		Keluar			
	<9>		<47>		<51>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	2.1375	0.0000	2.1375	0.0000	0.000
N ₂	0.7366	226770.091	0.7366	226770.0912	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.2745	0.0000	0.2745	0.0000	0.000
O ₂	0.2238	68890.435	0.2238	68890.4351	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.0900	0.0000	0.0900	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0396	12179.154	0.0000	0.0000	1.0000	12179.155
Total	1.0000	307842.2	0.9604	295663.0283	1.0000	12179.155
Total Aliran	307842.1832		307842.1832			

A.20. BOILER (B-210)



Keterangan :

Aliran <10> = *Dry bagasse*

Aliran <11> = Udara pengering masuk

Aliran <12> = *Boiler feed water*

Aliran <14> = *Steam*

Aliran <13> = *Flue gas ke Filter bag*

Aliran <21> = Ash

Aliran <22> = Boiler Blowdown

Tabel A. 9 Neraca Massa Boiler Arus Masuk

Komponen	Masuk					
	<10>		<11>		<12>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.3352	5341.613	0.0000	0.000	0.0000	0.0000
N ₂	0.0000	0.000	0.7527	79306.078	0.0000	0.0000
H ₂	0.0431	685.976	0.0000	0.000	0.0000	0.0000
O ₂	0.3134	4993.002	0.2287	24091.677	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.0000
Ash	0.0141	224.910	0.0000	0.000	0.0000	0.0000
H ₂ O	0.2942	4688.357	0.0186	1964.557	1.0000	56509.70
Total	1.0000	15933.857	1.0000	105362.312	1.0000	56509.70
Total Aliran	177805.8642					

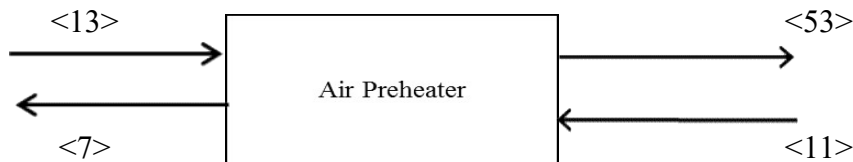
Tabel A. 10 Neraca Massa Boiler Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<21>		<22>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	1.0000	220.412	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0000	0.000	1.0000	2825.485
Total	1.0000	220.412	1.0000	2825.485
Total Aliran	177805.8642			

Tabel A. 11 Neraca Massa Boiler Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<13>		<14>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0009	106.832	0.0000	0.000
N ₂	0.6550	79306.078	0.0000	0.000
H ₂	0.0001	13.720	0.0000	0.000
O ₂	0.0795	9623.741	0.0000	0.000
CO ₂	0.1585	19194.194	0.0000	0.000
Ash	0.0000	4.498	0.0000	0.000
H ₂ O	0.1059	12826.694	1.0000	53684.211
Total	1.0000	121075.757	1.0000	53684.211
Total Aliran	177805.8642			

A.21. Heater Udara Pengering (E-132)



Keterangan :

Aliran <13> = Flue Gas yang mengandung ash

Aliran <53> = Flue gas keluar Air Preheater

Aliran <53> = Flue gas keluar Air Preheater

Aliran <7> = Udara Pengering Keluar

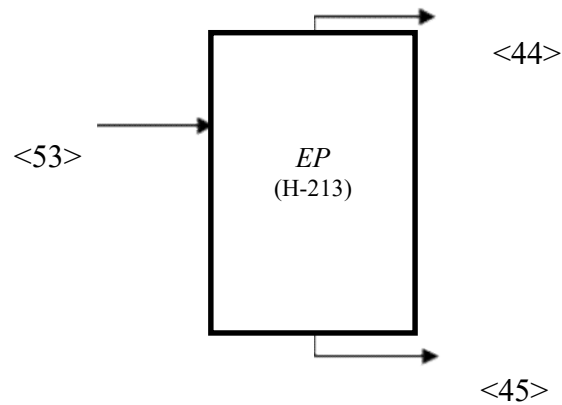
Tabel A. 30 Neraca Massa Heater Udara Pengering Arus Masuk

Komponen	Keluar			
	<11>		<13>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0009	106.8323
N ₂	0.7527	226770.091	0.6550	79306.0776
H ₂	0.0000	0.000	0.0001	13.7195
O ₂	0.2287	68888.437	0.0795	9623.7413
CO ₂	0.0000	0.000	0.1585	19194.1943
Ash	0.0000	0.000	0.0000	4.4982
H ₂ O	0.0186	5617.512	0.1059	12826.6940
Total	1.0000	301276.040	1.0000	121075.76
Total Aliran	422351.7974			

Tabel A. 12 Neraca Massa Heater Udara Pengering Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<7>		<53>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.00	0.0009	106.8323
N ₂	0.7527	226770.09	0.6550	79306.0776
H ₂	0.0000	0.00	0.0001	13.7195
O ₂	0.2287	68888.44	0.0795	9623.7413
CO ₂	0.0000	0.00	0.1585	19194.1943
Ash	0.0000	0.00	0.0000	4.4982
H ₂ O	0.0186	5617.51	0.1059	12826.6940
Total	1.0000	301276.04	1.0000	121075.76
Total Aliran	422351.7974			

A.22. Electrostatic Precipitator (H-213)



Keterangan :

Aliran <53> = *Flue gas* yang mengandung *ash*

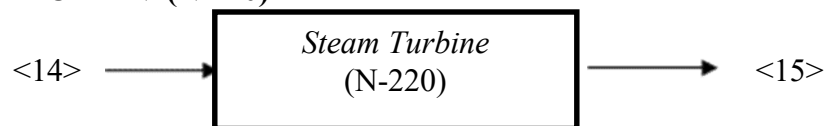
Aliran <43> = *Flue gas* keluar *Filter Bag*

Aliran <45> = *Ash* keluar *Filter Bag*

Tabel A. 13 Neraca Massa *EP*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<53>		<43>		<45>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	2.137	0.0000	0.021	0.3352	2.115
N ₂	0.6557	79306.078	0.6557	79306.078	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.274	0.0000	0.003	0.0431	0.272
O ₂	0.0796	9623.741	0.0796	9621.764	0.3134	1.977
CO ₂	0.1587	19194.194	0.1587	19194.194	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.090	0.0000	0.001	0.0141	0.089
H ₂ O	0.1060	12826.694	0.1060	12824.837	0.2942	1.857
Total	1.0000	120953.208	1.0000	120946.898	1.0000	6.310
Total Aliran	120953.208		120953.208			

A.23. STEAM TURBIN (N-220)



Keterangan :

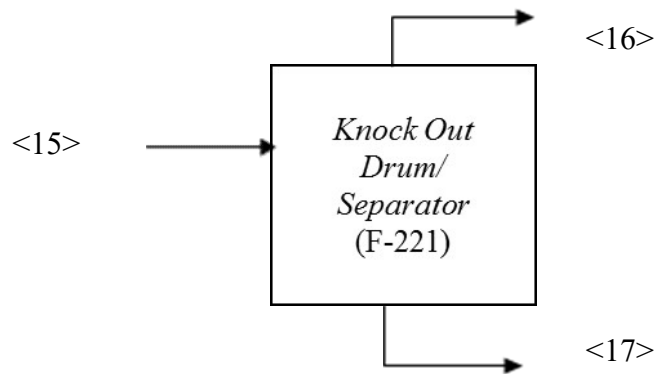
Aliran <14> = *Steam* masuk turbin

Aliran <15> = *Steam* keluar turbin

Tabel A. 14 Neraca Massa Steam Turbin

Komponen	Masuk		Keluar	
	<14>		<15>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	53684.211	1.0000	53684.211
Total	1.0000	53684.211	1.0000	53684.211

A.24. KNOCK OUT DRUM (F-221)



Keterangan :

Aliran <15> = *Steam* masuk KO Drum

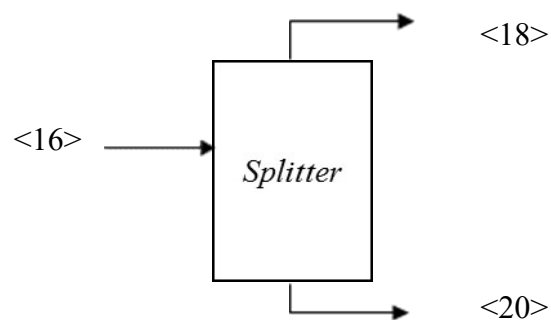
Aliran <16> = *Steam* keluar KO Drum

Aliran <17> = Kondensat

Tabel A. 15 Neraca Massa *Knock Out Drum*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<15>		<16>		<17>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	53684.2106	1.0000	50068.4679	1.0000	3615.7427
Total	1.0000	53684.2106	1.0000	50068.4679	1.0000	3615.7427
Total Aliran	53684.2106		53684.2106			

A.25. SPLITTER



Keterangan :

Aliran <16> = *Steam* masuk

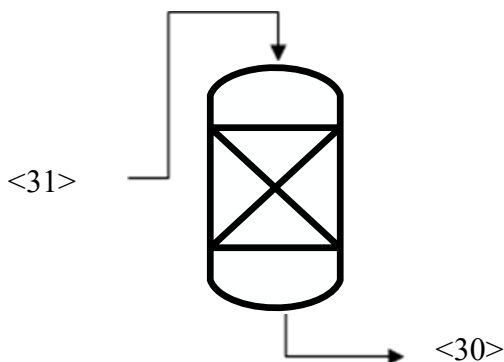
Aliran <18> = *Steam* untuk proses *dearator*

Aliran <20> = *Steau* untuk proses produksi pabrik gula

Tabel A. 16 Neraca Massa *Splitter*

Komponen	Masuk		Keluar			
	<16>		<18>		<20>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	50068.4679	1.0000	100.000	1.0000	49968.468
Total	1.0000	50068.4679	1.0000	100.000	1.0000	49968.468
Total Aliran	50068.468		50068.468			

A.26. TANGKI REAKTOR CARBON FILTER (R-350)



Keterangan :

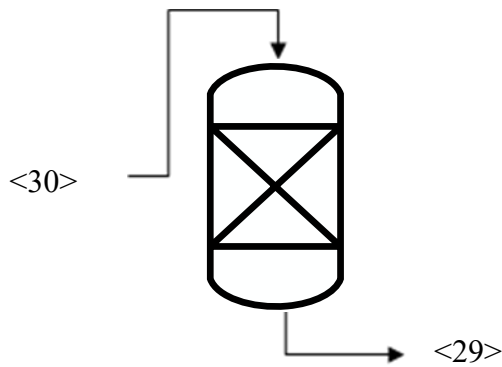
Aliran <31> = Air masuk tangki *carbon filter*

Aliran <30> = Air keluar tangki *carbon filter* dan masuk *cation exchanger*

Tabel A. 17 Neraca Massa Tangki Reaktor *Carbon Filter*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<31>		<30>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848
Total	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848

A.27. TANGKI REAKTOR CATION EXCHANGER (R-340)



Keterangan :

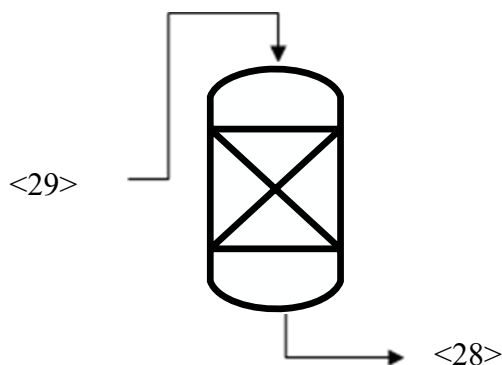
Aliran <30> = Air masuk tangki *cation exchanger*

Aliran <29> = Air keluar tangki *cation exchanger*

Tabel A. 18 Neraca Massa Tangki Reaktor *Cation Exchanger*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<30>		<29>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848
Total	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848

A.28. TANGKI REAKTOR ANION EXCHANGER (R-330)



Keterangan :

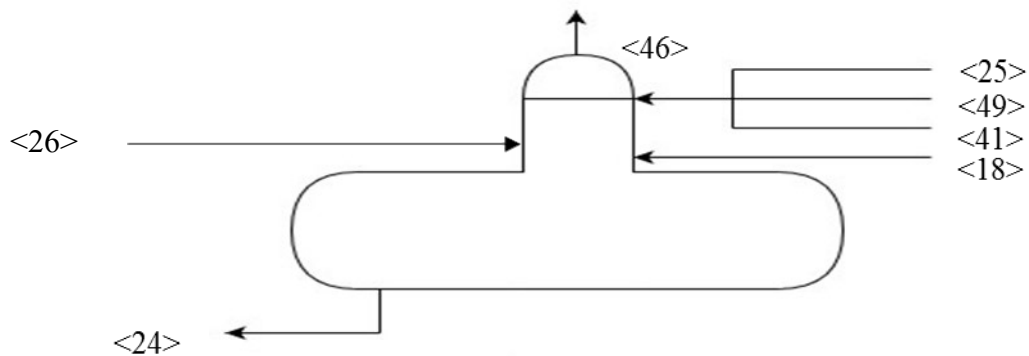
Aliran <29> = Air masuk tangki *anion exchanger*

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

Tabel A. 19 Neraca Massa Tangki Reaktor *Anion Exchanger*

Komponen	Masuk		Keluar	
	<29>		<28>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848
Total	1.0000	2825.4848	1.0000	2825.4848

A.29. DEAERATOR (D-310)



Keterangan :

Aliran <49> = Kondensat dari *Knok out drum*

Aliran <26> = Kondensat dari pabrik gula

Aliran <25> = Air keluar *anion exchanger*

Aliran <18> = *Steam* dari *splitter* untuk proses deareasi

Aliran <46> = Oksigen keluar *dearator*

Aliran <24> = Aliran BFW menuju tangki penampung air BFW

Aliran <41> = Kondensat saat off season, saat on season = 0

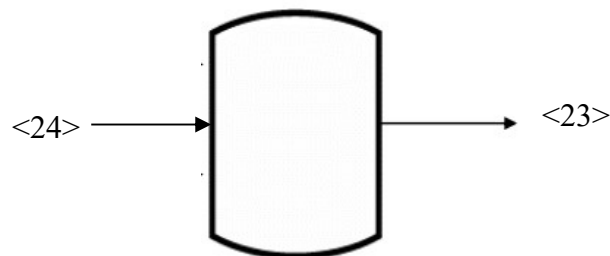
Tabel A. 20 Neraca Massa Dearator Arus Masuk

Komponen	Masuk					
	<49>		<26>		<25>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (Kg)
C	0.0000	0.0000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0010	66.780	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	3615.743	0.9990	49918.499	1.0000	2825.485
Total	1.0000	3615.743	1.0000	49968.468	1.0000	2825.485
Total Aliran	56509.695					

Tabel A. 21 Neraca Massa Dearator Arus Keluar

Komponen	Masuk		Keluar			
	<18>		<46>		<24>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	1.0000	49.968	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	100.000	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Total	1.0000	100.000	1.0000	49.968	1.0000	56459.727
Total Aliran	56509.695		56509.695			

A.30. TANGKI PENAMPUNG AIR BFW (F-311)



Keterangan ;

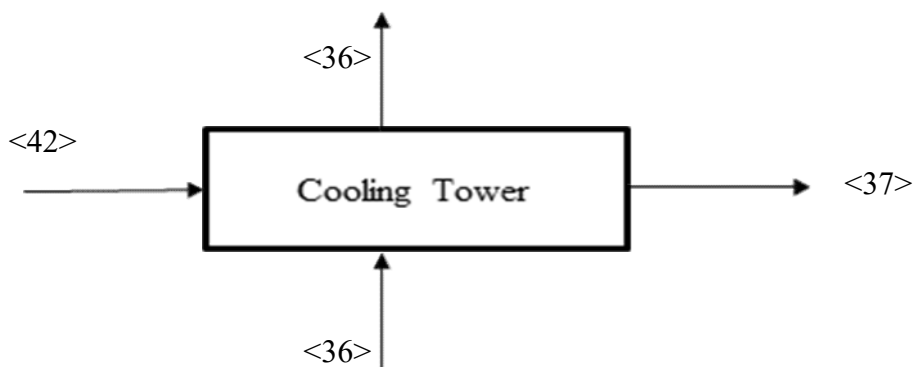
Aliran <24> = Aliran BFW dari *Dearator*

Aliran <23> = Aliran BFW menuju *Economizer*

Tabel A. 22 Neraca Massa Tangki BFW

Komponen	Masuk		Keluar	
	<24>		<23>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	56459.727	1.0000	56459.727
Total	1.0000	56459.727	1.0000	56459.727
Total Aliran	56459.727		56459.727	

A.31. COOLING TOWER (P-320)



Keterangan :

Aliran <42> = *Cooling water* masuk

Aliran <37> = *Cooling water* keluar

Aliran <36> = *Dry air* masuk

Aliran <36> = *Dry air* keluar

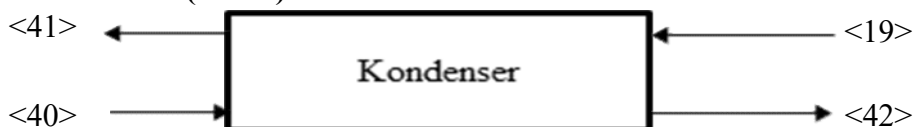
Tabel A. 23 Neraca Massa Cooling Tower Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<42>		<36> Dry Air	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.790	687804.353
H ₂	0.0000	0.000	0.000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.210	182834.069
CO ₂	0.0000	0.000	0.000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.000	0.000
H ₂ O	1.0000	870638.422	0.000	166.264
Total	1.0000	870638.422	1.000	870804.686
Total Aliran	1741443.108			

Tabel A. 24 Neraca Massa Cooling Tower Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<37>		<36> Wet Air	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.7898	687804.353
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.2100	182834.069
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	1.0000	870638.422	0.0002	166.264
Total	1.0000	870638.422	1.0000	870804.686
Total Aliran	1741443.108			

A.32. KONDENSOR (E-332)



Keterangan :

Aliran <40> = Cooling water masuk

Aliran <19> = Saturated steam dari Splitter

Aliran <42> = Cooling water keluar

Aliran <19> = Kondensat menuju dearator

Tabel A. 25 Neraca Massa Kondensor Arus Masuk

Komponen	Masuk			
	<19>		<40>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0000	50068.47	0.0000	870638.422
Total	1.0000	50068.47	1.000	870638.422
Total Aliran	920706.890			

Tabel A. 26 Neraca Massa Kondensor Arus Keluar

Komponen	Keluar			
	<41>		<42>	
	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
C	0.0000	0.000	0.0000	0.000
N ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
O ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
CO ₂	0.0000	0.000	0.0000	0.000
Ash	0.0000	0.000	0.0000	0.000
H ₂ O	0.0000	50068.470	0.0000	870638.420
Total	1.0000	50068.470	1.0000	870638.420
Total Aliran	920706.890			

APPENDIKS D ANALISA EKONOMI

D.1 Harga Peralatan

D.1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada saat ini dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut:

Harga pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari internet, yaitu pada website *www.matche.com* yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (*Free on Board*) dari Gulf Coast USA. Besarnya harga alat pada tertentu dapat dinyatakan dengan rumus sebagai berikut :

$$C_x = C_k \times \frac{I_x}{I_k}$$

dimana :
 C_x = Taksiran harga alat yang akan dicari pada tahun tertentu
 C_k = Harga taksiran alat pada tahun diketahui
 I_x = Indeks harga pada tahun tertentu
 I_k = Indeks harga tahun diketahui

Tabel D.1 Indeks harga dari tahun 2006-2013 dan untuk mencari harga m dan c

No.	Tahun (y)	Index (x)	x^2	x.y
1	2006	499.60	249600.16	1002197.60
2	2007	525.40	276045.16	1054477.80
3	2008	575.40	331085.16	1155403.20
4	2009	521.90	272379.61	1048497.10
5	2010	550.80	303380.64	1107108.00
6	2011	585.70	343044.49	1177842.70
7	2012	584.60	341757.16	1176215.20
8	2013	567.30	321829.29	1141974.90
Σ	16076	4410.70	2439121.67	8863716.50

(Buku Kusnarjo halaman 145)

$$m = \frac{n \Sigma xy - \Sigma y \Sigma x}{n \Sigma x^2 - (\Sigma x)^2}$$

$$= \frac{70909732 - 70906413.2}{19512973 - 19454274.49}$$

$$= 0.0565$$

$$c = \frac{\Sigma x^2 \Sigma y - \Sigma xy \Sigma x}{n \Sigma x^2 - (\Sigma x)^2}$$

$$= \frac{3.92E+10 - 39095194367}{19512973 - 19454274.49}$$

$$= 1978.3277$$

dari hasil perhitungan akan didapatkan persamaan :

$$y = 0.0565 x + 1978.3277$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga indeks harga pada tahun 2014 atau } &= 2014 \\ 2014 &= 0.0565 x + 1978.3277 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 x &= 630.9280 \\
 \text{Indeks harga pada tahun 2019 atau } y &= 2019 \\
 2019 &= 0.0565 \quad x + 1978.3277 \\
 x &= 719.3619 \\
 \text{Indeks harga pada tahun 2021 atau } y &= 2021 \\
 2021 &= 0.0565 \quad x + 1978.3277 \\
 x &= 754.7354
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga : } I_x &= 754.7354 \\
 I_k &= 630.9280
 \end{aligned}$$

Kurs dollar (Januari 2019) = Rp 14,146

(diakses 13 Januari 2019, pukul 17.07 WIB)

sumber : <http://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/Default.aspx>)

Data harga peralatan diperoleh dari internet (www.matche.com) dan buku timmerhaus

Contoh perhitungan harga peralatan proses :

Belt Conveyor Bagasse :

Kode Alat	:	J-121		
Fungsi	:	Mengangkut ampas tebu dari gudang penyimpanan menuju <i>rotary cutter</i>		
Lebar belt	:	14.0 in		
Panjang belt	:	197.0 in		
Material	:	Carbon steel		
Jumlah	:	1 buah		
Harga pada tahun 2014	:	US\$	17,300	
Harga pada tahun 2021	=	17,300	x	$\frac{754.7354}{630.9280}$
	=	US\$	20,694.7907	

Tabel D.2 Harga Peralatan

No	Kode	Nama Peralatan	Harga Satuan		Jumlah	Total Harga	
			US\$	2014		US\$	2021
1	J-111	Belt Conveyor Bagasse 1	17,300.00		1	20,694.79	
2	C-120	Rotary Cutter	22,900.00		1	27,393.68	
3	J-122	Screw Conveyor	14,300.00		1	17,106.10	
4	B-130	Fluidized Bed Dryer	50,000.00		1	59,811.53	
5	J-132	Screw Conveyor	13,900.00		1	16,627.61	
6	E-136	Air Preheater	50,000.00		1	59,811.53	
7	H-131	Cyclone	22,700.00		4	108,617.75	
8	L-222	Pompa Steam Condesate 1	5,600.00		1	6,698.89	
9	J-214	Belt Conveyor Bottom Ash	17,300.00		1	20,694.79	
10	L-137	Pompa Condensate Udara	9,800.00		1	11,723.06	
11	B-210	Circulating Fluidized Bed Boiler	500,000.00		1	598,115.34	
12	H-214	Electrostatic Precipitator	1,200,000.00		2	2,870,953.63	
13	G-135	Blower	3,200.00		2	7,655.88	
14	F-221	Separator / Knock Out Drum	1,500.00		1	1,794.35	
15	L-313	Pompa Steam Condesate 2	11,500.00		1	13,756.65	
16	F-311	Tangki Penampung Air BFW	70,000.00		1	83,736.15	
17	L-312	Pompa Demin Water 3	244,000.00		1	291,880.29	

18	L-351	Pompa Water Process	4,100.00	1	4,904.55
19	R-350	Tangki Reaktor Carbon Filter	15,000.00	1	17,943.46
20	E-322	Kondenser	127,200.00	1	152,160.54
21	R-340	Tangki Reaktor Kation Exchanger	15,000.00	1	17,943.46
22	R-330	Tangki Reaktor Anion Exchanger	15,000.00	1	17,943.46
23	L-331	Pompa Demin Water 2	6,300.00	1	7,536.25
24	D-341	Deaerator	30,000.00	1	35,886.92
25	G-134	Fan 2	80,000.00	1	95,698.45
26	G-212	Fan 1	80,000.00	1	95,698.45
27	E-341	Cooling Tower	100,000.00	1	119,623.07
28	L-321	Pompa <i>Cooling Water</i>	18,900.00	1	22,608.76
29	L-323	Pompa <i>Cooling Tower</i>	18,900.00	1	22,608.76
30	G-211	Blower	3,200.00	2	7,655.88
31	F-133	Separator / Knock Out Drum	1,500.00	1	1,794.35
32	F-111	Gudang Penyimpanan	50,000.00	1	59,811.53
33		Steam Turbine Generator	1,500,000.00	1	1,794,346.02
Total					6,691,235.92

Total harga peralatan proses pada tahun 2021 :

= US\$ 6,691,236 x 14,146

= Rp 94,654,223,372

D.2 Perhitungan Biaya Utilitas

Perhitungan Biaya Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan sebesar 15% TPC, yang meliputi :

1. Air yang digunakan sebagai air umpan boiler
2. Udara yang digunakan sebagai umpan pada dryer, boiler dan cooling tower

D.3 Harga Bahan Baku

Untuk harga-harga kebutuhan bahan baku Pabrik Pembangkit Energi dari Ampas Tebu ini dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel D.3 Biaya Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kuantitas	Harga (Rp/Kg)	Total Harga
		(kg / tahun)		(kg/tahun)
1	Bagasse	388800000	Rp 200	Rp 77,760,000,000
2	Activated Carbon	960	Rp 4,933	Rp 4,735,680
3	Sulfonated phenol	152	Rp 11,275	Rp 1,708,366
4	Trimethyl benzyl ammonium	75	Rp 13,392	Rp 997,721
TOTAL				Rp 77,767,441,767

Total biaya bahan baku per tahun:

= Rp 77,767,441,767 : 1

= Rp 77,767,441,767

D.4 Harga Jual Produk

Untuk harga jual produk Pabrik Pembangkit energi dari ampas tebu ini dapat dilihat pada tabel berikut ini :

(Sumber: PLN dan www.faberburner.com)

Tabel D.4 Harga Jual Produk

No.	Musim	Produk	Satuan	Kuantitas	Harga per satuan	Total Harga Jual
1	On season*	Listrik	kwh	61776000	Rp 1,467	Rp 90,625,392,000
2	On season	Steam	kg	3792000	Rp 562	Rp 383,462,208,000
3	Off season*	Listrik	kwh	13478400	Rp 1,467	Rp 19,772,812,800
TOTAL						Rp 493,860,412,800

Harga Penjualan per tahun : = Rp 493,860,412,800.00

*Dihitung 65% karena regulasi dari PLN

D.5 Perhitungan Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan dan direncanakan sebagai berikut: Karyawan bekerja 8 jam / hari tiap shift nya, dan satu hari terdapat 3 shift.

Tabel D.5 Perhitungan Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji (Rp/bulan)	Jumlah Karyawan	Jumlah (Rp/bulan)
1	Direktur Utama	Rp 40,000,000	1	Rp 40,000,000
2	Komisaris Utama	Rp 28,000,000	1	Rp 28,000,000
3	Anggota Komisaris	Rp 20,000,000	2	Rp 40,000,000
4	Sekretaris	Rp 7,500,000	1	Rp 7,500,000
5	Direktur Teknik	Rp 28,000,000	1	Rp 28,000,000
6	Direktur Keuangan	Rp 28,000,000	1	Rp 28,000,000
7	Manajer			
	a. Operasi	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
	b. Teknik	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
	c. Maintenance	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
	d. Logistik	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
	e. Keuangan	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
	f. Personalia & Umum	Rp 9,500,000	1	Rp 9,500,000
8	Kepala Bagian	Rp 7,500,000	4	Rp 30,000,000
9	Karyawan Operasional			
	a. Teknik	Rp 5,500,000	12	Rp 66,000,000
	b. Logistik	Rp 5,500,000	12	Rp 66,000,000
	c. Keuangan	Rp 5,500,000	12	Rp 66,000,000
	d. Personalia & Umum	Rp 5,500,000	12	Rp 66,000,000
	e. Maintenance			
	S1	Rp 5,500,000	12	Rp 66,000,000
	D3	Rp 4,500,000	14	Rp 63,000,000
	f. Operasi			
	S1	Rp 5,500,000	24	Rp 132,000,000
	D3	Rp 4,500,000	24	Rp 108,000,000
SMU	Rp 3,500,000	24	Rp 84,000,000	
10	Karyawan Keamanan	Rp 2,500,000	12	Rp 30,000,000
11	Supir	Rp 2,500,000	6	Rp 15,000,000
12	Karyawan Kebersihan	Rp 2,000,000	10	Rp 20,000,000
13	Perawat	Rp 3,500,000	6	Rp 21,000,000
14	Dokter	Rp 9,500,000	3	Rp 28,500,000
Total			200	Rp 1,090,000,000

Biaya untuk gaji karyawan selama 1 bulan = Rp 1,090,000,000

Biaya untuk gaji karyawan selama 1 tahun = Rp 13,080,000,000

D.6 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal - hal berikut ini :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return* , IRR)
2. *Net Present Value* , NPV
3. Waktu pengembalian modal (*Payout Time* , POT)
4. Titik Impas (*Break Even Point* , BEP)

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

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment* , TCI) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment* , FCI)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment* , WCI)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost* , TPC) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost* , MC)
 - b. Biaya overhead pabrik (*Plant Overhead Cost* , POC)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses* , GE)

3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya Titik Impas (*Break Even Point* , BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap :

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

Diketahui :

Pabrik pembangkit energi dari bagasse

- 1 Tipe Solid-Fluid
- 2 Utilitas (15% *Total Product Cost*) = Rp 42,549,856,020.36
- 3 Alat dibuat diluar negeri
- 4 Harga peralatan = Rp 94,654,223,371.78
- 5 Buruh langsung = Rp 1,090,000,000.00 per bulan
- 6 Umur pabrik = 10 Tahun
- 7 Pajak pendapatan = Kurang dari Rp 50,000,000 = 5%
 Rp 50,000,000 - Rp 250,000,000.0000 = 15%
 Rp 250,000,000 - Rp 500,000,000 = 25%
 = Lebih dari Rp 500,000,000 = 30%

(UU RI No.36 Tahun 2008, Pasal 17 ayat 1)

- 8 Laju Inflasi = 3.50% per tahun (www.bi.go.id)
- 9 Bunga pinjaman bank = 11.18% per tahun (www.bi.go.id)

1 tahun sebelum pabrik siap beroperasi sebesar 60% dari modal sendiri dan modal pinjaman

1 tahun sebelum pabrik siap beroperasi sebesar 40% dari modal sendiri dan modal pinjaman

D.6.1 TOTAL CAPITAL INVESTMENT

Berdasarkan buku Kusnarjo halaman 147-148 dan Tabel 6-9 *Timmerhaus* halaman 251

Tabel D.6 Perhitungan Total Capital Investment

No	Jenis Biaya			Jumlah (Rp)	
A	Direct Cost				
1	Pengadaan Alat			Rp	94,654,223,372
2	Intrumetasi dari kontrol	26%	A1	Rp	24,610,098,077
3	Isolasi	8%	A1	Rp	7,572,337,870
4	Perpipaan	31%	A1	Rp	29,342,809,245
5	Pelistrikan	10%	A1	Rp	9,465,422,337
6	Harga FOB (jumlah nomor 1 - 5)			Rp	165,644,890,901
7	Ongkos Angkutan Kapal Laut	10%	A6	Rp	8,282,244,545.03
8	Harga C dan F (jumlah nomor 6 dan 7)			Rp	173,927,135,445.65
9	Biaya asuransi	1.0%	A8	Rp	1,739,271,354.46
10	Harga CIF (Jumlah nomor 8 dan 9)			Rp	175,666,406,800.11
11	Biaya angkutan barang ke <i>plant site</i>	15%	A10	Rp	26,349,961,020.02
12	Bangunan pabrik	29%	A1	Rp	27,449,724,778
13	<i>Service</i>	55%	A1	Rp	52,059,822,854.48
14	Yard Improvement dan Service Facilities	12%	A1	Rp	11,358,506,805
15	Total Direct Cost (Jumlah 10-15)			Rp	292,884,422,257
B	Indirect Cost				
16	<i>Engineering and supervision</i>	32%	A1	Rp	30,289,351,478.97
17	Construction Expenses	34%	A1	Rp	32,182,435,946.41
18	Legal Expenses	4%	A1	Rp	3,786,168,934.87
19	Ongkos Kontraktor	19%	A1	Rp	17,984,302,441
20	Biaya tidak terduga	37%	A1	Rp	35,022,062,648
21	Total Indirect Cost (Jumlah 16-20)			Rp	119,264,321,448
C	Fixed Capital Investment (FCI) (Jumlah 15 dan 21)				
21	Direct Cost + Indirect Cost			Rp	412,148,743,705
D	Working Capital Investment (WCI)				
22	Total Working Capital Investment			Rp	94,555,235,601
E	Total Capital Investment (TCI)				
23	Fixed Capital Investment + Working Capital Investment			Rp	506,703,979,306

Modal yang digunakan:

$$\begin{aligned}
 30\% \text{ Modal sendiri} &= 30\% \times \text{TCI} &= & \text{Rp} & 152,011,193,792 \\
 70\% \text{ Modal Pinjaman} &= 70\% \times \text{TCI} &= & \text{Rp} & 354,692,785,514
 \end{aligned}$$

D.6.2 Total Production Cost (TPC)

Total production cost pabrik dihitung berdasarkan komponen biayanya adalah sebagai berikut:

(*Timmerhaus*, hal. 210-211)

D.6.2.1 Manufacturing Cost

Direct cost

1	Bahan baku	Rp	77,767,441,767
2	Buruh langsung	Rp	13,080,000,000
3	Pengawasan langsung dari perburuhan (17.5% dari 2)	Rp	2,289,000,000

4	Utilitas (15% Total Product Cost)		(0.15*TPC)
		Rp	42,549,856,020
5	Pemeliharaan dan perbaikan (6% dari FCI)	Rp	24,728,924,622
6	Operating Supplies (15% dari 5)	Rp	3,709,338,693
7	Laboratorium (15% dari 2)	Rp	1,962,000,000
8	Patent and royalties (3% dari TPC)		(0.03*TPC)
		Rp	8,509,971,204
TOTAL		Rp	123,536,705,082 + 0.18*TPC

Fixed Charges

1	Depresiasi (10% dari FCI)	Rp	41,214,874,371
2	Pajak kekayaan (3% dari FCI)	Rp	12,364,462,311
3	Asuransi (1% dari FCI)	Rp	4,121,487,437
4	Biaya sewa, pabrik dianggap tidak menyewa tanah	Rp	-
TOTAL		Rp	57,700,824,119
Plant Over Head Cost (POH)			
Pengeluaran plant overhead cost (70% dari ongkos buruh, supervisi dan pemeliharaan)			
		Rp	28,068,547,236
TOTAL		Rp	28,068,547,236

Total Manufacturing Cost =		Rp	209,306,076,437 + 0.18*TPC
-----------------------------------	--	----	-------------------------------

D.6.2.2 General Expenses

1	Biaya administrasi (15% dari ongkos buruh, supervisi dan pemeliharaan)	Rp	6,014,688,693.35
2	Ongkos distribusi dan penjualan	Rp	-
3	Research and development (3.5% dari total penjualan)	Rp	17,285,114,448
Total General Expenses =		Rp	23,299,803,141

Total Production Cost =	Manufacturing Cost	+	General Expenses
Total Production Cost =	Rp 209,306,076,437	+	Rp 23,299,803,141
	+ 0.18*TPC		
Total Production Cost =	Rp 232,605,879,578	+	0.18*TPC
0.82 Total Production Cost =	Rp 232,605,879,578		
Total Production Cost =	Rp 283,665,706,802.43		

D.6.3 Gross Earning

Gross Earning atau Laba Kotor	=	Total Penjualan	-	TPC
	=	Rp 210,194,705,998		per tahun
Laba bersih	=	Laba kotor	-	Pajak Pendapatan
	=	Rp 147,136,294,198.30		per tahun

D.6.4 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan

terpengaruh oleh suku bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap. Untuk modal pinjaman dari bank, total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

Tabel D.7 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Biaya (Rp)	Bunga Bank 11.18%	Jumlah (Rp)
-2	50%	177,346,392,757	0	177,346,392,757
-1	50%	177,346,392,757	19,827,326,710	197,173,719,467
0	0	0	41,871,348,547	41,871,348,547
Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi pabrik				416,391,460,771

Tabel D.8 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Biaya (Rp)	Laju Inflasi 3.50%	Jumlah (Rp)
-2	50%	76,005,596,896	0	76,005,596,896
-1	50%	76,005,596,896	2,660,195,891	78,665,792,787
0	0	0	5,320,391,783	5,320,391,783
Modal pinjaman pada akhir masa konstruksi pabrik				159,991,781,466

$$\begin{aligned}
 \text{Total investasi pada akhir masa} &= \text{Modal sendiri} + \text{Modal pinjaman} \\
 \text{konstruksi pabrik} &= \text{Rp} \quad 576,383,242,237
 \end{aligned}$$

D.6.5 Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return, IRR)

Internal Rate of Return berdasarkan discounted cash flow adalah tingkat suku bunga tertentu di mana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Untuk menghitung IRR dapat dilakukan dengan trial harga i , yaitu laju bunga sehingga didapat :

$$\sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} = \frac{\text{Total Modal pada Akhir Kontruksi}}{\text{Kontruksi}}$$

dimana:

$$\begin{aligned}
 t &= \text{Tahun} \\
 CF &= \text{Cash Flow Pada Tahun ke - } n \\
 \frac{1}{(1+i)^t} &= \text{Discount Factor (DF)}
 \end{aligned}$$

Atau dengan menggunakan Aturan Descartes sebagai berikut :

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

dimana nilai IRR dapat dihitung dengan formula yang telah tersedia pada Microsoft Excel =IRR(sel CF dari tahun ke-0 atau nilai investasi sampai dengan tahun ke-10).

Tabel D.9 Perhitungan Nilai IRR

Tahun ke - n	Gross Cash Flow		IRR = 20.83%	
			DF	Present Value
0	Rp	-576,383,242,237	1.000	-Rp 576,383,242,237
1	Rp	56,780,872,091	0.828	Rp 46,993,451,467
2	Rp	96,781,114,105	0.685	Rp 66,292,009,923
3	Rp	136,781,356,119	0.567	Rp 77,541,243,158
4	Rp	138,084,827,948	0.469	Rp 64,786,885,422
5	Rp	139,388,299,776	0.388	Rp 54,125,602,579
6	Rp	140,691,771,605	0.321	Rp 45,214,778,407
7	Rp	141,995,243,434	0.266	Rp 37,767,721,917
8	Rp	143,298,715,263	0.220	Rp 31,544,567,309
9	Rp	144,602,187,092	0.182	Rp 26,344,649,461
10	Rp	145,905,658,920	0.151	Rp 22,000,116,651
11	Rp	147,209,130,749	0.125	Rp 18,370,580,514
12	Rp	148,512,602,578	0.103	Rp 15,338,635,446
13	Rp	149,816,074,407	0.085	Rp 12,806,106,661
14	Rp	151,119,546,236	0.071	Rp 10,690,908,858
15	Rp	152,423,018,064	0.059	Rp 8,924,416,442
16	Rp	153,726,489,893	0.048	Rp 7,449,262,298
17	Rp	155,029,961,722	0.040	Rp 6,217,495,509
18	Rp	156,333,433,551	0.033	Rp 5,189,039,679
19	Rp	157,636,905,380	0.027	Rp 4,330,402,955
20	Rp	158,940,377,208	0.023	Rp 3,613,598,806
21	Rp	160,243,849,037	0.019	Rp 3,015,243,206
22	Rp	161,547,320,866	0.016	Rp 2,515,799,486
23	Rp	162,850,792,695	0.013	Rp 2,098,946,774
24	Rp	164,154,264,524	0.011	Rp 1,751,051,839
25	Rp	165,457,736,352	0.009	Rp 1,460,727,471
Jumlah				Rp 0.00

Dari perhitungan pada Tabel D.9, nilai IRR = 0.2083 = 20.83 %

Harga IRR yang diperoleh lebih besar dari pada nilai bunga pinjaman modal (11.18%). Hal ini menunjukkan pabrik layak untuk didirikan.

D.6.6 Net Present Value (NPV)

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

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

atau :

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

Tabel D.10 Perhitungan *Net Present Value*

Tahun ke - n	Gross Cash Flow		i = 11.18%	
			DF	Present Value
0	Rp	-576,383,242,237	1.000	-Rp 576,383,242,237.3
1	Rp	56,780,872,091	0.899	Rp 51,071,120,787.4
2	Rp	96,781,114,105	0.809	Rp 78,295,585,801.9
3	Rp	136,781,356,119	0.728	Rp 99,528,371,040.6
4	Rp	138,084,827,948	0.654	Rp 90,373,121,751.7
5	Rp	139,388,299,776	0.589	Rp 82,052,718,102.6
6	Rp	140,691,771,605	0.529	Rp 74,491,836,287.5
7	Rp	141,995,243,434	0.476	Rp 67,621,859,444.1
8	Rp	143,298,715,263	0.428	Rp 61,380,290,446.9
9	Rp	144,602,187,092	0.385	Rp 55,710,214,977.3
10	Rp	145,905,658,920	0.347	Rp 50,559,810,696.6
11	Rp	147,209,130,749	0.312	Rp 45,881,898,679.7
12	Rp	148,512,602,578	0.280	Rp 41,633,533,572.5
13	Rp	149,816,074,407	0.252	Rp 37,775,629,222.3
14	Rp	151,119,546,236	0.227	Rp 34,272,616,789.3
15	Rp	152,423,018,064	0.204	Rp 31,092,132,594.9
16	Rp	153,726,489,893	0.183	Rp 28,204,733,180.3
17	Rp	155,029,961,722	0.165	Rp 25,583,635,262.9
18	Rp	156,333,433,551	0.148	Rp 23,204,478,461.0
19	Rp	157,636,905,380	0.134	Rp 21,045,108,840.2
20	Rp	158,940,377,208	0.120	Rp 19,085,381,490.9
21	Rp	160,243,849,037	0.108	Rp 17,306,980,500.1
22	Rp	161,547,320,866	0.097	Rp 15,693,254,814.4
23	Rp	162,850,792,695	0.087	Rp 14,229,068,618.5
24	Rp	164,154,264,524	0.079	Rp 12,900,664,970.6
25	Rp	165,457,736,352	0.071	Rp 11,695,541,540.9
Jumlah				Rp 514,306,345,637.9

Dari perhitungan pada Tabel D.10, nilai NPV = Rp 514,306,345,638
 Perhitungan NPV juga dapat dilakukan dengan menggunakan formula pada Microsoft Excel.
 $=NPV(i,CF \text{ tahun ke-1 sampai } 10)+\text{modal awal}$
 Sehingga didapat nilai NPV = Rp 514,306,345,638
 Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif (NPV > 0). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak untuk dilaksanakan.

D.6.7 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel D.11 *Cummulative Cash Flow*

Tahun ke-	Gross Cash Flow	Cummulative Cash Flow
1	Rp56,780,872,091	Rp56,780,872,091
2	Rp96,781,114,105	Rp153,561,986,197
3	Rp136,781,356,119	Rp290,343,342,315

4	Rp138,084,827,948	Rp428,428,170,263
5	Rp139,388,299,776	Rp567,816,470,039
6	Rp140,691,771,605	Rp708,508,241,644
7	Rp141,995,243,434	Rp850,503,485,078
8	Rp143,298,715,263	Rp993,802,200,341
9	Rp144,602,187,092	Rp1,138,404,387,433
10	Rp145,905,658,920	Rp1,284,310,046,353
11	Rp147,209,130,749	Rp1,431,519,177,102
12	Rp148,512,602,578	Rp1,580,031,779,680
13	Rp149,816,074,407	Rp1,729,847,854,087
14	Rp151,119,546,236	Rp1,880,967,400,322
15	Rp152,423,018,064	Rp2,033,390,418,386
16	Rp153,726,489,893	Rp2,187,116,908,280
17	Rp155,029,961,722	Rp2,342,146,870,002
18	Rp156,333,433,551	Rp2,498,480,303,552
19	Rp157,636,905,380	Rp2,656,117,208,932
20	Rp158,940,377,208	Rp2,815,057,586,140
21	Rp160,243,849,037	Rp2,975,301,435,177
22	Rp161,547,320,866	Rp3,136,848,756,043
23	Rp162,850,792,695	Rp3,299,699,548,738
24	Rp164,154,264,524	Rp3,463,853,813,261
25	Rp165,457,736,352	Rp3,629,311,549,614

Dari tabel di atas, total investasi Rp 576,383,242,237 dengan cara interpolasi antara tahun ke -2 dan ke -3 diperoleh waktu pengembalian mod = **5.09** tahun

D.6.8 Break Even Point (BEP)

Break Even Point ialah titik impas di mana posisi jumlah pendapatan dan biaya sama atau seimbang sehingga tidak terdapat keuntungan ataupun kerugian dalam suatu perusahaan. BEP ini digunakan untuk menganalisis proyeksi sejauh mana jumlah unit yang diproduksi atau uang yang harus diterima untuk mendapatkan titik impas atau kembali modal.

Biaya Tetap (FC)

1 Depresiasi	Rp	41,214,874,371
2 Pajak Kekayaan	Rp	12,364,462,311
3 Asuransi	Rp	4,121,487,437
4 Ongkos-ongkos sewa	Rp	-
TOTAL		Rp 57,700,824,119

Biaya Semi Variabel Cost (SVC)

1 Buruh pabrik langsung	Rp	13,080,000,000
2 Plant over head cost	Rp	28,068,547,236
3 Pengawasan pabrik	Rp	2,289,000,000
4 General expenses	Rp	23,299,803,141
5 Laboratorium dan kontrol	Rp	1,962,000,000
6 Pemeliharaan dan perbaikan	Rp	24,728,924,622
7 Plant supplies	Rp	3,709,338,693
TOTAL		Rp 97,137,613,693

Biaya Variabel Cost (VC)

1 Bahan baku	Rp	77,767,441,767
2 Utilitas	Rp	42,549,856,020

3 Pengemasan

Rp

-

TOTAL		Rp	120,317,297,787
-------	--	----	-----------------

Hasil Penjualan Produk = Rp 493,860,412,800

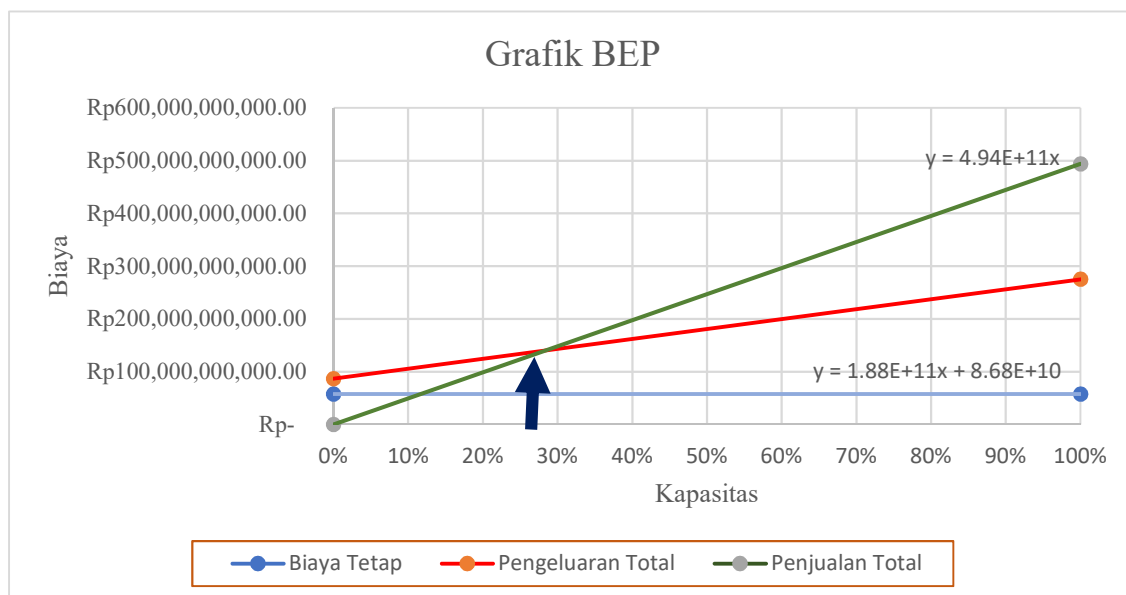
BEP dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0.3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0.7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% = 28\%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = $0.284219 \times 1.86853\text{E}+13$ kWh
 = $5.31071\text{E}+12$ kWh/tahun
 dan $0.284219 \times 6.90\text{E}+13$ kg
 = $1.96177\text{E}+13$ kg steam/tahun

Tabel D.12 Data Untuk Membuat Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap	Rp 57,700,824,118.77	Rp 57,700,824,118.77
Pengeluaran Total	Rp 86,842,108,226.56	Rp 275,155,735,598.36
Penjualan Total	Rp -	Rp 493,860,412,800.00



yaitu garis pengeluaran total dan penjualan total. BEP merupakan suatu keadaan dimana biaya total produksi sama dengan penjualan total. Persamaan garis yang didapat yaitu:

$$y_1 = 4.9\text{E}+11 x$$

$$y_2 = 1.9\text{E}+11 x + 8.7\text{E}+10$$

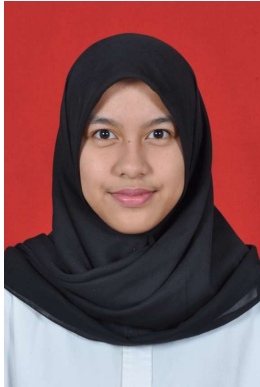
$$y_1 = y_2$$

$$4.94\text{E}+11 x = 1.88\text{E}+11 x + 8.7\text{E}+10$$

$$3.06\text{E}+11 x = 8.7\text{E}+10$$

$$\text{BEP} = 28\%$$

Biodata Penulis



Meditha Hudandini lahir di Duri tanggal 27 Mei 1997. Penulis menempuh pendidikan formal di SD Cendana Duri (2003-2009), SMP Cendana Duri (2009-2012), SMA Cendana Pekanbaru (2012-2015).. Setelah lulus dari jenjang SMA, penulis melanjutkan ke jenjang Strata I (S-1) Teknik Kimia di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis melaksanakan Kerja Praktik di PT. Pupuk Kalimantan Timur. Pada akhir

studinya, Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dipilih penulis untuk menyelesaikan tugas akhir. Bersama partnernya, Timotius Candra K., penulis menyelesaikan Pra Desain Pabrik *Pembangkit Energi Berbahan Bakar Bagasse* dan skripsi yang berjudul “Fabrikasi ZnO-Ag Nanokomposit dengan Menggunakan *Spray* Pirolisis untuk Aplikasi Material Fotokatalitik” dibawah bimbingan dan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng dan Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.

Biodata Penulis

Nama : Meditha Hudandini
Alamat : Komp. Gelatik No. 177, Minas, Riau
No.HP : +621175275752
Email : dithahudandini@gmail.com

Biodata Penulis



Timotius Candra Kusuma, dilahirkan di Surabaya tanggal 31 Maret 1997. Penulis menempuh pendidikan formal di SD Katolik Santa Maria Kota Kediri (2003-2009), SMPN 1 Kota Kediri (2009-2012), SMAN 2 Kota Kediri (2012-2015). Setelah lulus dari jenjang SMA, penulis melanjutkan ke jenjang S1 Teknik Kimia di ITS Surabaya. Penulis melaksanakan kerja praktik di PT. Pupuk Kaltim. Pada akhir studinya, Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dipilih penulis untuk menyelesaikan tempat tugas akhir, bersama partnernya Meditha Hudandini. Selama perkuliahan penulis sering mendapatkan beasiswa yaitu beasiswa peningkatan prestasi akademik di tahun kedua, beasiswa yayasan Toyota astra di tahun ketiga, dan beasiswa Chandra Asri Petrochemical di tahun ketiga. Penulis juga pernah aktif berorganisasi di BEM FTI ITS. Penulis menyelesaikan Pra Desain Pabrik *Pembangkit Energi Berbahan Bakar Bagasse* dan skripsi yang berjudul “Fabrikasi ZnO-Ag Nanokomposit dengan Menggunakan Spray Pirolisis untuk Aplikasi Material Fotokatalitik” dibawah bimbingan dan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng dan Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.

Biodata Penulis

Nama : Timotius Candra Kusuma
Alamat : Keputih Timur Jaya 2 Nomor 30, Surabaya
No.HP : 082142460199
Email : timotiuscandrak@gmail.com