TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

PRA-DESAIN PABRIK PURIFIKASI BIOGAS PT. ENERO DENGAN KARBONASI MINERAL CA(OH)2 DARI LIMBAH PABRIK ASETILENA PILOT PLANT (BUBBLE COLUMN REACTOR)

Prita Taradevi Maudy Putri
NRP. 02211640000042

Haqni Alghoitsa Putra
NRP. 02211640000057

Dosen Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
NIP. 195209161980031002

Dr. Suci Madhania, S.T, M.T
NIP. 197502142008122003

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

Halaman ini sengaja dikosongkan

PLANT DESIGN PROJECT – TK 184803

PRE-DESIGN OF BIOGAS PT. ENERO PURIFICATION WITH MINERAL CARBONATION CA(OH)2 FROM WASTE ACETILENE INDUSTRY PILOT PLANT (BUBBLE COLUMN REACTOR)

Prita Taradevi Maudy Putri
NRP. 02211640000042

Haqni Alghoitsa Putra
NRP. 02211640000057

Advisor :
Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
NIP. 195209161980031002

Dr. Suci Madhania, S.T, M.T
NIP. 197502142008122003

DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND SYSTEMS ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul:

"PRA-DESAIN PABRIK PURIFIKASI BIOGAS PT ENERO DENGAN KARBONASI MINERAL $Ca(OH)_2$ DARI LIMBAH PABRIK ASETILENA (BUBBLE COLUMN REACTOR)"

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

Oleh :

Prita Taradevi Maudy Putri	**NRP. 02211640000042**
Haqni Alghoitsa Putra	**NRP. 02211640000057**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng .....
   (Pembimbing I)
2. Dr. Suci Madhania, ST., MT. .....
   (Pembimbing II)
3. Dr. Eng. Widiyastuti, ST.,MT .....
   (Penguji I)
4. Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T. .....
   (Penguji II)

KEMENTERIAN PENDIDIKAN DAN KEBUDAYAAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA

Surabaya
Januari 2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

INTISARI

Kekurangan energi dikarenakan kebutuhan energi yang tinggi menjadi isu global yang cukup mengkhawatirkan di mata dunia terutama Indonesia dan juga Seiring berkembangnya teknologi, saat ini energi telah menjadi kebutuhan pokok manusia. Mayoritas peralatan dan pekerjaan yang dilakukan manusia memanfaatkan energi, contohnya energi yang dihasilkan bahan bakar Hal ini didorong oleh kenyataan bahwa kebutuhan energi semakin lama semakin bertambah. Di sisi lain, sumber energi yang tersedia saat ini jumlahnya semakin berkurang. Pemanfaatan energi *non-renewable* yang sudah marak, bila diteruskan bisa mengurangi jumlah energi yang tersedia di alam. Sumber daya energi konvensional seperti BBM (Bahan Bakar Minyak dan Gas Bumi) tidak lagi dapat dianggap sebagai solusi jangka panjang untuk memenuhi kebutuhan energi di Indonesia.

Tingginya permintaan energi di dunia industri dan juga di sektor domestik, dan masalah polusi yang diakibatkan karena meluasnya penggunaan bahan bakar fosil membuatnya semakin penting untuk mengembangkan sumber energi terbarukan. Sumber energi terbarukan ini diharapkan menjadi solusi energi jangka panjang dengan dampak lingkungan yang lebih kecil daripada energi konvensional.

Energi biogas adalah energi hasil konversi dari limbah manusia atau limbah organik lainnya yang dapat membentuk gas metana. Biogas ini dapat dijadikan sebagai energi alternatif karena proses pembuatan dan pemeliharaan pada pembangkit biogas yang sederhana dan energi yang dihasilkan bersahabat dengan lingkungan. Listrik dari pembangkit biogas dapat dimanfaatkan ke gas engine untuk keperluan pabrik sehingga mengurangi biaya bahan bakar dan dapat mengoptimalkan limbah pabrik. Biogas sendiri masih banyak mengandung zat pengotor sehingga mempengaruhi karateristik dari biogas tersebut. Jika biogas dibersihkan dari pengotor secara baik akan memiliki karakteristik yang sama dengan gas alam. Komponen pengotor berupa hydrogen

sulfida (H_2S) dan karbondioksida (CO_2) harus dihilangkan agar biogas dapat digunakan pada gas engine.

Selain itu, dengan adanya perkembangan teknologi maju pesat, limbah industri juga semakin banyak dan menyebabkan banyak masalah. Di Indonesia sendiri pengolahan limbah sangatlah kurang diperhatikan, sehingga semakin banyak pencemaran yang terjadi. Salah satunya adalah perusahaan yang memproduksi gas asetilen dan karbit yang dapat menimbulkan buangan kapur semi padat yaitu $Ca(OH)_2$. Pencemaran limbah $Ca(OH)_2$ tersebut dapat dikurangi dengan memanfaatkan limbah secara optimal. Salah satu caranya adalah dengan menjadikan $Ca(OH)_2$ sebagai absorben CO_2 pada proses purifikasi. Reaksi ini akan menghasilkan produk samping yakni $CaCO_3$ (*limestone*) yang merupakan padatan senyawa mineral karbonat anorganik dalam bentuk *precipitated calcium carbonate* (PCC).

Karbondioksida memiliki presentase terbesar di antara pengotor lain yang ada di dalam biogas. Karbondioksida dalam kandungan biogas merupakan penghambat atau menurunkan kemurnian biogas sehingga nilai kalor dari biometana juga menurun yang dikarenakan oleh CO_2 . Hal ini menyebabkan daya yang dihasilkan dari biometana juga rendah. Di sisi lain, karbondioksida ini dapat dimanfaatkan untuk pembuatan PCC (*Precipitated Calcium Carbonate*). Serbuk PCC dapat dimanfaatkan dalam berbagai bidang, seperti: kesehatan, makanan, dan industri. Pada bidang industri, serbuk $CaCO_3$ dimanfaatkan dalam pembuatan kertas, plastik, mantel, tinta, cat, dan pipa polimer. Serbuk $CaCO_3$ dengan kualitas khusus dikembangkan sebagai bahan campuran kosmetik, bahan bioaktif, hingga suplemen nutrisi. PCC dapat dibuat dengan berbagai macam metode, salah satunya metode karbonasi. Metode karbonasi yaitu kalsium oksida yang telah dikalsinasi dilarutkan dalam air (slaking process) membentuk Ca(OH)2, selanjutnya dialiri gas CO_2 sampai pH mendekati netral membentuk endapan yaitu PCC.

Lokasi pabrik harus dekat dengan sumber bahan baku, sehingga proses operasi dapat terjaga kelangsungannya. Selain itu,

dapat mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan. Bahan utama pabrik ini adalah biogas, sehingga lokasi pabrik harus dekat dengan pemasok biogas. Pabrik pemasok biogas yang akan dipurifikasi adalah PT. Energi Agro Nusantara yang berlokasi di Suko Sewu, Gempolkrep, Kecamatan Gedek, Mojokerto, Jawa Timur. Sehingga, lokasi pabrik biomethane dan PCC juga di daerah yang sama. Bahan baku yang diambil dari Pabrik PT. Energi Agro Nusantara yaitu 100 kg biogas per jam.. Selain itu, produk samping berupa *precipitated calcium carbonate* (PCC) hasil dari absorbsi CO_2 dengan limbah asetilen yang dapat dijual kepada industri kertas dan plastik.

Proses purifikasi biogas dari limbah pabrik asetilen memiliki tiga tahap, yaitu tahap pre-treatment limbah asetilen, tahap *pre-treatment* biogas, dan tahap absorbsi CO_2 dengan $Ca(OH)_2$. Tahap *pre-treatment* limbah asetilen ini dimaksudkan untuk mengekstrasi senyawa CaO yang terkandung di dalam limbah asetilen untuk direaksikan dengan air menjadi $Ca(OH)_2$ yang berfungsi sebagai absorben CO_2 pada biogas. Limbah asetilen masuk ke dalam mixer tank (M-120) untuk dicampurkan dengan air sehingga limbah asetilen yang awalnya padat berubah menjadi slurry, selain senyawa CaO yang ada di dalam limbah asetilen bereaksi dengan air menjadi $Ca(OH)_2$. Kemudian slurry limbah asetilen diseparasi menggunakan clarifier (H-130) hingga hanya senyawa $Ca(OH)_2$ yang tersisa. Larutan $Ca(OH)_2$ yang keluar dari clarifier dialirkan dengan pompa (L-131) menuju heater (E-132) supaya suhu larutan $Ca(OH)_2$ mencapai suhu optimum reaksi absorbs CO_2 dengan $Ca(OH)_2$.

Tahap kedua adalah tahap *pre-treatment* biogas. Biogas dialirkan dengan kompresor (G-111) menuju fixed bed column (D-110). Fixed bed column berfungsi untuk mengadsorpsi H_2S yang terkandung di dalam biogas sebelum masuk ke reaktor absorbsi CO_2, yang mana adsorben yang digunakan adalah soil laterite atau biasa disebut tanah merah. H_2S harus dihilangkan karena bersifat korosif dan jika tetap dibiarkan ada dalam produk akhir, maka

dapat menjadi racun. Biogas yang telah dimurnikan dari H_2S selanjutnya dialirkan ke *bubble column reactor* (R-210).

Biogas yang telah dimurnikan kemudian dimasukkan ke dalam *bubble column reactor* (R-210) untuk dilakukan proses pemurnian.. Gas CO_2 harus dihilangkan karena bersifat dapat menurunkan nilai kalor pada biogas sehingga reaksi pembakaran akan semakin lambat. Proses pemurnian biogas dilakukan dengan mereaksikan Gas CO_2 dengan larutan $Ca(OH)_2$ menghasilkan *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC). Biogas dari reaktor *bubble column reactor* yang terdiri dari 2 alat yang dipasang secara seri akan dialirkan menuju *Silica Gel Adsorber* (D-310) dan *Silica Gel Adsorber* (D-320) untuk dihilangkan kandungan airnya dari *biomethane*, kemudian biogas dikompres menggunakan packed kompresor 3 stage (G-325) hingga 200 bar dan didinginkan menggunakan cooler (E-322). Setelah itu biogas disimpan di dalam *compressed biomethane storage* (F-320) sebagai *compressed biomethane gas* (CBG). Sedangkan PCC yang terbentuk karena reaksi di *bubble column reactor* (R-210&R-220) dialirkan menuju *thickener* (H-330). Di dalam *thickener*, PCC dipisahkan dari kandungan air nya, sedangkan padatannya dialirkan menuju *plate and frame filter press* (H-340) untuk dihilangkan kembali kandungan airnya. Dikarenakan masih adanya kandungan air pada PCC dan diinginkan produk kering berbentuk fine maka setelah itu partikel PCC dikeringkan kembali menggunakan *rotary dryer* (B-350), lalu di *milling* menggunakan *ball mill* (C-360).

Untuk dapat mendirikan pabrik Purifikasi Biogas dari limbah pabrik asetilen menjadi biometana dan *precipitated calcium carbonate* (PCC) diperlukan total modal pembuatan untuk skala pilot sebesar Rp 95.638.338.895,-

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadirat Allah SWT, yang telah memberikan rahmat-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Pra Desain Pabrik berjudul Purifikasi Biogas PT. Enero dengan Karbonasi Mineral Ca(OH)2 dari Limbah Pabrik Asetilena (Bubble Column Reactor) dengan sebaik-baiknya sebagai salah satu tugas akhir di Teknik Kimia ITS.

Tugas Pra Desain Pabrik ini merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar kesarjanaan 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. Suci Madha Nia, S.T., M.T. 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. Kusdianto, ST., M.Sc.Eng selaku Dosen Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran.
3. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan dukungan baik moral maupun material, serta kasih sayang tulus, motivasi, bimbingan, dan doanya.
4. Teman - teman Departemen Teknik Kimia angkatan 2016 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, 13 Januari 2020

Penulis

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1 Pemilihan Lokasi berdasarkan *Expert Choice* 10
Gambar II.2 Lokasi PT. Enero 11
Gambar III.1 *Flow chart of chemical absorption process*.....17
Gambar III.2 *Flow Chart of Chemical Water Scrubbing Process* 18
Gambar III.3 Kolom *Wet Scrubber Countercurrent*.....18
Gambar III.4 *Flow Chart of PSA Process* 19
Gambar III.5 *Flowsheet* dari *cryogenic separation* Biogas (Pemisahan CO2).....20
Gambar III.6 Proses Pembuatan PCC dengan Metode Double Decomposition.....23
Gambar III.7 *Thickener* 24
Gambar III.8 *Nutsche Filter* 25
Gambar III.9 *Horizontal Plate Filter* 25
Gambar III.10 *Filter Press* 26
Gambar III.11 Skematik *Rotary Drum Filter* 27
Gambar III.12 *Rotary Dryer* 28
Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan.....102
Gambar VI.2 Grafik BEP Pabrik Pabrik Purifikasi Biogas dan Produsen *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) dari Pengolahan Limbah Asetilena.....110

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Volume Penjualan Gas Alam Melalui Saluran Pipa Menurut Jenis Pelanggan (MMSFC) 3
Tabel I.2 Data Ekspor – Impor Komoditas Gas 4
Tabel I.3 Data Produksi – Konsumsi Komoditas Gas di Indonesia 4
Tabel I.4 Listrik yang Didistribusikan Menurut Kelompok Pelanggan (GWh) 5
Tabel II.1 Data Produsen Asetilen di sekitar PT. Enero 8
Tabel II.2 Komposisi Kimia Biogas PT Enero 11
Tabel II.3 Komposisi Limbah Asetilen 12
Tabel II.4 Karakteristik Komponen Limbah Asetilen 12
Tabel II.5 Sifat Fisika H_2O 13
Tabel II.6 Komposisi Compressed Biomethane Gas 13
Tabel II.7 Komposisi Precipitated Calcium Carbonate (PCC) 13
Tabel II.8 Sifat Fisika CaCO3 13
Tabel III.1 Spesifikasi Limbah Asetilen 28
Tabel III.2 Kemampuan Kelarutan dalam Limbah Asetilen 29
Tabel III.3 Perbandingan Metode Pemisahan H_2S dari Aliran Gas 33
Tabel III.4 Metode Pemisahan CO2 dari Aliran Gas 34
Tabel III.5 Pemilihan Reaktor 35
Tabel III.6 Seleksi Gas-Liquid Separator 38
Tabel III.7 Seleksi Pemilihan Storage CBG 38
Tabel III.8 Pemilihan Pembentukan PCC 40
Tabel III.9 Pemilihan Solid-Liquid Separator 40
Tabel III.10 Perbandingan Dryer 42
Tabel III.11 Spesifikasi Biogas PT Enero 45
Tabel IV.1 Komposisi Biogas PT. Enero 53
Tabel IV.2 Komposisi Limbah Asetilena 54
Tabel IV.3 Neraca Massa Laterite Soil Fixed Bed 55
Tabel IV.4 Neraca Massa Mixer 56
Tabel IV.5 Neraca Massa Clarifier 57

Tabel IV.6 Neraca Massa Bubble Column Reactor I 58
Tabel.7 Neraca Massa Bubble Column Reactor II 59
Tabel IV.8 Neraca Massa Adsorber Silica Gel I 60
Tabel IV.9 Neraca Massa Adsorber Silica Gel II.....61
Tabel IV.10 Neraca Massa Flash Tank 62
Tabel IV.11 Neraca Massa Thickener.....63
Tabel IV.12 Neraca Massa Plate and Frame Filter Press 64
Tabel IV.13 Neraca Massa Rotary Dryer 65
Tabel IV.14 Neraca Energi Biogas Compressor 65
Tabel IV.15 Neraca Energi Cooler.....66
Tabel IV.16 Neraca Energi Treated Biogas Compressor 66
Tabel IV.17 Neraca Energi Mixer.....67
Tabel IV.18 Neraca Energi Clarifier 68
Tabel IV.19 Neraca Energi Heater 68
Tabel IV.20 Neraca Energi Bubble Column Reactor I.....69
Tabel IV.21 Neraca Energi Bubble Column Reactor II 70
Tabel IV.22 Neraca Energi Reycle Compressor 71
Tabel IV.23 Neraca Energi Reycle Heater 71
Tabel IV.24 Neraca Energi Reycle Cooler.....72
Tabel IV.25 Neraca Energi Biomethane Compressor Package Stage 1 72
Tabel IV.26 Neraca Energi Intercooler 73
Tabel IV.27 Neraca Energi Biomethane Compressor Package Stage 1I.....74
Tabel IV.28 Neraca Energi Intercooler stage 2 74
Tabel IV.29 Neraca Energi Biomethane Compressor Package Stage 1II 75
Tabel IV.30 Neraca Energi Cooler.....76
Tabel IV.31 Neraca Energi CBG Storage Tank 76
Tabel IV.32 Neraca Energi Thickener.....77
Tabel IV.33 Neraca Energi Plate and Frame Filter Press.....77
Tabel IV.34 Neraca Energi PCC Cake Storage.....78
Tabel IV.35 Neraca Energi Heater 78
Tabel IV.36 Neraca Energi Rotary Dryer.....79
Tabel IV.37 Neraca Energi Cyclone 80

Tabel IV.38 Neraca Energi Ball Mill 80
Tabel V.1 Spesifikasi Biogas Compressor 81
Tabel V.2 Spesifikasi Cooler.....81
Tabel V.3 Spesifikasi Soil Laterite Fixed Bed 82
Tabel V.4 Spesifikasi Blower.....83
Tabel V.5 Spesifikasi Limbah Acetylene Storage.....83
Tabel V.6 Spesifikasi Belt Conveyor 83
Tabel V.7 Spesifikasi Water Pump.....84
Tabel V.8 Spesifikasi Mixer.....84
Tabel V.9 Spesifikasi Clarifier.....85
Tabel V.10 Spesifikasi Ca(OH)2 Pump 85
Tabel V.11 Spesifikasi Heater.....86
Tabel V.12 Spesifikasi Bubble Column Reactor I 87
Tabel V.13 Spesifikasi Bubble Column Reactor II 87
Tabel V.14 Spesifikasi Thickener 87
Tabel V.15 Spesifikasi Plate and Frame Filter Pump.....88
Tabel V.16 Spesifikasi Plate and Frame Filter Press.....88
Tabel V.17 Spesifikasi PCC Belt Conveyor.....88
Tabel V.18 Spesifikasi PCC Cake Storage.....89
Tabel V.19 Spesifikasi PCC Cake Screw Conveyor 89
Tabel V.20 Spesifikasi Rotary Dryer 89
Tabel V.21 Spesifikasi Heater.....90
Tabel V.22 Spesifikasi PCC Screw Conveyor 90
Tabel V.23 Spesifikasi Cyclone 91
Tabel V.24 Spesifikasi Ball Mill.....91
Tabel V.25 Spesifikasi PCC Storage.....91
Tabel V.26 Spesifikasi *Fixed Bed Adsorber* I 92
Tabel V.27 Spesifikasi *Fixed Bed Adsorber* II.....92
Tabel V.28 Spesifikasi Biomethane Compressor Package.....93
Tabel V.29 Spesifikasi Heater.....93
Tabel V.30 Spesifikasi Cooler.....94
Tabel V.31 Spesifikasi Flash Separator.....95
Tabel V.32 Spesifikasi Flash Separator.....95
Tabel V.33 Spesifikasi After Cooler 96
Tabel V.34 Spesifikasi CBG Storage Tank.....96

Tabel V.35 Daftar Harga Alat 97

DAFTAR ISI

COVER
LEMBAR PENGESAHAN iii
INTISARI v
KATA PENGANTAR ix
DAFTAR GAMBAR xi
DAFTAR TABEL xiii
DAFTAR ISI xvii
BAB I PENDAHULUAN 1
I.1 Latar Belakang 1
o Produksi dan Konsumsi 3
I.2 Prospek 5
I.3 Penggunaan Produk 6
BAB II BASIS DESAIN DATA 7
II.1 Kapasitas 7
II.2 Lokasi 9
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk 11
II.3.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Penunjang 11
II.3.2 Spesifikasi Produk 13
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES 15
III.1. Tipe-tipe proses 15
III.1.1 Purifikasi Biogas 15
III.1.2 Pembentukan PCC 20
III.1.3 *Pre-Treatment* Limbah Industri Gas Asetilen 28
III.1.4 *Pre-Treatment* Biogas 30
III.2. Seleksi Proses 33
III.2.1 Seleksi Proses Penghilangan H_2S 33
III.2.2 Seleksi Proses Penghilangan CO_2 34
III.2.3 Seleksi Proses Precipitated Calcium Carbonate 40
III.3. Uraian Proses 43
III.3.1 Pretreatment Limbah Asetilen 43
III.3.2 Pre-Treatment Biogas 45
III.3.3 Pembentukan *Compressed Biomethane Gas* 48
III.3.4 Pembentukan Precipitated Calcium Carbonate 49
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI 53

IV.1 Neraca Massa 53
IV.2 *Neraca Energi* 65
BAB V SPESIFIKASI DAN HARGA ALAT 81
V.1 *Daftar Peralatan* 81
V.2 *Harga Peralatan* 97
BAB VI ANALISA EKONOMI 101
VI.1 *Pengelolaan Sumber Daya Manusia* 101
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan 101
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan 101
VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja 103
VI.2 *Utilitas* 103
VI.2.1 Unit Pengolahan Air 103
VI.2.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik 104
VI.2.3 Unit Pendingin 105
VI.3 *Analisis Ekonomi* 105
VI.3.1 Biaya Peralatan 107
VI.3.2 Perhitungan Analisis Ekonomi 107
VI.3.3 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*) 109
VI.3.4 *Net Present Value* (NPV) 109
VI.3.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*) 110
VI.3.6 Analisis Titik Impas (*Break Even Point / BE*P) 110
BAB VII KESIMPULAN 111
DAFTAR PUSTAKA 113
DAFTAR PENULIS

BAB I
PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Seiring berkembangnya teknologi, saat ini energi telah menjadi kebutuhan pokok manusia. Mayoritas peralatan dan pekerjaan yang dilakukan manusia memanfaatkan energi, contohnya energi yang dihasilkan bahan bakar. Bahan bakar saat ini masih didominasi oleh bahan bakar yang berasal dari fosil, padahal bertambahnya kebutuhan dan populasi manusia seiring dengan menipisnya cadangan bahan bakar fosil di dunia. Berdasarkan data yang diperoleh dari BP Global Company tahun 2018, Indonesia memiliki cadangan terbukti minyak bumi sekitar 3,17 miliar barel (BP Global Company, 2018). Sementara cadangan terbukti gas di Indonesia pada tahun 2018 sekitar 96,06 TCF (Pricewaterhouse Cooper, 2018).

Menurut Peraturan Presiden No.5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional, energi terbarukan adalah sumber energi yang dihasilkan dari sumber daya energi yang secara alamiah tidak akan habis dan dapat berkelanjutan jika dikelola dengan baik seperti panas bumi, biofuel, aliran air sungai, panas surya, angin, biomassa, biogas, ombak laut, dan suhu kedalaman laut. Potensi konservasi energi di semua sektor memiliki peluang penghematan yang sangat besar (Peraturan Presiden, 2006).

PT Energi Agro Nusantara yang berlokasi di Mojokerto adalah anak perusahaan PT Perkebunan Nusantara X yang memproduksi *bioethanol*, *biofertilizer*, dan *biogas*. Biogas yang berpotensi menjadi bahan bakar gas (BBG) bila dipurifikasi menjadi *biomethane*. Biogas adalah campuran gas yang dibentuk oleh mikroorganisme melalui degradasi bahan pada kondisi anaerobik. Biogas PT. Enero memiliki kandungan 60% metana (CH_4) dan 37,5% karbondioksida (CO_2). Sedangkan sisanya adalah *hydrogen sulfide* (H_2S) (enero.co.id).

Reaksi keseluruhan pembuatan biogas dari bahan-bahan organik adalah sebagai berikut:

$$\text{Bahan-bahan organik} \xrightarrow[\text{anaerobik}]{\text{mikroorganisme}} CH_4 + CO_2 + H_2 + N_2 + H_2S$$

Tahap pertumbuhan mikroorganisme dapat dibagi menjadi fase pertumbuhan lamban, fase eksponensial, fase stasioner, dan fase kematian. Produksi biogas meningkat pesat pada saat fase eksponensial (Wati & Prasetyani, 2011).

Biogas yang akan dimasukkan ke jaringan pipa gas ataupun untuk kebutuhan lainnya setidaknya harus memenuhi syarat tinggi kandungan metana (CH_4). Bila kadar CH4 tinggi maka biogas tersebut akan memiliki nilai kalor yang tinggi. Sebaliknya jika kadar CO2 yang tinggi maka akan mengakibatkan nilai kalor biogas tersebut rendah. Maka dari itu untuk meningkatkan nilai kalor biogas maka kadar gas CO2 harus rendah. Kandungan gas metana (CH4) dari biogas dapat ditingkatkan dengan cara memisahkan gas karbon dioksida (CO2) dan gas hidrogen sulfida (H2S) yang bersifat korosif dari biogas. Oleh karena itu, purifikasi sangat diperlukan untuk memurnikan kandungan biogas agar nilai kalor yang dihasilkan menjadi lebih tinggi dan lebih efektif untuk pembakaran (Hamidi, 2011).

Saat ini di Indonesia keberadaan produsen biogas terdapat di beberapa lokasi diantaranya PT Inti Indosawit Subur di Tungkal Ulu, Jambi, pembangkit listrik tenaga biogas ini berkapasitas 2,2 MW. PT Austindo Aufwind New Energy (“AANE”), pabrik pembangkit listrik tenaga biogas di Belitung ini memiliki kapasitas 1,2 MW. Beserta beberapa pembangkit listrik tenaga biogas yang umumnya memanfaatkan limbah perkebunan. Sementara PT Enero menghasilkan konversi 1.000 m^3 per jam atau 24.000 m^3 per hari, diperkirakan dapat menghasilkan listrik 2 MW.

Untuk menguji proses purifikasi biogas, umumnya dilakukan skala yang lebih kecil dahulu sebelum menuju ke skala besar(skala pabrik). Tahapannya adalah skala laboratorium, skala mini-pilot (skala ganda), skala pilot plant, lalu skala pabrik (skala besar). Pilot plant adalah suatu sistem proses dalam skala kecil yang dioperasikan guna mendapat data dan informasi sistem dalam perancangan skala besar dan dapat mengevaluasi/mengkoreksi hasil skala laboratorium guna mengurangi resiko dalam percobaan skala besar. Perbandingan skala pilot dengan skala pabrik yaitu 1/10 – 1/100, oleh karena itu biogas dari PT. Enero yang dibutuhkan untuk skala pilot plant sekitar 10-100 m^3 per jam (Jhonstone & Thring, 2005).

I.2 Produksi dan Konsumsi

Analisa pasar sangat penting karena dapat menentukan beberapa aspek. Berkut ini adalah data-data terkait:

Tabel I.1 Volume Penjualan Gas Alam Melalui Saluran Pipa Menurut Jenis Pelanggan (MMSFC)

Tahun	2012	2013	2014	2015	2017
Rumah Tangga	618,05	596,34	611,82	714,91	696.91
Komersial	7.570,18	6.851,29	7.472,94	8.131,57	6.732,44
Industri	272.832,32	295.618,59	337.106,0	314.646,22	329.086,27
Pembangkit Listrik	18.715,84	14.831,76	18.475,89	35.332,88	15.168,65
SPBE/SPBG	819,75	1.237,47	2.388,25	2.359,36	777,43
Jumlah	300.566,13	319.135,44	366.054,94	361.184,95	352.461,71

(Badan Pusat Statistik, 2017)

Tabel I.2 Data Ekspor – Impor Komoditas Gas

Tahun	Jumlah Ekspor (ribu ton)	Jumlah Impor (ribu ton)
2011	34.302,9	1.633,9
2012	27.843,3	3.170,4
2013	25.110,4	3.425,9
2014	23.786,2	3.589,9
2015	24.784,8	4.176,8
2016	23.505,2	4.435,2
2017	24.874,9	5.488,2
2018	23.719,0	5.546,9

(Badan Pusat Statistik, 2018)

Sebagian besar hasil produksi gas diekspor, setengah dari total hasil produksi gas dijual secara domestik.

Tabel I.3 Data Produksi – Konsumsi Komoditas Gas di Indonesia

Tahun	Jumlah Produksi (milyar m^3)	Jumlah Konsumsi (milyar m^3)
2010	85,7	43,4
2011	81,5	42,1
2012	77,1	42,2
2013	72,1	36,5
2014	73,4	38,4
2015	75,0	39,7

(BP Statistical Review of World Energy, 2015)

Kapasitas produksi biogas terpurifikasi ini diharapkan

dapat membantu memenuhi kebutuhan listrik dalam negeri yang lebih berkualitas dan lebih ramah lingkungan karena didapatkan dari limbah.

I.3 Prospek

Biogas dapat dikompresi menjadi *Compressed Biomethane Gas* (CBG) sehingga dapat dimanfaatkan untuk membangkitkan energi pada *gas turbine* di pabrik. Biogas yang memiliki kandungan metan yang tinggi dapat dimanfaatkan menjadi pembangkit listrik. Hal ini dapat menjadi kesempatan untuk mengurangi penggunaan energi tak terbarukan. Listrik yang dihasilkan dapat membantu Perusahaan Listrik Negara (PLN) untuk memenuhi kebutuhan energi listrik yang diperuntukkan untuk seluruh Indonesia. Kebutuhan energi listrik di Indonesia pada tahun 2012-2017 (kecuali 2016) menurut pelanggan tercatat oleh Badan Pusat Statistik pada tabel berikut ini.

Tabel I.4 Listrik yang Didistribusikan Menurut Kelompok Pelanggan (GWh)

Tahun	2012	2013	2014	2015	2017
Sosial	4 447.45	4 873.11	5 446.61	5946.47	7055.32
Rumah Tangga	72 176.8	77869.2	84136.2	88742.2	93733.7
Bisnis	30 689.44	33 748.6	36 289.0	36994.6	41625.3
Industri	60 828.60	65 255.6	66 277.8	65 429.7	75 970.1
Publik	6 199.62	6 595.80	6 878.35	7 166.8	7 629.5
Semua	174 341.9	188 342.41	199 028.0	204 279.9	226 014.0

(Badan Pusat Statistik, 2017)

Listrik yang dihasilkan dari biogas berpotensi paling besar untuk dijual ke rumah tangga dan industri, idealnya industri

untuk penghematan energi yang diperuntukkan pengoperasian pabrik yang umumnya terdapat di sekitar unit produksi biogas.

I.4 Penggunaan Produk

Berikut ini adalah contoh penggunaan biogas:

1. *Compressed Biomethane Gas* (CBG)

   Biogas dapat menjadi energi yang baik dan mampu menggantikan energi tak terbarukan pada sector industri/pabrik. Biogas menjadi bahan bakar pengganti yang cocok, karena sumber bahan bakarnya yang berasal dari limbah yang berarti bisa di dapat dengan cara mudah dan murah.

2. Bahan Bakar Gas (BBG)

   Banyak kendaraan mulai beralih ke bahan bakar gas (BBG) yang contohnya kini digunakan oleh bus-bus kota dan terdapat banyak Stasiun Pengisian Bahan Bakar Gas (SPBG) di Indonesia. Pemanfaatan biogas dengan menjadikannya dapat menjadi bahan bakar berbasis gas yang lebih murah biaya operasional dan ramah untuk lingkungan.

3. Pembangkit Listrik

   Pemasok listrik tunggal di Indonesia yaitu PLN, saat ini menggunakan bahan bakar jenis solar untuk memasok ketersedian listriknya ke pelanggan. Faktanya, dengan memanfaatkan biogas dengan baik dan benar, maka biogas mampu menjadi alternatif atau energi tambahan untuk memasok ketersediaan listrik di Indonesia.

BAB II
BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Kapasitas perancangan unit dalam pabrik ini direncanakan dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Kapasitas Produksi Biogas di PT. Enero (Bahan Baku)

   Berdasarkan data dari PT. Enero, biogas yang mencapai 1.000 m^3/jam atau 24.000 m^3/hari (enero.co.id). Perbandingan skala pilot dengan skala pabrik yaitu 1/10 – 1/100, oleh karena itu biogas dari PT. Enero yang dibutuhkan untuk skala pilot plant sekitar 10-100 m^3 per jam atau 118,23 kg/jam (Jhonstone & Thring, 2005).

   • Waktu Operasi :330hari kerja/tahn
   • Waktu Kerja : 24 jam/hari
   • Biogas dibutuhkan : 0,118 ton/jam x 24 jam/hari x 330 hari kerja/tahun
   : 936,38 ton/tahun

2. Kapasitas Produksi Limbah Asetilen di Jawa Timur (Bahan Penunjang)

   Berdasarkan data perhitungan, limbah pabrik asetilen yang dibutuhkan adalah 101,973 kg/jam.

   • Waktu Operasi :330hari kerja/tahn
   • Waktu Kerja : 24 jam/hari
   • Limbah asetilen dibutuhkan : 0,102 ton/jamx 24 jam/hari x 330 hari kerja/tahun : 807,84 ton/tahun

   Dari produksi asetilen, limbahnya dimanfaatkan untuk karbonasi mineral pada proses purifikasi biogas PT. Enero untuk menyerap CO_2. Pabrik asetilen di dekat PT. Enero (Mojokerto) diantaranya adalah berikut ini.

Tabel II.1 Data Produsen Asetilen di sekitar PT. Enero

Aspek	**PT. Aneka Gas Industri (SAMATOR Gresik)**	**PT. Surabaya Acetylene**
Jarak dari PT. Enero	35 kilometer	36,1 kilometer
Produksi asetilena	792 ton / tahun	600 ton / tahun

Tidak adanya data mengenai jumlah limbah asetilen yang dihasilkan, maka dari itu dengan pertimbangan jarak keduanya yang tidak berbeda terlalu jauh dari PT. Enero, limbah asetilen yang digunakan dianggap memenuhi kebutuhan dan diambil dari kedua perusahaan tersebut

3. Kapasitas Produksi *Compressed Biomethane Gas* dari Pilot Plant (Produk)

   Berdasarkan data perhitungan, CBG yang dihasilkan adalah 53,481 kg/jam.

   • Waktu Operasi : 330 hari kerja/tahun
   • Waktu Kerja : 24 jam/hari
   • CBG dihasilkan : 0,053 ton/jam x 24 jam/hari x 330 hari kerja/tahun : 423,57 ton/tahun

4. Kapasitas Produksi *Precipitated Calcium Carbonate* dari Pilot Plant (Produk)

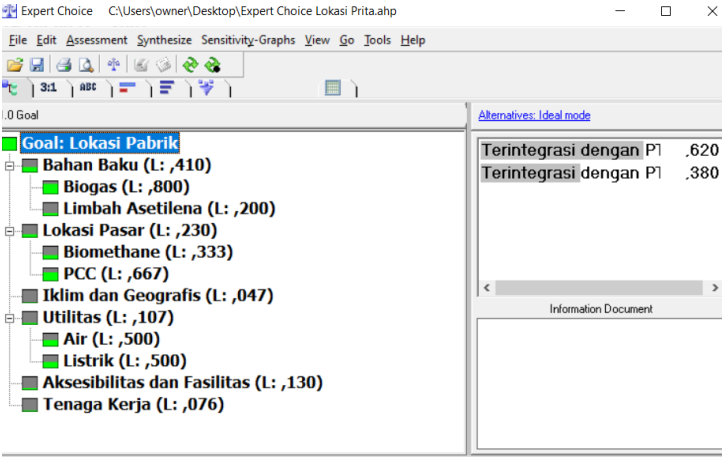
   Berdasarkan data perhitungan, PCC yang dihasilkan adalah 156,15 kg/jam.

   • Waktu Operasi : 330 hari kerja/tahun
   • Waktu Kerja : 24 jam/hari
   • Biogas dihasilkan : 0,156 ton/jam x 24 jam/hari x 330 hari kerja/tahun : 1.236,68 ton/tahun

II.2 Lokasi

Penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan dan kelangsungan industri, baik pada masa sekarang maupun masa yang akan datang karena hal ini berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta mempertimbangan aspek sosial masyarakat dari sekitar lokasi pabrik. Dalam pemilihan lokasi pabrik biogas terdapat pertimbangan yang perlu diperhatikan yaitu ketersediaan bahan baku yang berupa biogas PT. Enero dan limbah pabrik asetilen. Selain berdasarkan ketersediaan bahan baku utama, pemilihan lokasi pabrik dipengaruhi beberapa indikator lainnya.

Pabrik purifikasi biogas dengan karbonasi mineral Ca(OH)2 dari limbah pabrik asetilen ini menggunakan 2 macam bahan baku utama yaitu biogas dan limbah pabrik asetilen. Bahan baku biogas didapatkan dari PT. Enero, sedangkan bahan baku limbah pabrik asetilen didapatkan dari PT. SAMATOR Gresik. Dengan mempertimbangkan metode distribusi bahan baku, distribusi bahan baku limbah asetilena yang berwujud padatan akan lebih mudah dan ekonomis dibandingkan dengan distribusi bahan baku biogas yang berwujud gas. Sehinggan dengan begitu pabrik purifikasi biogas dengan karbonasi mineral Ca(OH)2 dari limbah pabrik asetilena ini akan didirikan berdekatan dengan PT. Enero yang merupakan pemasok utama bahan baku biogas. PT. Enero berlokasi di Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur.



Gambar II.1 Pemilihan Lokasi berdasarkan *Expert Choice*

Pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik ini adalah:

1. Bahan Baku

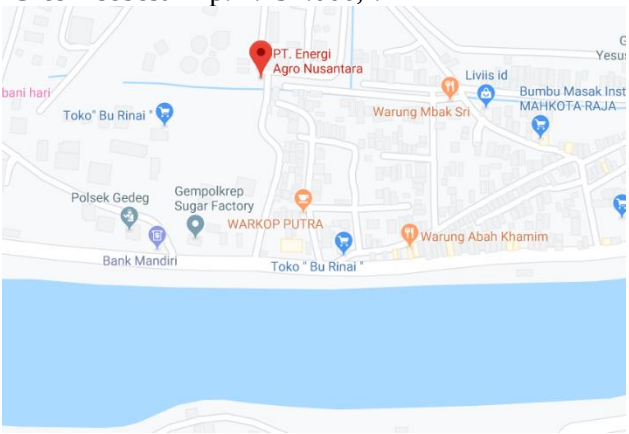
Distribusi bahan baku limbah asetilena lebih mudah dan ekonomis dibandingkan dengan distribusi bahan baku biogas. Oleh karena itu pabrik purifikasi biogas dengan karbonasi mineral $Ca(OH)_2$ dari limbah asetilena ini akan didirikan berdekatan dengan PT. Enero sehingga memudahkan distribusi bahan baku biogas.

2. Lokasi

PT. Enero berlokasi di Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur. Selain berdasarkan ketersediaan bahan baku biogas yang dipasok oleh PT. Enero , pemilihan lokasi pabrik juga dipengaruhi oleh letak PT. Enero yang dekat dengan Sungai Brantas yang airnya dapat digunakan untuk kebutuhan proses maupun utilitas. Selain itu juga target pasar area Jawa Timur cukup baik. Sementara untuk aksesibilitas dan fasilitas terdapat pelabuhan Tanjung Perak (berjarak 55 km) dan Tol Trans Jawa (berjarak 7 km). Luas area tanah yang digunakan adalah 10% dari luas tanah PT. Enero atau sekitar 0,0095 km^2.

3. Tenaga Kerja

Menurut Badan Pusat Statistik Provinsi Jawa Timur, Kabupaten Mojokerto merupakan kabupaten dengan tingkat pengangguran terbuka sebesar 4,27 % pada tahun 2018 dan tingkat kemiskinan sebesar 10,48 % pada tahun 2017. Sementara upah minimum kota (UMK) Kabupaten Mojokerto pada tahun 2020 adalah Rp. 4.180.000,- yang mana lebih rendah dibanding UMK Kabupaten Gresik sebesar Rp. 4.197.000,-.



Gambar II.2 Lokasi PT. Enero

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Penunjang

Spesifikasi Biogas PT. Enero

Biogas dapat mensubstitusikan bahan bakar fosil dalam penggunaan energi. Biogas dari PT Enero dengan kapasitas pilot plant adalah 100 m^3 per jam, suhu 0^oC, dan tekanannya 1 atm.

Tabel II.2 Komposisi Kimia Biogas PT Enero

Komposisi	%vol
CH_4	61
CO_2	38
H_2S	1

(enero.co.id)

Spesifikasi Limbah Asetilen

Limbah asetilen yang memiliki kandungan CaO dilarutkan karena diperlukan larutan $Ca(OH)_2$ yang digunakan untuk purifikasi biogas dari CO_2.

Tabel II.3 Komposisi Limbah Asetilen

Komposisi	Konsentrasi (%)	Massa Jenis (g/cm^3)	Spesific Gravity
SO_3	0,3	1,92	1,837
SiO_2	0,94	2,65	2,2
CaO	95,37	3,34	3,3
Al_2O_3	0,61	0,9	4
MoO_3	2,1	4,692	4,5
Y_2O_3	0,25	5,01	5,1
Fe_2O_3	0,48	5,24	5,26

(Lita dkk, 2018)

Tabel II.4 Karakteristik Komponen Limbah Asetilen

Komposisi	Larut dengan H_2O	Kelarutan pada H_2O	Titik Leleh
SO_3	Ya	0,1 g/L pada 25°C	62,2 °C
SiO_2	Tidak	-	1710°C
CaO	Ya	1,2 g/L pada 25°C	2613°C
Al_2O_3	Tidak	-	2030°C
MoO_3	Ya	1 g/L pada 25°C	795°C
Y_2O_3	Tidak	-	2439°C
Fe_2O_3	Tidak	-	1390°C

(pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

Spesifikasi Air (H_2O)

H_2O digunakan pada proses slacking sebagai pelarut untuk melarutkan CaO dari limbah asetilen menjadi larutan $Ca(OH)_2$ yang digunakan untuk purifikasi biogas dari CO_2. Suhu air yang digunakan adalah 28°C dan tekanannya 1 atm.

Tabel II.5 Sifat Fisika H_2O

Keterangan	Nilai
Berat Molekul	18,015 g/mol
Densitas	977 kg/m^3
Titik beku pada 1 atm	0°C
Titik uap pada 1 atm	100°C

II.3.2 Spesifikasi Produk

***Compressed Biomethane Gas* (CBG)**

Biomethane yang dihasilkan memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Tabel II.6 Komposisi Compressed Biomethane Gas

Komposisi	%vol
CH_4	95,7
CO_2	4
H_2O	0,3

***Precipitated Calcium Carbonate* (PCC)**

Tabel II.7 Komposisi Precipitated Calcium Carbonate (PCC)

Komposisi	%vol
$CaCO_3$	99
H_2O	1

Tabel II.8 Sifat Fisika CaCO3

Keterangan	Nilai
Berat Molekul	100 g/mol
Titik lebur	825°C
Bulk Density	0,55-0,65 g/cm^3
Kelarutan dalam air pada 25°C	0,00015 mg/L
Cp pada 25°C	19,568 cal/mol
ΔHf°	288.46 kcal/kmol
ΔGf°	269,79 kcal/kmol

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1. Tipe-tipe proses

Pengolahan limbah biomassa secara biologis dapat dilakukan dengan proses aerob dan anaerob. Proses anaerob mampu merombak senyawa organik yang terkandung dalam limbah sampai batas tertentu yang dilanjutkan dengan proses aerob secara alami atau dengan bantuan mekanik. Perombakan senyawa organik tersebut akan menghasilkan gas metana, karbon diokasida yang merupakan hasil kerja dari mikroba yang disebut dengan biogas. Oleh karena itu, Adanya kandungan karbon dioksida proses purifikasi sangat diperlukan untuk memurnikan kandungan biogas agar nilai kalor yang dihasilkan menjadi lebih tinggi dan lebih efektif untuk pembakaran.

III.1.1 Purifikasi Biogas

Pemurnian biogas disini dimaksudkan sebagai upaya untuk menghilangkan unsur-unsur penghambat (impuritis) yang terkandung dalam biogas. Gas CO_2 dalam biogas perlu dihilangkan karena gas tersebut dapat dapat mengganggu proses Pembakaran atau mengurangi nilai kalor pembakaran biogas. Pada tahap ini gas yang dihilangkan adalah CO_2 sebagai produk samping dari reaksi pembentukan biogas. CO_2 bersifat korosif terhadap logam dan dapat menyebabkan korosi sehingga perlu dihilangkan karena biogas akan digunakan sebagai bahan bakar gas engine. Ada beberapa metode pemurnian biogas (CO_2 removal), antara lain: absorbsi fisika, absorpsi kimia, adsorpsi, cryogenic dan konversi kimia menjadi senyawa lain. Pada pabrik ini, pemurnian biogas dilakukan dengan mereaksikan CO_2 dengan susu kapur sehingga menghasilkan produk berupa Precipitated Calcium Carbonate (PCC). Berikut adalah macam macam purifikasi gas.

III.1.1.1 Acid Gas Removal Unit.

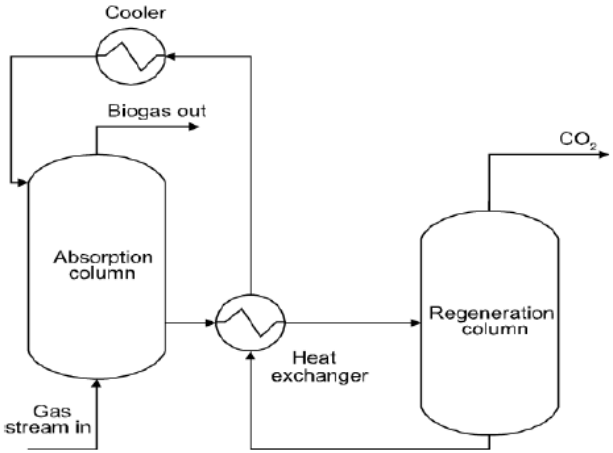
Pada biogas yang akan dipurifikasi, CO_2 dan H_2S adalah gas asam yang merupakan produk samping dari pembuatan biogas dan akan dihilangkan. H_2S dan CO_2 bersifat korosif terhadap logam, sehingga perlu dihilangkan agar memperpanjang masa penggunaan sistem perpipaan. Ada beberapa metode yang sedang dikembangkan atau telah dilakukan uji kelayakan dalam skala *Pilot Project Plant* (skala 1:10 dengan Unit Plant Pabrik), beberapa metode tersebut adalah:

1. *Chemical Absorption*

Absorpsi kimia adalah proses absorpsi dimana gas akan terlarut dalam larutan penyerap yang disertai dengan reaksi kimia. Contoh dari abospsi kimia adalah menggunakan pelarut NaOH, MEA, K_2CO_3, $Ca(OH)_2$ dan sebagainya yang akan bereaksi dengan gas asam (CO_2 dan H_2S) sehingga menghasilkan senyawa lain. Dari proses tersebut gas alam yang dihasilkan akan terbebas dari gas asam yang dapat menganggu hasil dari produk itu sendiri. Berikut adalah contoh reaksi kimia pada absorpsi kimia dimana gas CO_2 diabsord dengan menggunkana absorben $Ca(OH)_2$:

$$CO_2(g) + Ca(OH)_2(aq) \rightarrow CaCO_3(s) + H_2O(l)$$

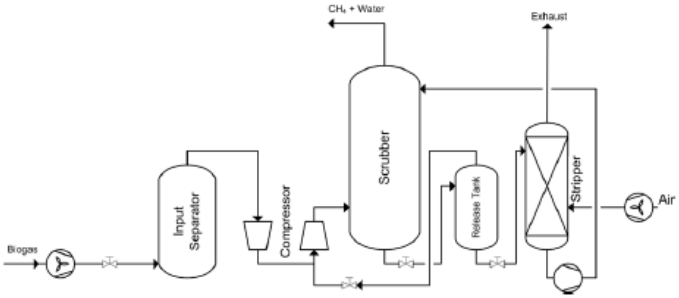
Reaksi berikut merupakan reaksi *irreversible*, dimana reaksi berikut tidak akan kembali ke bentuk semula. Larutan $Ca(OH)_2$ atau bias disebut dengan air kapur yang merupakan basa sehingga larutan tersebut akan bereaksi hebat dengan berbagai asam, dan bereaksi dengan banyak logam dengan adanya air. Larutan tersebut akan menjadi keruh karena dilewatkan dengan karbon dioksida sehingga hasilnya akan membuat mengendapnya kalsium karbonat ($CaCO_{3)}$ pada larutan tersebut.



Gambar III.1 *Flow chart of chemical absorption process*
(Q. Zhao, E, 2010)

2. *Water Scrubbing*

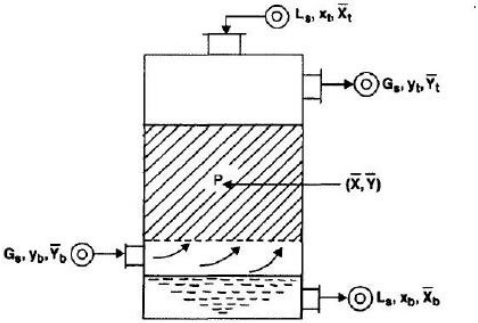
Water Scrubbing adalah teknik dasar yang memanfaatkan sifat fisika kelarutan gas dalam cairan . Water Scrubbing biasa disebut dengan istilah wet scrubber menggambarkan bahwa liquid digunakan untuk membuang polutan. *Water Scrubbing* dapat melarutkan zat H_2S, CO_2, dan komponen lainnya pada biogas yang akan larut dengan zat pelarut (air) Pada wet scrubber, arus gas kotor dibawa menuju kontak dengan liquid pencuci dengan cara menyemprotkan, mengalirkannya atau dengan metode kontak lainnya. Bagian utama proses dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar III.2 *Flow Chart of Chemical Water Scrubbing Process*

Gas masuk ke *scrubber* yang memiliki tekanan tinggi yang menyebabkan kelarutan gas dalam air semakin meningkat. Umumnya, kolom *scrubber* merupakan *packed column* agar terjadi kontak transfer massa yang lebih luas. *Water spray* dari atas akan membuat air masuk mengalir ke bawah lalu kontak secara *counter-current* dengan gas yang mengalir ke atas. Dalam *flash vessel* akan terjadi penurunan teknanan dan regenerasi gas metana yang sedikit. Dalam kolom *stripper*, gas H_2S dan CO_2 akan di*stripping* dengan udara sehingga menghasilkan gas metana 94%-98%. Berikut ini adalah skema kolom pada *Wet Scrubber Countercurrent.*

(Q. Zhao, E, 2010)

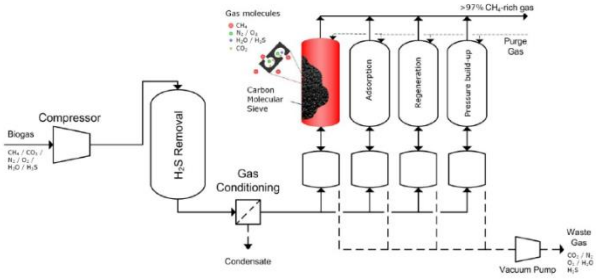


Gambar III.3 Kolom *Wet Scrubber Countercurrent.*

3. *Pressure Swing Adsorption* (PSA)

Pressure Swing Adsorption adalah teknik meningkatkan kemurnian gas dari produk biogas. Teknologi PSA memisahkan komponen dalam campuran gas di bawah tekanan dengan berdasarkan karakteristik molekular dan afinitas untuk penyerapan material. Teknologi ini beroperasi pada suhu mendekati suhu *ambient* (lingkungan). Bahan serap tertentu (zeolit, karbon aktif, molekul saringan, dll) yang digunakan sebagai perangkap, menyerap spesies gas yang diinginkan pada tekanan tinggi. Proses ini kemudian berpindah ke tekanan yang lebih rendah untuk proses desorbsi bahan teradsorpsi sebelumnya.

Dalam proses, biogas masuk pada bagian bawah kolom dan melewati *adsorber vessel*. Kemudian di akhir, biogas akan keluar dari atas kolom dengan kemurnian lebih dari 97%. Diagram alir proses absorbsi CO_2 dan H_2S dari teknik *Pressure Swing Adsorption* (PSA)



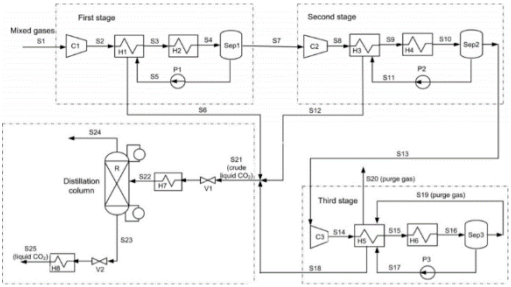
Gambar III.4 *Flow Chart of PSA Process*
(Q. Zhao, E, 2010)

4. *Cryogenic Separation*

Cryogenic Separation adalah proses fisik yang memisahkan CO_2 di bawah suhu yang sangat rendah. Sehingga membuat produksi langsung CO_2 cair pada tekanan yang rendah, sehingga CO_2 cair dapat disimpan atau dipindahkan menggunakan pemompaan cairan alih-alih menggunakan kompresi gas CO_2

dengan tekanan yang sangat tinggi , Selama proses pemisahan kriogenik, komponen campuran gas dipisahkan oleh serangkaian tahap kompresi, pendinginan, dan pemisahan.

(Gang Xu, 2014)



Gambar III.5 *Flowsheet* dari *cryogenic separation* Biogas (Pemisahan CO2)

CO_2 yang memiliki titik didih −78°C, sementara titik didih metana adalah -160°C, menghasilkan pemisahan CO_2 dari biogas dengan cara mendinginkan campuran gas pada tekanan tinggi. Sehingga perbedaan suhu kondensasi ini dapat digunakan untuk memisahkan gas-gas lain seperti N_2, O_2 dan siloksida dari biogas melalui kondensasi dan distilasi. Rasio pemisahan CO_2 bergantung pada meningkatnya tekanan. Untuk tekanan awal 15, 30,dan 60 bar, untuk memisahkan 90% CO2 dari campuran gas, suhunya diturunkan sekitar –63 °C, –48 °C dan –30 °C.

(Gang Xu, 2014)

III.1.2 Pembentukan PCC

Precipitated Calcium Carbonate (PCC) adalah penyebutan dari sebuah senyawa kimia yang memiliki formula kimia yang sama dengan jenis kalsium karbonat lainnya, seperti batu kapur, marmer, dan kapur rumus ($CaCO_3$). Akan tetapi PCC memiliki struktur kristal hexagonal yang biasa disebut dengan kalsit. Bentuk lain yang kurang umum disebut dengan aragonite yang

memiliki struktur kristal clustered needle orthorhombic dan yang langka dan tidak stabil disebut dengan vaterite. Umumnya PCC dapat diproduksi dengan macam macam metode yaitu,, *Lime-Soda Method, Carbonation Method*, dll nya.

1. *Carbonation Method*

Carbonation method adalah sebuah metode dimana karbon dioksida (CO_2) dikontakkan langsung dengan kalsium hidroksida ($Ca(OH)_2$) untuk mendapatkan produk berupa *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC). Proses ini banyak digunakan pada pabrik kertas dimana sumber dari karbon dioksida (CO_2) didapatkan dari gas boiler/kiln. Metode karbonasi mempunyai banyak keuntungan dimana prosesnya yang cepat, dengan penangan dan proses yang mudah dan CO_2 yang digunakan didaptkan dari proses lainnya sehingga metode ini memerlukan biaya yang rendah.

(Merris Jr., Charles S, 1994)

Pengaliran gas CO_2 ke dalam larutan akan berpengaruh terhadap ukuran kristal PCC yang akan diperoleh. Jika laju alir gas CO_2 besar maka kontak antara gelembung gas dengan larutan akan besar juga sehingga akan menyebabkan ukuran partikel yang dihasilkan akan menjadi besar, jika laju alir gas CO_2 kecil maka kontak gelembung gas dengan larutan akan kecil sehingga ukuran partikel yang terbentuk kecil.

(Wiwit, 2014)

Pada proses karbonasi, karbon dioksida yang telah didinginkan dan dipurifikasi akan dilewatkan dalam bentuk gelembung melewati milk of lime pada reaktor yang disebut karbonator. Di akhir proses ini akan ada pengukuran pH. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

Kalsinasi : $CaCO_{3(s)} + heat \rightarrow CaO_{(s)} + CO_{2(g)}$
Slaking : $CaO_{(s)} + H_2O_{(l)} \rightarrow Ca(OH)_{2(s)}$
Karbonasi : $Ca(OH)_{2(s)} + CO_{2(g)} \rightarrow CaCO_{3(s)} + H_2O_{(l)}$

Produk hasil karbonasi dapat dipurifikasi lebih lanjut dengan menghilangkan kotoran/*impurities* yang tersisa pada $Ca(OH)_2$ sebagai partikel kasar dengan ukuran mikrometer. Penyaringan digunakan untuk mengontrol ukuran maksimum dari produk. Pencucian filter cake tidak diperlukan dikarenakan air merupakan satu-satunya produk samping dari proses karbonasi.

(Shaninoor,2007)

2. *Lime-Soda Method*

Lime-Soda method , disebut juga dengan metode kaustik soda adalah proses dalam pembuatan PCC yang melalui pemanasan dan pelarutan. Pada proses ini, natrium karbonat (Na_2CO_3) ditambakan kedalam *slurry* kalsium hidroksida ($Ca(OH)_2$) agar keduanya dapat bereaksi sehingga dapa menghasilkan PCC ($CaCO_3$) dan natrium hidroksida (NaOH).

$$Na_2CO_3 + Ca(OH)_2 \rightarrow 2NaOH + CaCO_3$$

Proses ini memiliki keuntungan dimana hasil reaksi antara natrium karbonat dan kalsium hidroksida dapat menghasilkan produk tambahan berupa natrium hidroksida, yang banyak digunakan dalam pabrik kertas. Tetapi dengan reaksi seperti ini pengaplikasiannya lebih digunakan untuk memaksimalkan produksi natrium hidroksia, karena PCC yang dihasilkan dari proses kaustik soda biasanya menghasilkan PCC yang kasar.

(Wiwit, 2014)

Suhu yang diperlukan untuk proses ini adalah 30 hingga 60 ^oC dengan konversi rata-rata < 90 %. Kualitas PCC yang dihasilkan dari proses ini kurang baik karena distribusi ukuran partikel PCC sangat beragam serta kandungan residu Ca(OH)2 yang berlebih. Selain itu, pembuatan kaustik soda dengan metode ini mulai digantikan dengan metode elektrolisis.

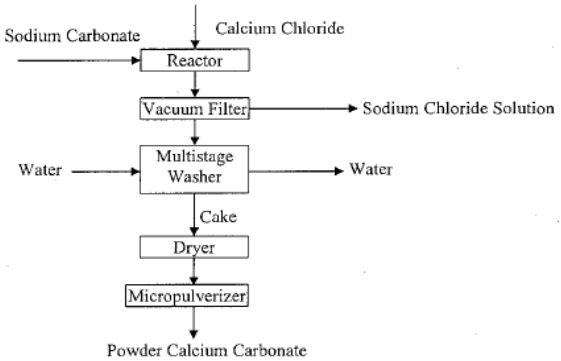
(Shahinoor, 2007)

3. *Calcium Chloride-Sodium Carbonate Double Decomposition Method*

Pada tahun 1997, produksi PCC secara signifikan meningkat dengan manufaktur *synthetic soda ash*. Larutan soda ash bereaksi dengan larutan kalsium klorida murni menghasilkan kalsium karbonat dan sodium klorida sebagai produk samping. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

$$Na_2CO_3 + CaCl_2 \rightarrow CaCO_3 + 2NaCl$$

Blok diagram dapat dilihat seperti gambar berikut



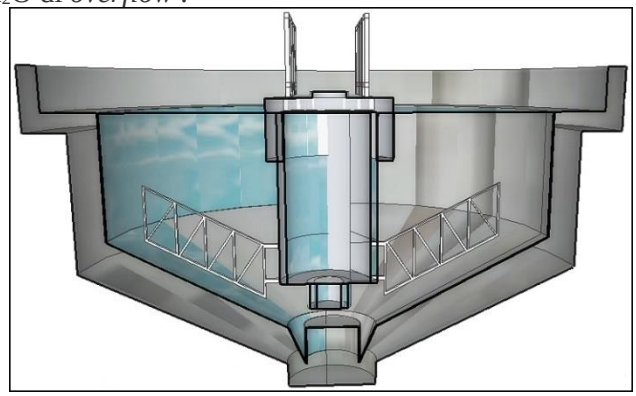
Gambar III.6 Proses Pembuatan PCC dengan Metode Double Decomposition

(Shahinoor, 2007)

Proses ini adalah yang paling sederhana dibanding tiga proses lainnya. Namun membutuhkan kalsium klorida dengan biaya rendah agar menarik secara ekonomi. Plant komersil berada di Solvay dengan fasilitas proses *synntethic ash.*Sodium chloride sulit untuk dicuci dari filter cake karbonat dan dihilangkan pada fasilitas waste treatment. Variabel dalam operasi prosesnya antara lain waktu, laju dan metode agitasi, konsentrasi, pH, dan temperature reaksi.

Pembentukan PCC dilakukan saat reaksi antara $Ca(OH)_2$ dengan CO_2 direaktor yang menghasilkan $CaCO_3$ atau biasa disebut dengan PCC. Hasil dari reaksi didalam reaktor masih

berbentuk *slurry*. Dikarenakan masih banyak H_2O yang terikut maka harus dilakukan pengurangan H_2O . Maka proses pertama adalah menggunakan *Thickener* untuk mengurangi kandungan H_2O dimana $CaCO_3$ akan mengendap di *thickener* karena *specific graviy* dan H_2O di *overflow* .



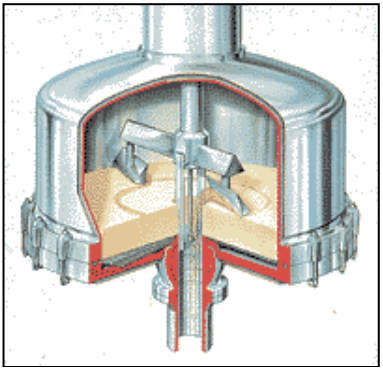
Gambar III.7 *Thickener*

.

Karena masih adanya kandungan air dalam $CaCO_3$ maka terdapat proses selanjutnya untuk penghilangan H_2O. Untuk penghilangan H_2O lebih lanjut maka digunakan *filter*. Terdapat beberapa jenis *filter* yang dapat digunakan untuk penghilangan seperti berikut:

1. *Nutsche Filter*

Jenis filter ini adalah yang paling sederhana. Dimana bagian bawah filter ini berlubang dengan ukuran yang kecil dan slurry yang masuk kedalam *nutsche filter* akan terjadi pemisahan oleh gravitasi, tekanan gas, vacum atau kombinasi dari cara ini. "*nutsche"* berasal dari Bahasa jerman yang berarti menghisap. Desain dari *nutsche filter* sangat sederhana dan biaya produksinya juga tergolong rendah. Filternya biasanya digunakan untuk skala laboratorium, *pilot plant*, pabrik dengan operasi yang kecil.. untuk aplikasi skala besar cake dapat diproses lebih lanjut dengan di *reslurrying.*

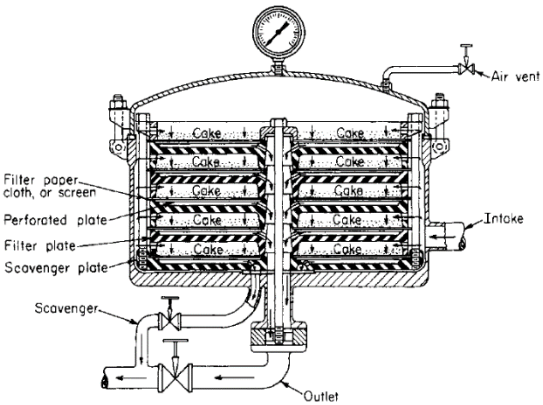


Gambar III.8 *Nutsche Filter*

(Perry's,1976)

2. *Horizontal Plate Filter*

Horizontal plate filter terdiri dari beberapa plate melingkar yang bertumpuk. Tekanan pada filter ini biasanya dibatasi hingga 345 kPa (50 psig) tetapi dengan desain khusus bisa mencapai 2.1 mPa bahkan lebih tinggi.



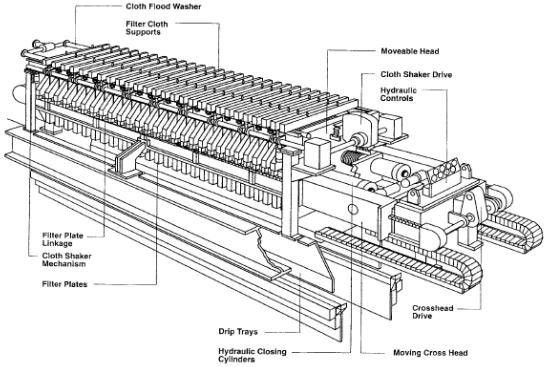
Gambar III.9 *Horizontal Plate Filter*

(Perry's,1976)

3. *Filter Press*

Filter yang paling sering digunakan dalam industri kimia. Filter ini sering disamakan secara general dengan *plate and frame*

filter press bagaimanapun filter press memiliki banyak sekali desain dan *plate and frame filter press* adalah salah satunya. *plate and frame filter press* memiliki desain dimana di kedua sisi memiliki plate dengan media filter yang berongga untuk memberikan ruang kepada *cake* selama filtrasi berlangsung. Plate dan frame berada pada sepasang penopang horizontal lalu ditekan bersama dengan salah satu sisi dalam keadaan diam.



Gambar III.10 *Filter Press*

(Perry's,1976)

Filter press memiliki keunggulan karena desainnya sederhana, *low capital cost*, fleksibilitas dan dapat beroperasi pada tekanan tinggi. Kebutuhan ruang yang dibutuhkan per unit tidak terlalu besar dan kapasitas dapat disesuaikan dengan menambah atau mengurangi *plate* dan *frame*. *Filter press* mudah untuk dibersihkan dan media filter mudah untuk diganti. Hasil yang diberikan dari *Filter press* kandungan air dalam cake lebih sedikit dibanding dengan filter lainnya.

(Perry's,1976)

4. *Continuous Cake Filter*

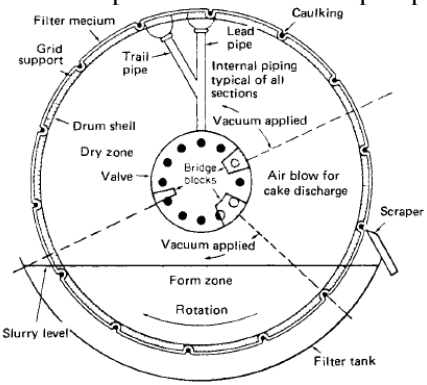
Continuous Cake Filter hanya bisa digunakan jika pembentukan cake yang sangat cepat, seperti di situasi dimana *flow rate* dari slurry mencapai 5 L/min (1-2 gal/min), konsentrasi slurry lebih besar dari 1% dan diameter partikel lebih besar dari 1 μm. Viskositas liquid dibawah 0.1 Pa.s (100 cP) diperlukan untuk

menjaga kecepatan aliran tetap tinggi ketika melalui cake. Filter ini didesain ketika produk yang diinginkan bukan cake nya.

(Perry's,1976)

5. *Rotary Drum Filter*

Rotary drum filter adalah filter yang paling banyak digunakan untuk filter *continuous.* Ada banyak variasi desain terrmasuk sebagai filter *pressure* atau vakum filter. Perbedaan utama dalam desain adalah cara mengambil cake nya. Seperti yang disebutkan alat ini bekerja secara continuous dan setiap putarannya memiliki 4 macam proses yaitu *cake formation, cake washing, drying* dan *cake discharge*. Tekanan diluar drum adalah tekanan atmosferik dan didalam drum tekanannya mencapai vakum. Filter drum sekitar 35% kelilingnya terendam dalam slurry dan akan berputar secara perlahan sekitar 0.1-10 rpm. Variable kecepatan putaran dapat disesuaikan untuk pembuatan cake maupun pengeringanya.

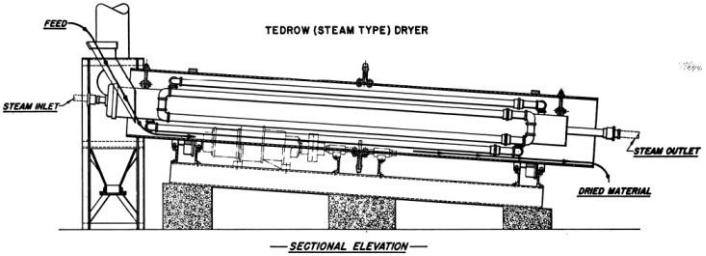


Gambar III.11 Skematik *Rotary Drum Filter*

(Perry's,1976)

Setelah melalui filter press dimana output nya masih berbentuk cake maka proses selanjutnya adalah proses drying. Dikarenakan produk yang diinginkan sudah tidak ada kandungan airnya dan berukuran kecil. Maka untuk memenuhi produk yang tidak memiliki kandungan air digunakan alat dryer. Dryer memiliki banyak jenis atau desain tergantung pada kebutuhan salah satu contoh dryer untuk pengeringan adah *rotary dryer*. *Rotary dryer*

adalah alat dengan silinder kosong yang terbuat dari metal dan cocok untuk temperatur rendah hingga sedang bergantung pada jenis metal yang digunakan.



Gambar III.12 *Rotary Dryer*

(Mujumdar, 2006)

Setelah melalui rotary dryer untuk penghilangan H_2O pada cake PCC, proses selanjutnya adalah untuk *size reduction*. *Size reduction* digunakan untuk menyamakan ukuran sesuai dengan ukuran produk yang inginkan. Produk diinginkan dengan ukuran 2 mikron

III.1.3 *Pre-Treatment* Limbah Industri Gas Asetilen

Gas asetilen yang memiliki struktur $CH_2{=}CH_2$ memiliki sifat beracun, tidak berwarna dan berbau khas. Di Indonesia gas asetilen umumnya digunakan untuk pengelasan atau pemotongan di bengkel bengkel. Gas asetlien dapat dibuat dengan mereaksikan kalsium karbida dengan H_2O.

$$CaC_2 + 2H_2O \rightarrow Ca(OH)_2 + C_2H_2$$

C_2H_2 yang merupakan gas akan terpisah dengan $Ca(OH)_2$ yang berupa padatan. Limbah dari industri gas asetilen memiliki spesifikasi seperti berikut.

Tabel III.1 Spesifikasi Limbah Asetilen

Senyawa	Konsentrasi (%)	Specific Gravity
Al2O3	0,61	3.4-4
SiO2	0,94	2,2

SO3	0,3	1,85
CaO	95,37	3,3
Fe2O3	0,48	5,29
Y2O3	0,25	5
MoO3	2,1	4,5

(Lita,dkk., 2018)

Diinginkannya CaO yang murni untuk pembentukan $Ca(OH)_2$ maka CaO harus dipisahkan dari pengotor pengotor lainnya yang terdapat dari limbah asetilen. Untuk memisahkan CaO dari pengotor pengotor lainnya dilakukan dengan beberapa tahap. Limbah asetilen yang mengandung CaO dengan *impurities* lainnya dipisahkan dengan melarutkan CaO dalam air dan mengendapkan impurities. Berikut adalah kelarutan dari macam macam limbah asetilen dan kemampuan kelarutannya dalam air.

Tabel III.2 Kemampuan Kelarutan dalam Limbah Asetilen

Senyawa	*Solubility*	*Solubility in water*
Al_2O_3	Insoluble in water, mineral acid, and strong alkali	-
SiO_2	Soluble in alkali, poorly soluble	-
SO_3	Water	0,1 g/L pada 25 ℃
CaO	Water and glycerol, insoluble in ethanol	1,25 g/L pada 20 ℃ 1,2 g/L pada 25 ℃

Fe_2O_3	HCl, H_2SO_4, HNO_2 (slightly), insoluble in water	-
Y_2O_3	Dilute acids, insoluble in water	-
MoO_3	Alkali hydroxides and potassium bitartrate, slightly soluble in water	1 g/L pada 20 °C

(PubChem, 2004)

Dikarenakan kandungan CaO memiliki konsentrasi hingga 95 % dan impurities lainnya yang dapat terlarutkan memiliki konsentrasi yang sangat kecil jika dibandingkan dengan CaO. Impurities lainnya yang tidak dapat terlarutkan dalam air akan diendapkan di clarifier dimana CaO yang terlarutkan akan menjadi $Ca(OH)_2$ akan di *overflow* dan impurities yang tidak dapat larut dalam air akan terendapkan. $Ca(OH)_2$ yang ter *overflow* akan disimpan terlebih dahulu di dalam tangki penyimpanan yang dilengkapi dengan pengaduk, sehingga konsentrasi *slurry* $Ca(OH)_2$ tetap homogen sebelum dialirkan ke reaktor purifikasi biogas.

$Ca(OH)_2$ yang berada pada *storage vessel* perlu dinaikkan suhunya sebelum masuk pada reaktor purifikasi hingga mencapai dari 28 ^oC hingga mencapai suhu 45 ^oC

III.1.4 *Pre-Treatment* Biogas

Feed utama yaitu biogas akan di treatment terlebih dahulu sebelum masuk ke proses lebih lanjut. Feed biogas didapat dari PT. Energi Argo Nusantara memiliki kandungan 61% CH_4, 38% CO_2, dan 1% H_2S. Pre treatment dilakukan untuk menghilangkan kandungan H_2S yang masih terkandung pada biogas. Penghilangan H_2S diperlukan karena pada *bubble column reactor* purifikasi hanya dilakukan untuk menghilangkan CO_2 menggunakan $Ca(OH)_2$ dan H_2S adalah gas yang merugikan dan berbahaya yang dapat merusak perpipaan. Maka diperlukannya pre treatment pada biogas untuk menghilangkan kandungan H_2S pada biogas. Terdapat beberapa metode yang dapat digunakan untuk menghilangkan gas H_2S, antara lain:

1. Adsorbsi menggunakan Fe_2O_3 atau hidroksida

Hidrogen sulfide sangat mudah untuk bereaksi dengan besi oksida, *iron hydroxide* dan *zinc oxide*. Proses ini sering disebut dengan "*iron sponge*" karena sering kali wol baja berlapis karat dan *soil laterite* digunakan untuk membentuk *bed*.

$$Fe_2O_3 + 3H_2S \rightarrow Fe_2S_3 + 3H_2O$$
$$2Fe(OH)_3 + 3H_2S \rightarrow Fe_2S_3 + 6H_2O$$

Reaksi bersifat endotermik dan temperatur minimum yang dibutuhkan untuk menyediakan energi yang diperlukan adalah 12 ^oC. Suhu reaksi optimal yang dibutuhkan antara 25 ^oC dan 50 ^oC. kondensasi air pada besi oksida harus dihindari karena besi oksida dapat menempel dengan air yang dapat mengurangi kereaktifan. Besi oksida bisa diregenerasi dengan oksigen sesuai dengan reaksi berikut:

$$2Fe_2S_3 + 3O_2 \rightarrow 2Fe_2O_3 + 6S$$

Reaksi bersifat eksotermik dan jumlah besar panas dilepaskan selama regenerasi. Biasanya terdapat 2 bed jika 1 alat sedang di regenerasi 1 alat lainnya dapat tetap berlangsung.

(E. Ryckebosch, 2011)

2. Absorbsi dengan *Liquid*

Penyerapan H_2S dalam cairan dapat berupa penyerapan secara fisika atau dengan bantuan bahan kimia. Menghilangkan H_2S dengan cara fisika dapat dilakukan dengan penyerapan dalam air atau dengan bantuan bahan pelarut organic. Metobe yang paling sering dilakukan biasanya adalah metode *water scrubbing* meskipun metode ini terdapat gangguan operasional yaitu tumbuhnya mikroorganisme dalam metode metode ini.

Menambahkan bahan kimia dalam air dapat menambahkan membantu proses penyerapan sehingga dapat mengurangi kebutuhan air dan energi pompa yang dibutuhkan

dapat berkurang. Salah satu contoh bahan kimia yang dapat membantu proses penyerapan adalah sebagai berikut

- Larutan NaOH encer : Larutan NaOH bereasksi dengan H_2S menghasilkan Na_2S dan NaHS
- Larutan $FeCl_2$: Proses ini didasarkan pada pembentukan FeS yang tidak dapat larut sehingga perlu dihilangkan
- Larutan $Fe(OH)_3$: H_2S dapat dihilangkan menggunakan $Fe(OH)_3$ yang menghasilkan pembentukan Fe_2S_3. Regenerasi dilakukan menggunakan oksigen atau udara (sistem tertutup).

(E. Ryckebosch, 2011)

3. *Membrane Separation*

H_2S dapat dipisahkan dari gas dengan cara biogas dialirkan melalui membran semi permeabel dimana H_2S dan CO_2 dapat melewati membran sedangkan CH4 tidak bisa. Molekul-molekul dari aliran gas, mengalir dalam satu arah, berdifusi melalui membran dan
akan diserap di sisi lain oleh cairan mengalir secara *counter-current*.
Pada suhu 25 ^oC, konsentrasi gas H_2S sebanyak 2% dapat dikurangi menjadi lebih sedikit dari 250 cm^{-3} m^{-3} sehingga menghasilkan efisiensi lebih dari 98%. NaOH digunakan sebagai cairan absorbin

(E. Ryckebosch, 2011)

4. Adsorbsi dengan Karbon Aktif

H_2S dapat dihilangkan dengan menggunakan karbon aktif, dan dengan bantuan KI atau asam sulfat (H_2SO_4) untuk meningkatkan laju reaksi. Dalam filter biologis, H_2S dikonversi secara katalitik untuk senyawa sulfur dan air.

$$2H_2S + O_2 \rightarrow 2S + 2H_2O$$

Sebelum memasuki lapisan karbon 4-6% udara ditambahkan pada biogas. Sulfur yang terbentuk diserap oleh karbon aktif. Efisiensi terbaik diperoleh pada tekanan 700-800 kPa dan suhu 50-70 C. Suhu in mudah dicapai melalui *heat generation* selama kompresi.

Jika proses yang diinginkan *continuous* maka diperlukan 2 vessel, 1 vessel untuk regenerasi 1 lagi untuk adsorbs. Regenerasi dapat menggunakan inert gas atau steam.

(E. Ryckebosch, 2011)

III.2. Seleksi Proses

III.2.1 Seleksi Proses Penghilangan H_2S

Penghilangan H_2S diperlukan dikarenakan merupakan gas yang berbahaya dan terdapat aturan kandungan H_2S yang diperbolehkan keluar ke udara. Proses ini diharapkan memakan biaya yang rendah dan dapat memenuhi spesifikasi produk yang diinginkan. Yang perlu diperhatikan dalam seleksi proses ini adalah konsentrasi dari H_2S dalam biogas, *flow rate* biogas yang masuk dan limbah yang dihasilkan dari pembuangan.

Tabel III.3 Perbandingan Metode Pemisahan H_2S dari Aliran Gas

Method	Advantages	Disadvantages
Biological with O_2/air (in filter/ scrubber/digester)	Cheap investment and exploitation: low electricity and heat requirements, no extra chemicals or equipment required Simple operation and maintenance	Concentration H_2S still high (100–300 $cm^3\ m^{-3}$) Excess O_2/N_2 in biogas implies difficult upgrading or additional cleaning Overdosing air results in explosive mixture
$FeCl_3/FeCl_2/FeSO_4$ (in digester)	Cheap investment: storage tank and dosing pump Low electricity and heat requirements Simple operation and maintenance Compact technique H_2S not in biogas wire No air in biogas	Low efficiency (100-150 $cm^3\ m^{-3}$) Expensive operation (iron salt) Changes in pH/temp not beneficial for the digestion process Correct dosing is difficult
$Fe_2O_3/Fe(OH)_3$-bed	High removal efficiency: >99 %	Sensitive for water
Rust steel wool impregnated wood chips or pellets	Mercaptanes are also captured Cheap investment Simple	Expensive operation costs, Regeneration is exothermic: risk of ignition of chips Reaction surface reduced each cycle Released dust can be toxic
Absorption in water	H_2S <15 $cm^3\ m^{-3}$ Cheap when water is available (not regenerative) CO_2 is also removed	Expensive operation: high pressure, low temperature Difficult technique Clogging of the absorption column possible
Chemical absorption NaOH $FeCl_3$	Low electricity requirement Smaller volume, less pumping, smaller vessels (compared to absorption in H_2O) Low CH_4 losses	Expensive investment & operation More difficult technique Not regenerative
Chemical absorption $Fe(OH)_3$ Fe-EDTA Cooab™	High removal efficiency: 95-100 % Cheap operation Small volume required Regenerative Low CH_4losses	Difficult technique Regeneration through oxygenation $CO_2 \rightarrow H_2CO_3$ (using EDTA) leads to precipitation Build up of thiosulfates from chelates + H_2S (using EDTA)
Membranes	Removal of >98 % is possible CO_2 is also removed	Expensive operation and maintenance Complex
Biological filter	High removal possible: >97 % Low operational cost	Extra H_2S-treatment to reach pipeline quality O_2/N_2 in biogas implies difficult and additional upgrading steps
Adsorption on activated carbon (Impregnated with KI 1-5 %)	High efficiency (H_2S <3 $cm^{-3}\ m^3$) High purification rate Low operation temperature Compact technique High loading capacity	Expensive investment and operation CH_4 losses H_2O and O_2 needed to remove H_2S H_2O can occupy the binding places of H_2S Regeneration at 450 °C Residue present till 850 °C

(E. Ryckebosch, 2011)

Berdasarkan tabel III.1 maka yang dapat memenuhi spesifikasi adaah penghilangan H_2S menggunakan $Fe_2O_3/Fe(OH)_3$ bed. Penghilangan H_2S dengan $Fe_2O_3/Fe(OH)_3$ dipilih karena

efisiensi penghilangannya diatas 99% dan hanya H_2S yang hilang dalam proses ini. Pada metode ini maka dipilih Fe_2O_3 yang terkandung pada *soil laterite. Soil laterite* atau biasa dibilang tanah merah merupakan tanah yang telah kehilangan kesuburan dan unsur-unsur hara karena larut terbawa air hujan dengan intensitas yang tinggi. Tanah ini banyak tersedia di Indonesia dan mengandung Fe_2O_3 dalam jumlah yang cukup besar dan murah.

Oleh karena itu dengan harga tanah yang murah dan kemampuannya untuk mengadsorb H_2S yang cukup baik maka proses regenerasi tanah laterit sebagai adsorben tidak perlu dilakukan. Hal ini memudahkan dan juga menurunkan biaya investasi kapital saat pendirian pabrik.

III.2.2 Seleksi Proses Penghilangan CO_2

Tabel III.4 Metode Pemisahan CO2 dari Aliran Gas

Method	Advantages	Disadvantages
Absorption with water	High efficiency (>97% CH_4) Simultaneous removal of H_2S When H_2S < 300 cm^3 m^{-3} Easy in operation Capacity is adjustable by changing pressure or temperature Regeneration possible Low CH_4 losses (<2%) Tolerant for impurities	Expensive investment Expensive operation Clogging due to bacterial growth Foaming possible Low flexibility toward variation of input gas
Absorption with polyethylene glycol	High efficiency (>97% CH_4) Simultaneous removal of organic S components, H_2S, NH_3, HCN and H_2O Energetic more favorable than water Regenerative Low CH_4 losses	Expensive investment Expensive operation Difficult in operation Incomplete regeneration when stripping/vacuum (boiling required) Reduced operation when dilution of glycol with water
Chemical absorption with amines	High efficiency (>99% CH_4) Cheap operation Regenerative More CO_2 dissolved per unit of volume (compared to water) Very low CH_4 losses (<0.1%)	Expensive investment Heat required for regeneration Corrosion Decomposition and poisoning of the amines by O_2 or other chemicals Precipitation of salts Foaming possible
PSA/VSA Carbon molecular sieves Molecular sieves (zeolites) Alumina silicates	Highly efficient (95–98% CH_4) H_2S is removed Low energy use: high pressure, but regenerative Compact technique Also for small capacities Tolerant to impurities	Expensive investment Expensive operation Extensive process control needed CH_4 losses when malfunctioning of valves
Membrane technology Gas/gas Gas/liquid	H_2S and H_2O are removed Simple construction Simple operation High reliability Small gas flows treated without proportional increase of costs Gas/gas Removal efficiency: <92% CH_4 (1 step) or > 96% CH_4 H_2O is removed Gas/liquid Removal efficiency: > 96% CH_4 Cheap investment and operation Pure CO_2 can be obtained	Low membrane selectivity: compromise between purity of CH_4 and amount of upgraded biogas Multiple steps required (modular system) to reach high purity CH_4 losses Little operational experience
Cryogenic separation	90–98% CH_4 can be reached CO_2 and CH_4 in high purity Low extra energy cost to reach liquid biomethane (LBM)	Expensive investment and operation CO_2 can remain in the CH_4
Biological removal	Removal of H_2S and CO_2 Enrichment of CH_4 No unwanted end products	Addition of H_2 Experimental – not at large scale

(E. Ryckebosch, 2011)

Berdasarkan tabel III.2 terdapat berbagai macam metode untuk penghilangan CO_2. Gas CO_2 dalam biogas perlu dihilangkan karena gas tersebut dapat dapat mengganggu proses Pembakaran atau mengurangi nilai kalor pembakaran biogas. Untuk didapatkan metode dengan biaya operasi yang murah dengan kualitas yang baik. Untuk skala pilot maka metode PSA dan Cryogenic separation dan lainnya yang memiliki *investment* yang mahal maka, pada dipilih absorbsi menggunakan $Ca(OH)_2$. $Ca(OH)_2$ dipilih karena $Ca(OH)_2$ jika bereaksi dengan CO_2 akan menghasilkan $CaCO_3$ yang dapat memilki harga jual.

III.2.2.1 Seleksi Reaktor

Untuk mereaksikan $Ca(OH)_2$ dengan biogas maka diperlukan reactor untuk tempat mereaksikannya Terdapat beberapa reaktor yang dapat digunakan untuk proses absorbsi CO2, yaitu:

Tabel III.5 Pemilihan Reaktor

Jenis Reaktor	Kelebihan	Kekurangan
Bubble Column	-Perpindahan massa dan panas yang lebih baik -Proses perawatan lebih sederhana -Biaya operasi yang relatif rendah karena tidak adanya bagian reaktor yang bergerak -Terbebas dari *plugging* -Menghilangkan kemungkinan terjadinya hot spot	-Regenerasi pelarut yang digunakan sulit dilakukan, tetapi pada purifikasi biogas ini menghasilkan produk berupa slurry PCC yang dapat dijual

Packed Bed	-Kontak antar fasa lebih baik karena bantuan packing -Kapasitas produksi cukup tinggi	-Kontrol terhadap suhu sulit dilakukan -transfer massa dan transfer panas rendah -Gradien temperatur dapat terjadi -Biaya operasional tinggi -Penyumbatan solid mudah terjadi -Dapat terjadi *channelling* fluida, sehingga efisiensi menurun
Fixed Bed	-Rate konversi tinggi -Produk yang dihasilkan lebih banyak -Pressure drop rendah -Hold up liquid tinggi	-Penggantian katalis sulit -Reaksi samping dapat terjadi -Transfer panas menuju atau dari

		reaktor sulit dilakukan -Biaya operasional tinggi
CSTR	-Pengaturan terhadap suhu mudah dilakukan -Biaya konstruksi murah -Reaktor memiliki kapasitas panas yang tinggi	-Konversi paling rendah dibandingkan tipe reaktor lainnya -Zona mati (*dead zone*) dapat terjadi, di mana pencampuran tidak terjadi -Reaktan dapat mengalami *bypass*

Berdasarkan aspek ekonomi dan kebutuhan maka reactor yang tepat adalah *bubble column reactor* dikarenakan proses perawatan yang rendah, harga operasional yang rendah dan perpindahan massa yang baik sehingga Ca(OH) dengan CO_2 dapat bereaksi dengan baik.

III.2.2.2 Seleksi Gas-Liquid Separator

Tabel III.6 Seleksi Gas-Liquid Separator

	Gravity separators/ knockout drums	Baffles/ louvers	Vane packs – simple vanes	Vane packs – with drainage channels	Axial cyclone separators	Knitted mesh mist eliminators	Candles/ fiber beds
Separation mechanism	Gravitational deposition	Inertial interception	Inertial interception	Inertial interception	Inertial interception	Inertial/direct interception	Direct interception/ diffusional deposition
Gas handling capacity	Low	High	High	High	Very high	Moderate	Low
Turndown capacity	Very high	30 %	30 %-50 %	30 %-50 %	30 % Higher with preconditioner	25 %	Very high
Efficiency	Low except for large droplet sizes	Low except for large droplet sizes	High down to approx. 25 µm	High down to approx. 25 µm	High down to approx. 10 µm	Very high down to 2-5 µm	Very high at sub-micron droplet sizes
Liquid load capacity	Very high	Very high	Moderate	High	High	Moderate	Low
Solids handling capability	Very high	Very high	Moderate	Low	Moderate-high	Low	Very low
Liquid viscosity	Suitable for high viscosity	Suitable for high viscosity	Suitable for high viscosities/ waxes	Prone to fouling with high liquid viscosities/ waxes	Suitable for high viscosities/ waxes	Prone to fouling with high liquid viscosities/ waxes	Unsuitable for high liquid viscosities
Pressure drop	Very low	Very low	Low	Low	Moderate	Low	High

Gas liquid separator berfungsi untuk memisahkan H_2O yang masih terkandung pada biogas setelah keluar dari reaktor sehingga diperlukan gas-liquid separator untuk memisahkannya. Digunakanlah Adsorber yang berisi silica gel dikarenakan dapat mengurangi kandungan air yang cukup tinggi

III.2.2.3 Seleksi Storage Tank CBG

Terdapat beberapa tipe cara untuk menyimpan *compressed biomethane tank.* Dari jenis biogas yang ditangani, maka dapat dibandingkan jenis-jenis storage yang dapat digunakan untuk menyimpan biogas. Perbandingan storage dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel III.7 Seleksi Pemilihan Storage CBG

Jenis Storage	Keuntungan	Kerugian
Compressed Tank Storage	- Luas permukaan per volume lebih kecil - Temperatur gas stabil	- Mahal untuk diproduksi

	- Mampu menyimpan gas bertekanan tinggi	
Liquefied Storage	-Keamanan Terjaga -Luas permukaan per volume lebih kecil - Emisi rendah	-Membutuhkan perawatan khusus -Sulit proses transportasi -Sulit dalam pemeliharaan
Bottled	- Praktis -Mudah untuk dipindahkan	- Kapasitas kecil
Adsorbed Biomethane Storage (ABM)	-Tekanan operasi yang lebih rendah - Lebih aman -Kapasitas penyimpanan yang besar	-Adsorpsi yang mengeluarkan panas -Gas yang dihasilkan memiliki tekanan rendah - Tidak ekonomis - Susah mencari material adsorben yang sesuai

Berdasarkan tabel diatas maka yang storage yang baik untuk digunakan adalah menggunakan *Compressed Tank Storage*. *Compressed Tank Storage* dipilih dengan ukuran *spherical* dikarenakan tekanan yang tinggi dan ruang yang dibutuhkan lebih sedikit dan suhu gas yang stabil meskipun keadaan cuaca tidak menentu.

III.2.3 Seleksi Proses Precipitated Calcium Carbonate

III.2.3.1 Pemilihan Proses Pembentukan PCC

Terdapat banyak proses yang dapat digunakan dalam pembuatan PCC bergantung pada kebutuhan dan spesifikasi produk PCC yang diinginkan. Berikut merupakan beberapa Proses pembentukan PCC yang ada :

Tabel III.8 Pemilihan Pembentukan PCC

Metode	Temperatur Reaksi	Tekanan Operasi	Konversi	Profit Kasar	Bahan Baku
Proses Karbonasi	30 - 60 ^oC	Atmosferis atau 2-10 atm	95%	5,326x10^{-5} US$	$CaCO_3$
Proses Lime Soda	55 ^oC	Atmosferis atau bertekanan	<90 %	1,675x10^{-5} US$	Na_2CO_3
Proses Double Decomposition	65 ^oC	Atmosferi	80%	2,94x10^{-5} US$	$CaCl_2$

Berdasarkan penjabaran tabel diatas maka dipilih proses karbonasi dikarenakan bahan baku yang murah dan banyak terdapat di Indonesia sehingga dapat menghasilkan profit yang tinggi. Proses karbonasi dapat menghasilkan kemurnian PCC yang tinggi yang sesuai spesifikasi.

III.2.3.2 Pemilihan Solid-Liquid Separator

Tabel III.9 Pemilihan Solid-Liquid Separator

Jenis Separator	Keuntungan	Kerugian
	- Perawatan yang mudah	

Plate and Frame Filter	- Liquid in solid product baik - Area untuk filtrasi sangat besar meskipun ruang yang dibutuhkan kecil - Pencucian *cake* terjadi secara efisien	- Semi batch - Biaya operasi mahal
Thickener	- Kapasitas yang besar - Mudah dalam pengoperasian - Memiliki biaya yang murah - Continuous operation	- Masih memiliki konsentrasi liquid yang tinggi
Rotary Filter	- Continuous operation - memiliki kapasitas yang besar - Desainnya bervariasi - Dapat menfiltrasi padatan yang sulit di filter	- Waktu pengeringan cake cukup lama - Filtrat yang membutuhkan pemisahan yang relatif lebih sulit - Tekanan tidak boleh lebih dari 1 bar dan filtrat yang panas dapat mendidih
Cyclone	- Capital cost rendah	- Efisiensi rendah

	- Kemampuan untuk beroperasi pada suhu tinggi -Pemeliharaannya sangat mudah	- Biaya operasi tinggi, karena kehilangan tekanan
Membrane Filter	- Kemurnian terjamin - Adsorpsi dapat diabaikan karena tidak menghasilkan alkali pada filtrat	- Biaya yang tinggi - Filter dapat tersumbat - Kontrol terhadap filtrat yang dihasilkan susah

Berdasarkan perbandingan tabel diatas mengenai solid-liquid separator maka separator yang cocok dalam proses ini adalah thickener dan plate and frame filter press dikarenakan:

1. *Thickener* digunakan karena $CaCO_3$ yang keluar dari reaktor masih memiliki konsentrasi yang kecil maka terlebih dahulu untuk meningkatkan konsentrasi dengan kapasitas yang besar dan biaya yang sangat rendah digunakan *thickener* . *Slurry PCC* yang keluar dari reaktor akan masuk ke dalam *thickener* dan berubah menjadi *sludge* yang memiliki konsentrasi padatan yang tinggi .
2. *Plate and frame filter* digunakan karena dapat memisahkan liquid dalam jumlah besar. Sehingga kandungan air yang terkandung pada PCC akan semakin sedikit. setelah keluar dari plate and frame filter press produk sudah berubah bentuk menjadi cake yang konsentrasi padatannya sangat tinggi sedangkan konsentrasi cairannya sangat rendah

III.2.3.3 Pemilihan Dryer

Tabel III.10 Perbandingan Dryer

Jenis Dryer	Kebutuhan Energi, 10^9MJ/y	Drying Efficiency, %	Fase	Ukuran Partikel	Moisture Content

Conveyor	1.9	40-90	Solid	*Intermediate to large*	*Moderate to high*
Drum	2.4	85	Liquid	*Intermediate to large*	-
Fluidized Bed	23	40-80	Solid	*Small*	*Moderate to high*
Rotary	53	78-90	Solid	*Small*	*Moderate to high*
Spray	9.5	50	Liquid	-	-
Vacuum tray	<1	60	Solid	*Small*	*Moderate to high*
Microwave to dielectric	<1	60	Solid	*Small*	*Low*

Berdasarkan perbandingan diatas dengan kebutuhan maka dipilih rotary dryer untuk dryer PCC karena memiliki efisiensi yang tinggi hingga mencapai 90%. PCC yang keluar dari plate and frame filter masih memiliki kandungan air sekitar 15% ingin diturunkan hingga mencapai 0.2% sehingga rotary dryer dengan bantuan steam secara counter current adalah alat yang telat.

III.3. Uraian Proses

III.3.1 Pretreatment Limbah Asetilen

Limbah asetilen digunakan untuk mendapatkan $Ca(OH)_2$ yang berguna untuk menghilangkan CO_2 yang terkandung pada biogas. Spesifikasi yang ada pada limbah asetilen seperti berikut:

Senyawa	Konsentrasi (%)
Al_2O_3	0,61

SiO_2	0,94
SO_3	0,3
CaO	95,37
Fe_2O_3	0,48
Y_2O_3	0,25
MoO_3	2,1

Dikarenakan masih banyak pengotor/impurities yang terkandung pada limbah asetilen maka diperlukan proses lebih lanjut untuk penghilangan impuritiesnya hingga menyisakan CaO. CaO yang telah dihilangkan impuritiesnya akan direaksikan dengan H_2O agar mendapatkan $Ca(OH)_2$.

$$CaO_{(s)} + H_2O_{(l)} \rightarrow Ca(OH)_{2(aq)}$$

III.3.1.1 Tahap Pelarutan dengan air

Proses ini bertujuan untuk melarutkan CaO dengan air agar mendapatkan $Ca(OH)_2$. Limbah Asetilen yang terdapat pada *storage* dengan ukuran 1 mm diangkut menuju *mixer* melalui *belt conveyor*. *Belt conveyor* (J-123) berfungsi untuk membawa limbah asetilen menuju mixer tank (M-120). *Belt conveyor* yang digunakan memiliki kapasitas maksimum sebesar 32 ton/jam

Fungsi dari mixer tank adalah untuk melarutkan CaO yang terkandung pada limbah asetilen dengan bantuan air. Air dialirkan menuju *mixer tank* (M-120) dengan bantuan pompa. Pompa (L-122) befungsi mengalirkan air menuju mixer tank yang berguna untuk melarutkan CaO untuk menghasilkan $Ca(OH)_2$. CaO dilarutkan dalam mixer tank agar pelarutan dapat tercampur secara sempurna. *Mixer tank* memiliki kapasitas 76,76 m^3.

CaO yang telah dilarutkan dengan air akan menghasilkan $Ca(OH)_2$ akan dialirkan menuju clarifier(H-130) .

III.3.1.2 Tahap Pengendapan

Pengendapan berguna untuk mengendapkan impurities yang masih terkandung pada limbah asetilen. Setelah limbah asetilen yang dilarutkan dengan air untuk menghasilkan $Ca(OH)_2$ impurities lainnya yang tidak dapat larut dalam air akan diendapkan. Impurities yang tidak dapat larut dalam air adalah Al_2O_3, SiO_2, Fe_2O_3 dan Y_2O_3. Setelah keluar dari *mixer tank* (M-120) larutan di alirkan menuju *clarifier*. Clarifier berguna untuk memisahkan dan mengendapkan impurities yang masih terkandung dan tidak dapat larut dalam air. Larutan akan dialirkan menuju *clarifier* dimana pada *clarifier impurities* akan terendapkan pada clarifier dan $Ca(OH)_2$ akan ter *overflow* menuju $Ca(OH)_2$ vessel. *Clarifier* Memiliki kapasitas 300,69 m^3.

Sludge yang berada di bawah tanki yaitu yang berada pada cone dapat mengganggu proses pengendapan, bila Cone ditutupi oleh *sludge* maka dasar tanki yang berlumpur akan membentuk bidang datar, yang akan mengurangi volume tanki dan mengurangi waktu tinggal dalam Clarifier Tank. Untuk mencapai hasil yang lebih baik maka pembuangan lumpur perlu dilakukan secara teratur secara periodic menuju *waste water treatment*.

III.3.2 Pre-Treatment Biogas

Feed utama yaitu biogas akan di treatment terlebih dahulu sebelum masuk ke proses lebih lanjut. Feed biogas didapat dari PT. Energi Argo Nusantara dengan spesfikasi seperti berikut:

Tabel III.11 Spesifikasi Biogas PT Enero

Bahan	Kandungan
CH_4	61%
CO_2	38%

H_2S	1%

Pre treatment dilakukan untuk menghilangkan kandungan H_2S yang masih terkandung pada biogas. Penghilangan H_2S diperlukan karena pada *bubble column reactor* purifikasi hanya dilakukan untuk menghilangkan CO_2 menggunakan $Ca(OH)_2$ dan H_2S adalah gas yang merugikan dan berbahaya. Maka diperlukannya pre treatment pada biogas untuk menghilangkan kandungan H_2S pada biogas.

III.3.2.1 Adsorbsi menggunakan Soil Laterite

Dikarenakan Biogas yang didapat dari PT. Energi Argo Nusantara mempunya kandungan 61%, CO_2 38% dan H_2S 1%. Maka diperlukan pre-treatment pada biogas yang didapat untuk menghilangkan kandungan H_2S yang masih terdapat sebagai *impurity* dari biogas. H_2S sebagai *impurity* harus dihilangkan karena H_2S bersifat korosif dan jika H_2S tidak dihilangkan maka dapat merusak alat alat pada proses berikutnya. H_2S juga bersifat toxic dan berbahaya jika terpapar dalam jumlah yang besar hingga dapat menyebabkan kematian. Oleh karena itu, biogas di treatment terlebih dahulu untuk di hilangkan H_2S nya.

Biogas yang didapat dari PT. Energi Argo Nusantara akan dialirkan menuju *fixed bed reactor* (D-110) yang berisi *soil laterite* yang akan meng adsorbsi H_2S yang terkandung pada biogas. Sebelum masuk menuju *fixed bed reactor* dan untuk mencapai tekanan operasi pada *fixed bed reactor*, biogas di lewatkan menuju kompresor (G-111). Kompresor berfungsi untuk meningkatkan tekanan biogas dari 1 bar menuju 2,5 bar karena tekanan operasi pada *fixed bed reactor* adalah 2 bar dan 40 ^oC. Dikarenakan tekanan menjadi 2,5 bar maka suhu ikut naik hingga 80 ^oC. Dikarenakan suhu yang diinginkan adalah 40 ^oC maka setelah biogas melalui kompresor, biogas akan melalui cooler (E-111) agar suhu turun menjadi 40 ^oC.

Pada *fixed bed reactor* memiliki adsorben berupa soil laterite. Soil laterite dapat digunakan untuk mempurifikasi biogas dengan cara menghilangkan H_2S nya. Dalam proses ini H_2S dapat dihilangkan dengan menggunakan soil laterite didalam *fixed bed reactor*. Tanah laterit sendiri adalah produk sisa dari proses pelapukan kimia secara terus menerus sehingga membuat batuan berada pada proses oksidasi dan kondisi leaching yang kuat.Penelitian menunjukan bahwa tanah laterit banyak mengandung zat besi seperti hematit (Fe_2O_3) yang dapat berguna untuk menghilangkan H_2S pada biogas.

Pada reaksi yang terjadi *fixed bed reactor*, H_2S akan terikat dengan kapasitas penyerapan 15 mg/g laterite soil dalam kolom sehingga overhead product yang keluar dari kolom merupakan biogas yang sudah tidak memiliki kandungan H_2S. Biogas ini lalu dialirkan menuju *bubble column reactor* menggunakan blower (G-211) hingga tekanannya 2,8 bar karena untuk mengantisipasi adanya pressure drop pada *bubble column reactor*.

III.3.2.2 Absorbsi CO_2 Menggunakan $Ca(OH)_2$

Pada absorbsi CO_2 Menggunakan $Ca(OH)_2$, Larutan $Ca(OH)_2$ akan dibawa menuju *bubble column reactor* (R-210) dan *bubble column reactor* (R-220) dimana akan terjadi proses purifikasi dengan metode absorbsi gas CO_2 dengan larutan $Ca(OH)_2$. Lalu biogas yang telah di hilangkan kandungan H_2S yang berasal dari *fixed bed column* (D-110) akan dialirkan menuju *bubble column reactor* dimana biogas terdispersi dalam larutan $Ca(OH)_2$. Gelembung masuk ke reaktor dengan menggunakan sparger dimana berfungsi untuk memperkecil ukuran gelembung sehingga akan memperluas kontak gelembung dengan larutan $Ca(OH)_2$ dalam reaktor. Dibutuhkan *bubble column reactor* berjumlah 2 yang dipasang seri dikarenakan untuk mencapai konversi *bubble column reactor* sebesar 95% dibutuhkan 2 *bubble column reactor*. Suhu pda *bubble column reactor* dalam absorbsi CO_2 adalah 56,8°C dengan tekanan 2,88 bar. Reaksi yang akan terjadi pada *bubble column reactor* adalah :

$$Ca(OH)_{2(aq)} + CO_{2(g)} \rightarrow CaCO_{3(s)} + H_2O_{(l)}$$

Reaksi $Ca(OH)_2$ dengan CO_2 bersifat eksotermis. Hasil reaksi yang dihasilkan pada *bubble column reactor* adalah *Precipitated Calcium Carbonat* (PCC)/CaCO3 dan biogas yang kandungan CO2 – nya telah dihilangkan atau bisa disebut biomethane. PCC akan berbentuk slurry dengan kandungan air nya mencapai 99% sedangkan biomethane pada keluaran *overhead product* akan mengandung sedikit air.

Biomethane keluaran overhead product dari *bubble column reactor* (R-220) akan mengalir menuju Adsorber Silica Gel (D-310) dimana kandungan air dari biomethane akan dihilangkan. $CaCO_3$ yang keluar dari reaktor akan menuju thickener (H-330) dimana pada thickener kandungan airnya dikurangi.

III.3.3 Pembentukan *Compressed Biomethane Gas*

Biogas yang dihasilkan akan dijual dalam bentuk *Compressed Biomethane Gas*. *Compressed Biomethane Gas* memiliki tekanan 200 bar dengan suhu 28 ^oC. Oleh karena itu dibutuhkan beberapa tahapan untuk mengubah biomethane keluaran reaktor menjadi Compressed Biomethane Gas.

III.3.3.1 Tahap Pengurangan Kandungan Air

Biomethane keluaran dari *bubble column reactor* (R-220) akan masuk ke Adsorber silica gel (D-310) dan Adsorber silica gel II (D-320) yang dipasang seri . Adsorber silica gel berfungsi untuk mengurangi kandungan air dalam biomethane hasil absorbsi pada reaktor. Kandungan air pada biomethane keluaran reaktor adalah 6,5% dari biogas. Adsorber silica gel (D-310) dan Adsorber silica gel (D-320) akan memisahkan air dari biogasnya. Air yang terperangkap pada adsorber nantinya dialirkan menuju Water Treatment . Biomethane yang kandungan airnya sudah hilang akan dikompresikan hingga tekanannya 200 bar yang nantinya akan disimpan sebagai *compressed biomethane gas*.

III.3.3.2 Tahap Recycle Adsorber Silica Gel

Biomethane yang telah keluar setelah di *adsorb* pada adsorber silica gel (D-310) dan adsorber silica gel (D-320) 10% nya akan digunakan untuk meregenasi silica gel pada adsorber dikarenakan silica gel sudah jenuh oleh kandungan air. 10% biomethane yang dipakai akan dinaikkan tekanannya mencapai 2,8 bar menggunakan *compressor* (G-321) dan suhu dinaikkan hingga 220 ^{O}C menggunakan *heater* (E-322). Setelah di panaskan pada heater (E-322) biomethane dialirkan menuju adsorber yang telah jenuh untuk menghilangkan kandungan air pada silica gel. Biomethane yang telah membawa kandungan air akan diturunkan suhunya mencapai 56,8 ^{O}C dan dialirkan menuju *flash tank* (D-324). *Flash tank* (D-324) digunakan untuk memisahkan kandungan air pada biomethane yang membawa kandungan air pada silica gel. Biomethane yang sudah berkurang kandungan airnya akan dikembalikan sebelum masuk adosrber silica gel (D-310) dan airnya akan dialirkan menuju *water treatment*

III.3.3.3 Tahap Kompresi Biomethane

Biomethane yang telah melalui vertical vane type separator (D-310) untuk penghilangan air akan dikompresikan melalui 3 stage compressor dengan intercooler (G-321 dan E-322) . 3 stage compressor dan intercooler diperlukan karena *compressed biomethane gas* disimpan pada tekanan 200 bar. 3 stage compressor adalah compressor dengan 3 tahap untuk mencapai tekanan 200 bar secara bertahap. Dikarenakan kenaikan suhu setiap kenaikan tekanan maka diperlukan intercooler pada 3 stage compressor. Diinginkan suhu di akhir adalah sebesar 28 ^{o}C. Setelah tahap kompresi selesai maka *biomethane* di alirkan meunju *compressed biomethane gas storage tank* (F-320) untuk disimpan terlebih dahulu dijual kemudian.

III.3.4 Pembentukan Precipitated Calcium Carbonate

Pembentukan PCC dapat terjadi dikarenakan reaksi antara $Ca(OH)_2$ dengan CO_2. Produk yang diinginkan adalah PCC yang

memiliki tekstur *fine* dengan ukuran 2 µm. Dilakukan beberapa tahap dalam pembentukan PCC mulai dari keluaran reactor yang masih berupa slurry hingga menjadi produk PCC yang sudah menjadi padatan.

III.3.4.1 Tahap Thickening

PCC yang terbentuk pada *bubble column reactor* I (R-210) dan *bubble column reactor* II (R-220) karena reaksi antara $Ca(OH)_2$ dengan CO_2 akan mengalir menuju Thickener (H-330) dimana endapan PCC akan masuk ke proses selanjutnya dan air akan di alirkan untuk di proses di *waste water treatment*. Thickener berfungsi untuk memisahkan liquid dengan padatan dimana liquid akan di *overflow* dan padatan akan diendapkan pada thickener. Endapan PCC yang terbentuk thickener sudah berbentuk sludge.

Endapan PCC pada thickener akan dialirkan menuju *plate and frame filter press* (H-340) untuk penghilangan air lebih lanjut dengan bantuan pompa (L-331).

III.3.4.2 Tahap Pembentukan Cake

Sludge PCC yang keluaran thickener akan menuju proses berikutnya untuk penghilangan kandungan air lebih lanjut pada *plate and frame filter press* (H-340). *Plate and frame filter press* berfungsi untuk menghilangkan kandungan air hingga 99% sehingga sludge PCC akan berubah menjadi cake. Dalam plate and frame filter press, sludge akan menuju plate and frame sehingga air yang terkandung pada PCC akan mengalir dari filter press dan akan dibawa menuju water treatmentdan Cake pada plate dalam filter press akan terbentuk dan jatuh sehingga dipindahkan menuju PCC Cake storage (F-341) dengan bantuan belt conveyor (J-341). PCC yang sudah berbentuk cake dengan kandungan air 1,2% akan disimpan pada PCC Cake storage (F-342) untuk diproses pada alat selanjutnya.

III.3.4.3 Tahap Drying Cake

PCC yang terdapat pada PCC Cake storage (F-342) masih memiliki kandungan air sebesar 1,2% diperlukan proses selanjutnya untuk pengeringan kembali. PCC yang sudah berbentuk cake akan dikeringkan pada rotary dryer (B-350). PCC yang berada pada PCC Cake storage (F-341) akan dipindahkan menuju rotary dryer (B-350) menggunakan bantuan screw conveyor (J-343) dimana screw conveyor akan mencacah PCC menjadi lebih kecil dan memindahkannya menuju rotary dryer. Pada rotary dryer, PCC akan dikeringkan dengan menggunakan bantuan dry air yang sudah dipanaskan dengan heater (E-351). Dry air pada rotary dryer mengalir secara counter current terhadap PCC sehingga kontak udara dengan PCC akan semakin lama dan efektif. PCC yang keluar dari rotary dryer adalah PCC dengan kandungan air 0,01% dan PCC sudah berbentuk partikel kecil. Udara yang dipakai untuk mengeringkan PCC pada rotary dryer akan keluar menjadi wet air.

PCC yang keluar dari rotary dryer dipindahkan dari rotary dryer (B-350) menggunakan screw conveyor (J-352) dimana PCC akan dibuat menjadi bentuk yang lebih kecil untuk dilewati proses selanjutnya. PCC yang berasal dari rotary dryer kemudian dipindahkan menuju Ball Mill (C-360) dimana PCC keluaran rotary dryer (B-350) yang tergumpal (ter aglomerasi) akan disamaratakan pada milling sehingga bentuk PCC menjadi serbukan dan tidak lagi tergumpal.

III.3.4.4 Tahap Size Reduction PCC

PCC yang sudah melewati proses pada rotary dryer akan dilanjutkan menuju ball mill (C-360) dengan bantuan screw conveyor (J-352). Ball mill (C-360) bertujuan untuk mengurangi ukuran partikel hingga ukuran yang diinginkan. Proses ini bertujuan dikarenakan PCC yang keluar dari rotary dryer memiliki kemungkinan untuk PCC akan ter-aglomerasi dikarenakan terjadi kontak dengan udara luar sehingga PCC yang awalnya berbentuk bubuk keluar dari rotary dryer dapat menggumpal. Meskipun

ukuran partikel PCC yang keluar dari rotary dryer sudah sebesar 2µm, namun karena terjadi penggumpalan atau ter- aglomerasi maka PCC harus di milling kembali dengan menggunakan ball mill (C-360).

PCC yang sudah melewati proses *size reduction* sehingga sudah berukuran bubuk-bubuk berukuran 2 µm akan dipindahkan menuju PCC storage tank (F-361) dimana PCC akan dijual sesuai dengan kebutuhan yang diinginkan.Produk PCC yang kualitasnya baik seiring dengan kemurnian dan ukuran PCC dapat bernilai jual tinggi.

BAB IV
NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

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

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

$$\begin{pmatrix} Aliran\ massa \\ masuk\ dalam\ sistem \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} Aliran\ massa \\ keluar\ dalam\ sistem \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} Akumulasi\ massa \\ dalam\ sistem \end{pmatrix}$$

Neraca massa Pabrik Purifikasi Biogas dari limbah pabrik asetilen dihitung dengan data sebagai berikut:

Basis : 1 jam operasi
Waktu Operasi : 330 Hari/tahun (1 hari = 24 jam)
Jumlah Biogas : 849,3012 ton/tahun

Komposisi Biogas PT. Energi Agro Nusantara (Pilot Plant)

Data komposisi biogas disajikan dalam tabel IV.1 di bawah ini:

Tabel IV.1 Komposisi Biogas PT. Enero

Komponen	BM (kg/kgmol)	Fraksi Mol	Mol (kmol)	Massa (kg)	Fraksi Massa
CH_4	16,04	0,61	2,686	43,085	0,3644
CO_2	44,01	0,38	1,673	73,642	0,6229
H_2S	34,08	0,01	0,044	1,501	0,0127
Total		1	4,403	118,227	1

(PT. Enero, 2019)

Data Limbah Asetilena

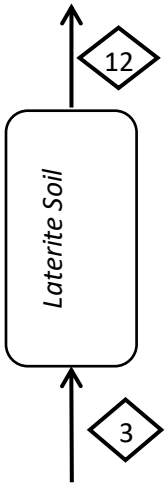
Jumlah limbah digunakan : 101,97 Kg/jam
Tekanan : 100.000 pa
Suhu : 303,15 K

Tabel IV.2 Komposisi Limbah Asetilena

No	Komponen	Specific Gravity	BM (kg/kgmol)	Fraksi Mol
1	Al_2O_3	3,70	101,96	0,01
2	SiO_2	2,20	60,08	0,01
3	SO_3	1,85	80,07	0,00
4	CaO	3,30	56,08	0,95
5	Fe_2O_3	5,29	159,69	0,00
6	Y_2O_3	5,00	225,81	0,00
7	MoO_3	4,50	143,94	0,02
Total				1,00

(Lita, et. al. 2018)

1. ***Laterite Soil Fixed Bed* (D-110)**

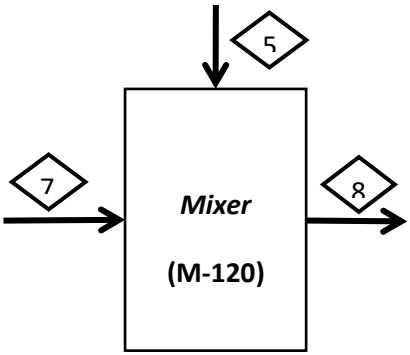


Tabel IV.3 Neraca Massa Laterite Soil Fixed Bed

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <3>		Teradsorpsi		Aliran <12>	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	CH_4	0,364	43,085	0	0	0,369	43,085
2	CO_2	0,623	73,642	0	0	0,631	73,642
3	H_2S	0,013	1,501	1	1,501	0	0
Total		1	118,227	1	1,501	1	116,726

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <3>	118,227	**Aliran <12>**	116,726
		Regenerasi	1,501
Total	118,227	**Total**	118,227

2. *Mixer* (M-120)

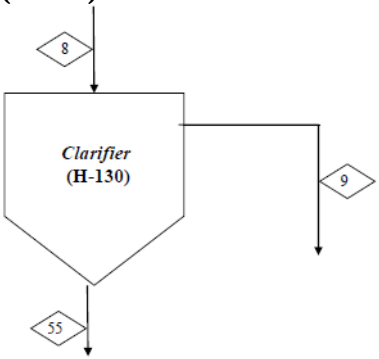


Tabel IV.4 Neraca Massa Mixer

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		Aliran <7>		Aliran <5>		Aliran <8>	
		% Massa	Massa (kg)	% Massa	Massa (kg)	% Massa	Massa (kg)
1	Al_2O_3	0,0103	1,0533	0	0	0,00001	1,0533
2	SiO_2	0,0091	0,9310	0	0	0,00001	0,9310
3	SO_3	0,0041	0,4136	0	0	0,00001	0,4136
4	CaO	0,9030	92,0790	0	0	0	0
5	Fe_2O_3	0,0129	1,3197	0	0	0,00002	1,3197
6	Y_2O_3	0,0095	0,9720	0	0	0,00001	0,9720
7	MoO_3	0,0510	5,2043	0	0	0,00007	5,2043
8	$Ca(OH)_2$	0	0	0	0	0,00158	121,661
9	H_2O	0	0	1	76732,5	0,99829	76702,9
Total		1	101,9727	1	76732,5	1	76834,5

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <5>	76732,5	**Aliran <8>**	76834,5
Aliran <7>	101,9727	**Konsumsi**	
Total	76834,6	**Total**	76834,6

3. *Clarifier* (H-130)

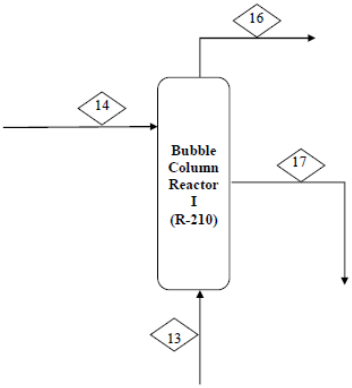


Tabel IV.5 Neraca Massa Clarifier

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <8>		Aliran <9>		Aliran <55>	
		% Massa	Massa (kg)	% Massa	Massa (kg)	% Massa	Massa (kg)
1	Al_2O_3	0,00001	1,053	0	0,0	0,037	1,053
2	SiO_2	0,00001	0,931	0	0,0	0,033	0,931
3	SO_3	0,00001	0,414	0	0,0	0,015	0,414
4	CaO	0,00000	0,000	0	0,0	0,000	0,000
5	Fe_2O_3	0,00002	1,320	0	0,0	0,047	1,320
6	Y_2O_3	0,00001	0,972	0	0,0	0,034	0,972
7	MoO_3	0,00007	5,204	0	0,0	0,184	5,204
8	$Ca(OH)_2$	0,00158	121,661	0,002	121,7	0,000	0,000
9	H_2O	0,99829	76702,93	0,998	76684,6	0,650	18,374
Total		1	76834,5	1	76806,2	1	28,3

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <8>	76834,5	**Aliran <9>**	76806,2
		Aliran <55>	28,3
Total	76834,5	**Total**	76834,5

4. *Bubble Column Reactor* I (R-210)

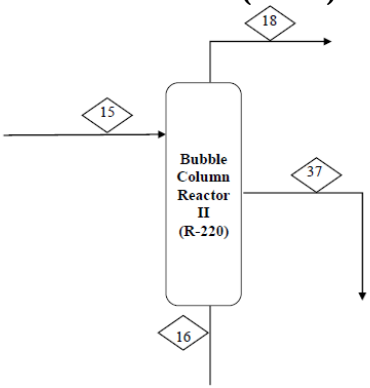


Tabel IV.6 Neraca Massa Bubble Column Reactor I

No	Komponen	Masuk				Keluar			
		Aliran <13>		Aliran <14>		Aliran <16>		Aliran <17>	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	CH_4	0,369	43,085	0	0	0,65	43,08	0	0
2	CO_2	0,631	73,642	0	0	0,29	19,17	0	0
3	$Ca(OH)_2$	0	0	0,002	96,53	0	0	0,000	4,827
4	$CaCO_3$	0	0	0	0	0	0	0,002	123,879
5	H_2O	0	0	0,998	60845,8	0,048	3,161	0,998	60864,9
Total		1	116,726	1	60942,3	1	65,415	1	60993,6

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <13>	116,726	**Aliran <16>**	65,415
Aliran <14>	60942,3	**Aliran <17>**	60993,6
Total	61059,02	**Total**	61059,02

5. ***Bubble Column Reactor* II (R-220)**

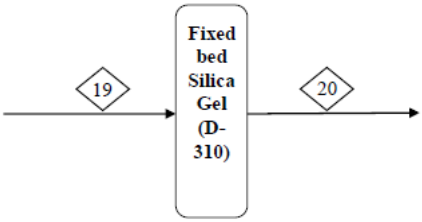


Tabel.7 Neraca Massa Bubble Column Reactor II

No	Komponen	Masuk				Keluar			
		Aliran <16>		Aliran <15>		Aliran <18>		Aliran <37>	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	CH_4	0,659	43,085	0	0	0,838	43,085	0	0
2	CO_2	0,293	19,170	0	0	0,097	4,990	0	0
3	$Ca(OH)_2$	0	0	0,002	25,129	0	0	0,000	1,256
4	$CaCO_3$	0	0	0	0	0	0	0,002	32,247
5	H_2O	0,048	3,161	0,998	15838,80	0,065	3,330	0,998	15844,43
Total		1	65,415	1	15863,93	1	51,405	1	15877,93

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <16>	65,415	**Aliran <18>**	51,405
Aliran <15>	15863,93	**Aliran <37>**	15877,93
Total	15929,34	**Total**	15929,34

6. **Adsorber *Silica Gel* I (D-310)**

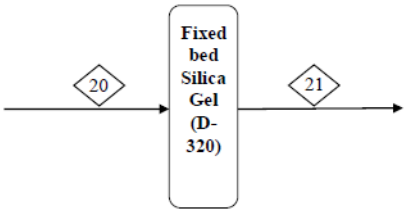


Tabel IV.8 Neraca Massa Adsorber Silica Gel I

No	Komponen	Masuk		Keluar		Teradsorp	
		Aliran <19>		Aliran <20>			
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	CH_4	0,837	47,863	0,895	47,863	0	0,000
2	CO_2	0,097	5,543	0,104	5,543	0	0,000
3	H_2O	0,066	3,800	0,001	0,076	1	3,724
Total		1	57,206	1	53,481	1	3,724

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <19>	57,206	**Aliran <20>**	53,481
		Teradsorb	3,724
Total	57,206	**Total**	57,206

7. Adsorber *Silica Gel* II (D-320)

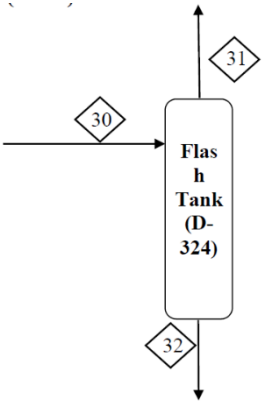


Tabel IV.9 Neraca Massa Adsorber Silica Gel II

No	Komponen	Masuk		Keluar		Teradsorp	
		Aliran <20>		Aliran <21>			
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	CH_4	0,89494	47,863	0,895	47,863	0	0,000
2	CO_2	0,10364	5,543	0,104	5,543	0	0,000
3	H_2O	0,00142	0,076	0,00003	0,0015	1	0,074
Total		1	53,481	1	53,407	1	0,074

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <19>	53,481	**Aliran <21>**	53,407
		Teradsorb	0,074
Total	53,481	**Total**	53,481

8. Flash Tank (D-324)

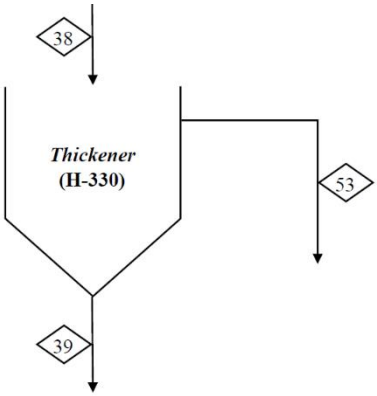


Tabel IV.10 Neraca Massa Flash Tank

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <30>		Aliran <31>		Aliran <32>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	CH_4	0,52369	4,786	0,825	4,786	0	0,000
2	CO_2	0,06065	0,554	0,096	0,554	0	0,000
3	H_2O	0,41566	3,799	0,079	0,460	1	3,339
Total		1	9,139	0	5,8	1	3,339

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <30>	9,139	**Aliran <31>**	5,8
		Aliran <32>	3,339
Total	9,139	**Total**	9,139

9. *Thickener* (H-330)

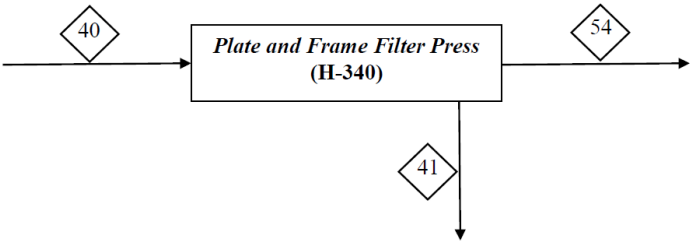


Tabel IV.11 Neraca Massa Thickener

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <38>		Aliran <39>		Aliran <53>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	$CaCO_3$	0,002	156,126	0,450	156,126	0	0
2	$Ca(OH)_2$	0,000	6,083	0	0	0,0001	6,083
3	H_2O	0,998	76709,3	0,550	190,8	0,9999	76518,5
Total		1	76871,5	1	346,9	1	76524,6

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <38>	76871,5	**Aliran <39>**	346,9
		Aliran <53>	76524,6
Total	76871,5	**Total**	76871,5

10. *Plate and Frame Filter Press* (H-340)

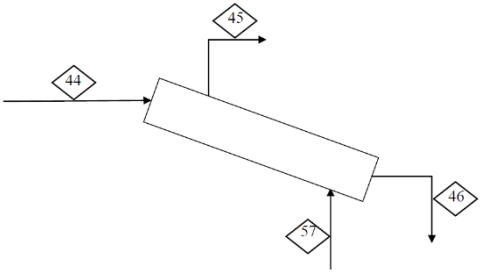


Tabel IV.12 Neraca Massa Plate and Frame Filter Press

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <40>		Aliran <41>		Aliran <54>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	$CaCO_3$	0,450	156,126	0,988	156,126	0	0
2	H_2O	0,550	190,8	0,012	1,9	1	188,9
Total		1	346,9	1	158,0	1	188,9

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <40>	346,9	**Aliran <41>**	158
		Aliran <54>	188,9
Total	346,9	**Total**	346,9

11. *Rotary Dryer* (B-350)



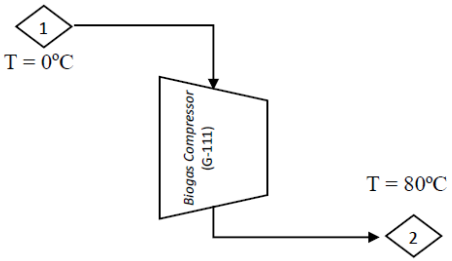
Tabel IV.13 Neraca Massa Rotary Dryer

No	Komponen	Masuk				Keluar			
		Aliran <44>		Aliran <57>		Aliran <46>		Aliran <45>	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	$CaCO_3$	0,988	156,126	0	0	0,9999	154,565	0	1,561
2	H_2O	0,012	1,91	0	0	0,0001	0,019	0,010	1,89
3	O_2	0,000	0,000	0,21	37,6	0	0	0,206	37,6
4	N_2	0,000	0,000	0,79	141,4	0	0	0,775	141,41
Total		1,000	158,03	1	179,00	1	154,584	1	182,45

Massa Masuk (kg)		**Massa Keluar (kg)**	
Aliran <44>	158,03	**Aliran <46>**	154,584
Aliran <57>	179	**Aliran <45>**	182,45
Total	337,035	**Total**	337,035

IV.2 *Neraca Energi*

1. *Biogas Compressor* (G-111)

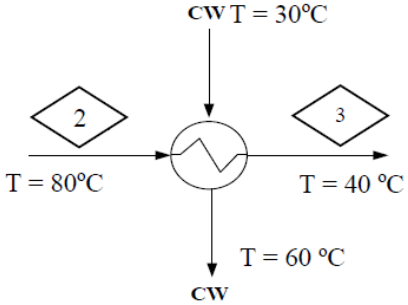


Tabel IV.14 Neraca Energi Biogas Compressor

No	**Energi Aliran Masuk Energi (kJ)**	**Energi Aliran Keluar Energi (kJ)**

1	Entalpi Masuk	-3844,7036	Entalpi Keluar	9188,7737
2	W_s	13033,4773		
TOTAL		9188,7737	**TOTAL**	9188,7737

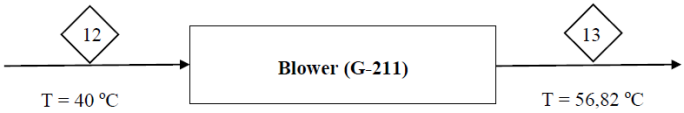
2. *Cooler* (E-122)



Tabel IV.15 Neraca Energi Cooler

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in gas	9188,7737	ΔH out gas	2401,7062
2			Q	6787,0675
TOTAL		9188,7737	**TOTAL**	9188,7737

3. Blower (G-211)

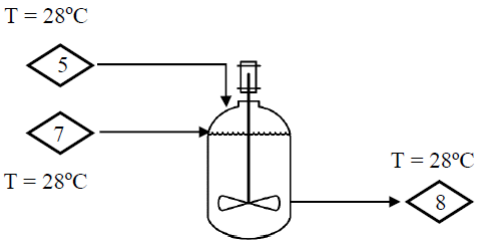


Tabel IV.16 Neraca Energi Treated Biogas Compressor

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ)

1	Entalpi Masuk	2378,9828	Entalpi Keluar	5124,7560
2	W_s	2745,7732		
TOTAL		5124,7560	**TOTAL**	5124,7560

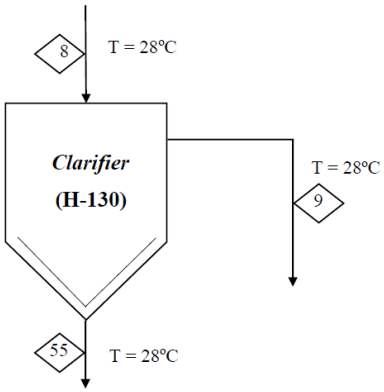
4. *Mixer* (M-120)



Tabel IV.17 Neraca Energi Mixer

No	**Energi Aliran Masuk Energi (kJ)**		**Energi Aliran Keluar Energi (kJ)**	
1	Entalpi Masuk	964679,6312	Entalpi Keluar	964545,1506
2	ΔHr	-134,4806		
TOTAL		964545,151	**TOTAL**	964545,151

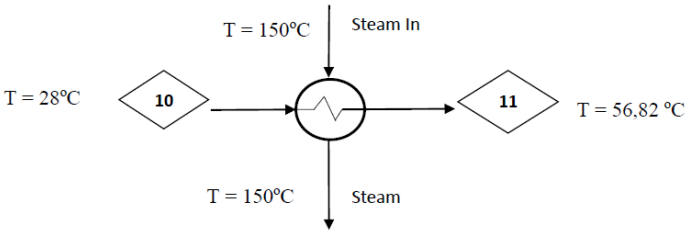
5. *Clarifier* (H-130)



Tabel IV.18 Neraca Energi Clarifier

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	Entalpi Masuk	964545,148	Entalpi Keluar	964545,148
TOTAL		964545,148	**TOTAL**	964545,148

6. *Heater* (E-132)

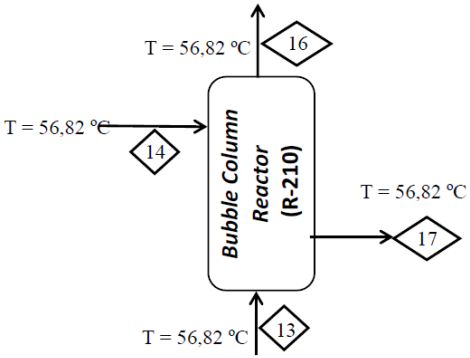


Tabel IV.19 Neraca Energi Heater

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ)

1	ΔH in	964258,4315	ΔH out	10246510,3169
2	Q	9282251,885		
TOTAL		10246510,3169	**TOTAL**	10246510,3169

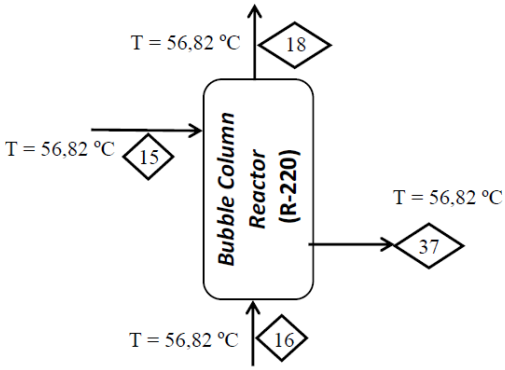
7. *Bubble Column Reactor* I (R-210)



Tabel IV.20 Neraca Energi Bubble Column Reactor I

No	**Energi Aliran Masuk Energi (kJ)**		**Energi Aliran Keluar Energi (kJ)**	
1	ΔH in	8135271,5278	ΔH out	8135145,9047
2	ΔHr	-125,6232		
TOTAL		8135145,9047	**TOTAL**	8135145,9047

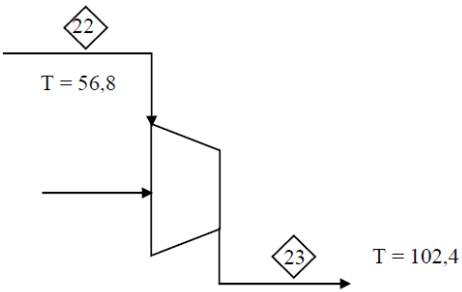
8. *Bubble Column Reactor* II (R-220)



Tabel IV.21 Neraca Energi Bubble Column Reactor II

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in	2120400,5446	ΔH out	2120367,8430
2	ΔHr	-32,7010		
TOTAL		2120367,84	**TOTAL**	2120367,84

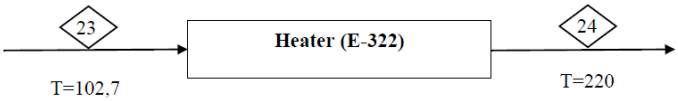
9. *Recycle Compressor* (G-321)



Tabel IV.22 Neraca Energi Reycle Compressor

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	Entalpi Masuk	357,962	Entalpi Keluar	905,578
2	W_s	547,616		
TOTAL		905,578	**TOTAL**	905,578

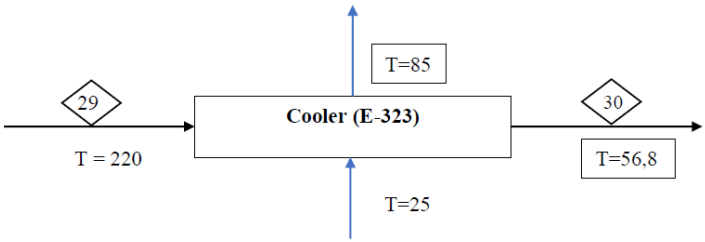
10. Heater (G-321)



Tabel IV.23 Neraca Energi Reycle Heater

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in	905,5782	ΔH out	2498,2281
2	Q	1592,650		
TOTAL		2498,2281	**TOTAL**	2498,2281

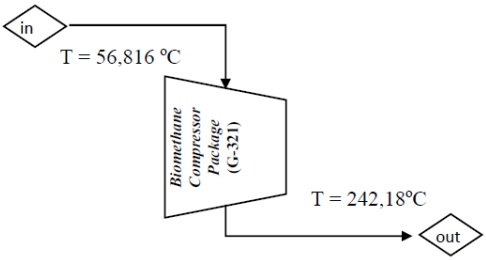
11. Cooler (G-322)



Tabel IV.24 Neraca Energi Reycle Cooler

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in gas	5.638,432	ΔH out gas	864,793
2			Q	4.773,639
TOTAL		5.638,432	**TOTAL**	5.638,432

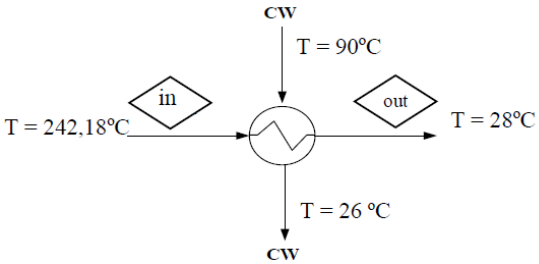
12. *Biomethane Compressor Package Stage 1* (G-321)



Tabel IV.25 Neraca Energi Biomethane Compressor Package Stage 1

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	Entalpi Masuk	3.589,566	Entalpi Keluar	28.323,718
2	W_s	24.734,152		
TOTAL		28.323,718	**TOTAL**	28.323,718

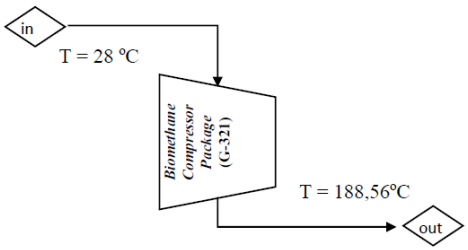
13. *Intercooler* Stage 1(E-321)



Tabel IV.26 Neraca Energi Intercooler

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in gas	28.323,718	ΔH out gas	329,766
2			Q	27.993,953
TOTAL		28.323,718	**TOTAL**	28.323,718

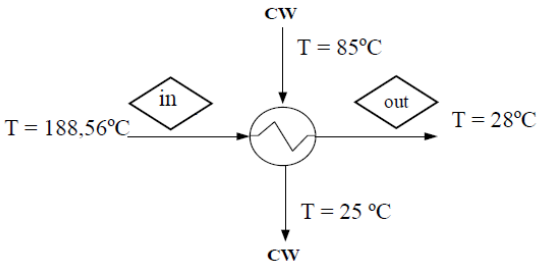
14. *Biomethane Compressor Package Stage I1* (G -321)



Tabel IV.27 Neraca Energi Biomethane Compressor Package Stage 1I

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	Entalpi Masuk	329,766	Entalpi Keluar	20.529,676
2	W_s	20.199,911		
TOTAL		20.529,676	**TOTAL**	20.529,676

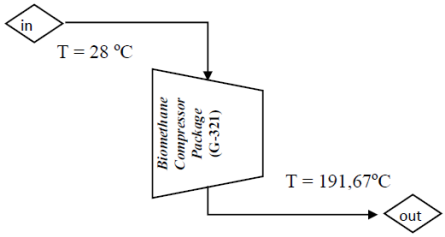
15. *Intercooler* Stage 2(E-321)



Tabel IV.28 Neraca Energi Intercooler stage 2

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in gas	20.529,676	ΔH out gas	329,766
2			Q	20.199,911
TOTAL		20.529,676	**TOTAL**	20.529,676

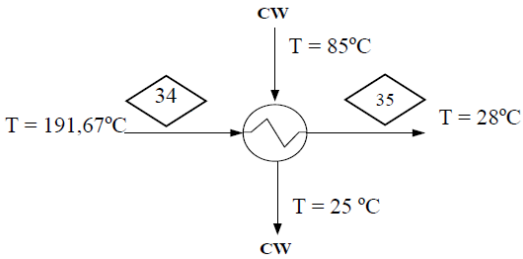
16. *Biomethane Compressor Package Stage II1* (G-321)



Tabel IV.29 Neraca Energi Biomethane Compressor Package Stage 1II

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	Entalpi Masuk	329,766	Entalpi Keluar	20.968,738
2	W_s	20.638,972		
TOTAL		20.968,738	**TOTAL**	20.968,738

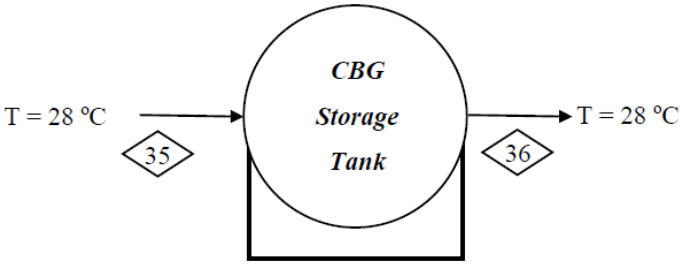
17. *Cooler* (E-326)



Tabel IV.30 Neraca Energi Cooler

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in gas	20.968,738	ΔH out gas	329,766
2			Q	20.638,972
TOTAL		20.968,738	**TOTAL**	20.968,738

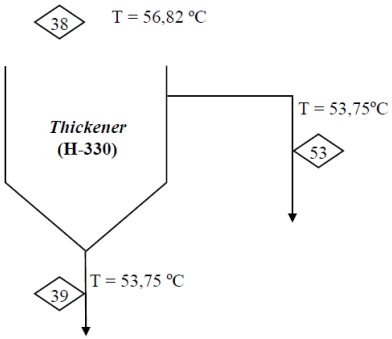
18. *CBG Storage Tank* (F-327)



Tabel IV.31 Neraca Energi CBG Storage Tank

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in gas	329,7657	ΔH out gas	329,7657
TOTAL		329,7657	**TOTAL**	329,7657

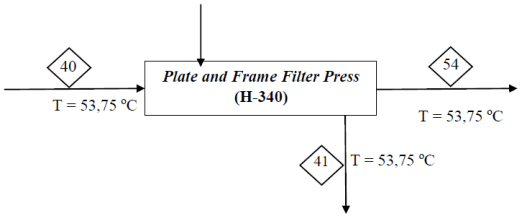
19. *Thickener* (H-330)



Tabel IV.32 Neraca Energi Thickener

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in	10247809,6008	ΔH out	9257938,5743
2			Qloss	989871,0263
TOTAL		10247809,601	**TOTAL**	10247809,601

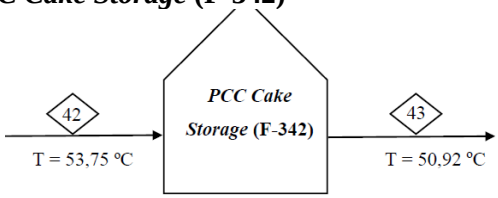
20. *Plate and Frame Filter Press* (H-340)



Tabel IV.33 Neraca Energi Plate and Frame Filter Press

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in	26821,0271	ΔH out	26821,0271
TOTAL		26821,0271	**TOTAL**	26821,0271

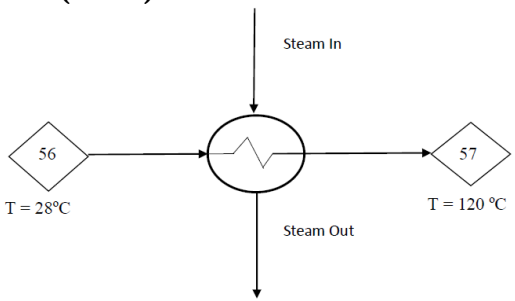
21. *PCC Cake Storage* (F-342)



Tabel IV.34 Neraca Energi PCC Cake Storage

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in	4031,2823	ΔH out	3623,6932
			Qloss	403,1282
TOTAL		4031,2823	**TOTAL**	4026,8214

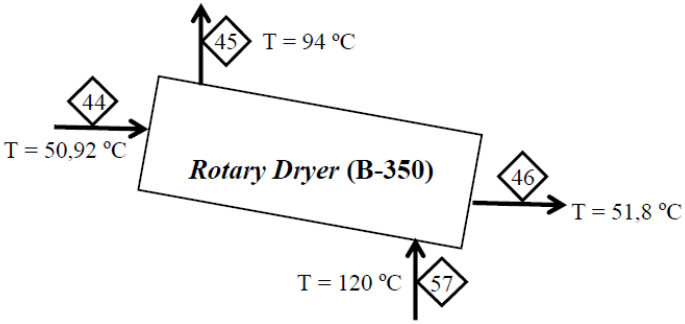
22. *Heater* (E-351)



Tabel IV.35 Neraca Energi Heater

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	ΔH in	544,8178	ΔH out	17396,2758
2	Q	16851,4579		
TOTAL		17396,2758	**TOTAL**	17396,2758

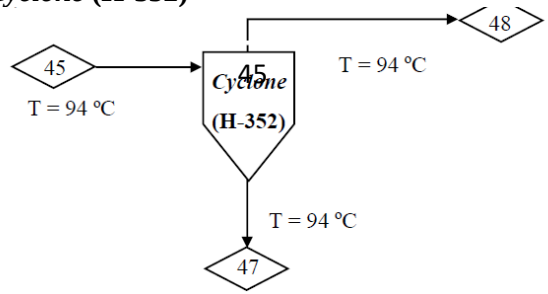
23. *Rotary Dryer* (B-350)



Tabel IV.36 Neraca Energi Rotary Dryer

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ)		Energi Aliran Keluar Energi (kJ)	
1	Aliran <44>	15797,8991	Aliran <46>	16193,9528
2	Aliran <57>	17516,2597	Aliran <45>	17120,2060
TOTAL		33314,1588	**TOTAL**	33314,1588

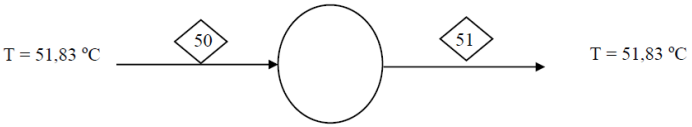
24. *Cyclone* (H-352)



Tabel IV.37 Neraca Energi Cyclone

No	**Energi Aliran Masuk Energi (kJ)**		**Energi Aliran Keluar Energi (kJ)**	
1	ΔH in	2.761,316	ΔH out	2.761,316
TOTAL		2.761,316	**TOTAL**	2.761,316

25. ***Ball Mill*** **(C-360)**



Tabel IV.38 Neraca Energi Ball Mill

No	**Energi Aliran Masuk Energi (kJ)**		**Energi Aliran Keluar Energi (kJ)**	
1	ΔH in	3541,5329	ΔH out	3541,5329
TOTAL		3541,5329	**TOTAL**	3541,5329

BAB V
SPESIFIKASI DAN HARGA ALAT

V.1 *Daftar Peralatan*

1. *Biogas Compressor* (G-111)

Tabel V.1 Spesifikasi Biogas Compressor

Kesimpulan Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Biogas Compressor
Kode Alat	:	G-111
Type	:	*Centrifugal compressor*
Fungsi	:	Menaikkan tekanan biogas sebelum disimpan
Jumlah compressor	:	1 buah Compressor
Kondisi operasi	:	$P_{suction}$ = 0,99 atm
	:	$P_{discharge}$ = 2,47 atm
Jumlah stage	:	1 stage
Bahan	:	*Stainless Steel* (dalam)
Kapasitas	:	118,2 kg/jam
Mechanical Efficiency	:	80 %
Power	:	5,960 hp

2. *Cooler* (E-112)

Tabel V.2 Spesifikasi Cooler

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Menurunkan suhu udara biogas setelah dari compressor			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA-129 A			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	30	°C
	MCR	=	80,4	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	60	°C
	MCR	=	40	°C
Shell Side (Sales)	Diameter Dalam	=	8	in
	Baffle Space	=	4	in
	Passes	=	1	

	ΔP	=	0,0002	psi
Tube Side (MCR)	Diameter Luar	=	0,75	in
	Jumlah Tube	=	32	
	BWG	=	10	
	Pitch	=	1	in
	a"	=	0,1963	ft^2/ft
	a'	=	0,182	in^2
	Passes	=	2	
	ΔP	=	4,1476	psi
Rd	0,4691539		hr.ft2.°F/Btu	
Luas Area	75,3792		ft^2	
Jumlah Alat	1		Unit	

3. *Soil Laterite Fixed Bed* (D-110)

Tabel V.3 Spesifikasi Soil Laterite Fixed Bed

Kesimpulan Spesifikasi Alat						
Spesifikasi	:	Soil Laterite Fixed Bed (D-110)				
Material	:	SA 167 type 304 grade 3				
Jumlah	:	2	unit			
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan H2S yang terkandung pada aliran biogas dengan menggunakan laterite soil.				
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.				
Jenis Sambungan	:	Double welded butt				
OD	:	66,0000	in	=	1,6764	m
ID	:	65,2641	in	=	1,6577	m
H bed	:	208,8445	in	=	5,3046	m
Tinggi shell	:	261,0564	in	=	6,6308	m
Tebal Shell	:	0,250	in	=	0,0064	m
Tebal tutup atas	:	0,250	in	=	0,0064	m
Straight flange (sf)	:	2	in	=	0,0508	m
Tinggi tutup atas	:	13,4504	in	=	0,3416	m
Tebal tutup bawah	:	0,25	in	=	0,0064	m
Tinggi tutup bawah	:	13,4504	in	=	0,3416	m
Tinggi tangki total	:	287,9571	in	=	7,3141	m

4. *Blower* (G-211)

Tabel V.4 Spesifikasi Blower

Kesimpulan Spesifikasi Alat					
Nama Alat	:	Blower			
Kode Alat	:	G-221			
Type	:	*Centrifugal blower*			
Fungsi	:	Mengalirkan biogas ke reaktor			
Jumlah stage	:	1 buah blower			
Kondisi operasi	:	Psuction	=	2,34	bar
	:	Pdischarge	=	2,81	bar
Bahan	:	*Stainless Steel*			
Kapasitas	:	116,73	kg/jam		
Power	:	0,30	hp		

5. *Limbah Acetylene Storage* (F-121)

Tabel V.5 Spesifikasi Limbah Acetylene Storage

Kesimpulan Spesifikasi Alat				
Tipe	=	Bangunan balok		
Jumlah	=	1	buah	
Kapasitas	=	328,6922939	m3	
Dimensi	=	p	13	m
		l	6,5	m
		t	4	m
Bahan komstruksi	=	semen dan batubata		

6. *Belt Conveyor* (J-123)

Tabel V.6 Spesifikasi Belt Conveyor

Kesimpulan Spesifikasi Alat						
Lebar belt	=	14	in	=	36	cm
Tinggi skrit plate	=	7	in	=	18	cm
Kecepatan normal conveying	=	200	ft/menit	=	3,33	ft/s
Kemiringan	=	25	°			
Kapasitas Maksimum	=	32	ton/jam			
Power	=	0,22	Hp			

7. *Water Pump* (L-122)

Tabel V.7 Spesifikasi Water Pump

Kesimpulan Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Mixer Tank Pump
Kode Alat	:	L-122
Fungsi Alat	:	Memompa air menuju mixer tank
Tipe	:	*Centrifugal pump*
Bahan	:	*Stainless steel*
Kapasitas	:	76732,5 kg/jam
Pipa	:	Pipa 6 in sch 40
Power	:	4,00 hp
Head	:	8,93 m
Jumlah	:	1 unit

8. *Mixer* (M-120)

Tabel V.8 Spesifikasi Mixer

Kesimpulan Spesifikasi Alat								
Nama alat		:	*Mixer Tank*					
Kode Alat		:	M-120					
Fungsi Alat		:	Melarutkan limbah asetilen dengan air menjadi larutan Ca(OH)2					
Tipe		:	Tangki berpengaduk berbentuk silinder dan tutup atas bentuk standard dish head & tutup bawah conical dengan 2 pengaduk					
Kapasitas		:	2710,86	ft^3	=	76,7634	m^3	
Bahan Konstruksi		:	*Stainless Steel 316*					
Jumlah tangki		:	1 unit					
Spek. Tangki		:						
- Diameter (OD)			=	14,0	ft	=	4,267	m
- Diameter (ID)			=	13,9	ft	=	4,258	m
- Tinggi :	shell		=	21,0	ft	=	6,40	m
	tutup atas		=	2,37	ft	=	0,72	m
	tutup bawah		=	4,05	ft	=	1,23	m
- Tebal :	shell		=	3/16	in			
	tutup atas		=	1/4	in			
	tutup bawah		=	3/16	in			
Spek. Nozzle Aliran Utama		:						
- Diameter (OD)			=	6,63	in			
- Jenis pipa			=	Pipa 6 in sch 40				
Spek. Nozzle Aliran Air		:						
- Diameter (OD)			=	6,63	in			
- Jenis pipa			=	Pipa 6 in Sch 40				
Spek. Pengaduk		:						

- Jenis	=	*Three blade propeller*	
- Jumlah	=	2	unit
- Diameter	=	1,06	m
- Lebar *blade* (W)	=	0,22	m
- Panjang *blade* (L)	=	0,28	m
- Lebar *Baffle* (J)	=	0,43	m
- Power	=	13,71	hp

9. *Clarifier* (H-130)

Tabel V.9 Spesifikasi Clarifier

Kesimpulan Spesifikasi Alat					
Nama Alat	:	Clarifier			
Kode Alat	:	H-310			
Fungsi Alat	:	Memisahkan Ca(OH)2 dari impurities lain			
Tipe	:	*Circular*			
Bahan Konstruksi	:	*Carbon steel* SA 302			
Dimensi	:	Tinggi	:	3,50	m
		Diameter	:	12	m
Kapasitas	:	300,69	m^3		
Kondisi operasi	:	Suhu	:	28	°C
		Tekanan	:	1	atm
Power	:	1,78	hp		
Waktu tinggal	:	3,0	jam		
Jumlah	:	1	unit		

10. *Ca(OH)$_2$ Pump* (L-131)

Tabel V.10 Spesifikasi Ca(OH)2 Pump

Kesimpulan Spesifikasi Alat			
Nama Alat	:	Bubble Column Reactor Pump	
Kode Alat	:	L-131	
Fungsi Alat	:	Mengalirkan larutan $Ca(OH)_2$ ke *Bubble Column*	
Tipe	:	*Centrifugal pump*	
Bahan	:	*Stainless steel*	
Kapasitas	:	76806,2	kg/jam
Pipa	:	Pipa 6 in sch 40	
Power	:	9,48	hp
Head	:	22,16	m
Jumlah	:	1	unit

11. *Heater* (E-132)

Tabel V.11 Spesifikasi Heater

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Menaikkan suhu larutan Ca(OH)2 sebelum masuk ke reaktor.			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA-129 A			
Suhu Masuk	Larutan Ca(OH)2	=	28	°C
	Steam	=	150	°C
Suhu Keluar	Larutan Ca(OH)2	=	57	°C
	Steam	=	150	°C
Shell Side (Sales)	Diameter Dalam	=	27,00	in
	Baffle Space	=	13,5	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1,3667	psi
Tube Side (MCR)	Diameter Luar	=	1,00	in
	Jumlah Tube	=	302	
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1,25	in
	a"	=	0,2618	ft^2/ft
	a'	=	0,546	in^2
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0526	psi
Rd	0,0076298		jam.ft2.oF/Btu	
Luas Area	948,7632		ft^2	
Jumlah Alat	1		Unit	

12. *Bubble Column Reactor* I (R-210)

Tabel V.12 Spesifikasi Bubble Column Reactor I

Kesimpulan Spesifikasi Alat	
Alat	**Reaktor**
Kode	
Fungsi	Sebagai tempat mereaksikan $Ca(OH)_2$ dengan gas CO_2 untuk menghasilkan precipitated calcium carbonate (PCC)
Tipe	Bubble reactor
Dimensi	Diameter shell (D) = 5,4 ft
	Tinggi shell (H) = 34,3187 ft
	Tebal shell (ts) = 1/3 inch
	Tebal head (th) = 0,375 inch
Tekanan Desain	47,9055 psi
Bahan Konstruksi	High Alloy Steel SA-240 gade M Type 316
Jumlah	1 buah

13. *Bubble Column Reactor* II (R-220)

Tabel V.13 Spesifikasi Bubble Column Reactor II

Kesimpulan Spesifikasi Alat	
Alat	**Reaktor**
Kode	
Fungsi	Sebagai tempat mereaksikan $Ca(OH)_2$ dengan gas CO_2 untuk menghasilkan precipitated calcium carbonate (PCC)
Tipe	Bubble reactor
Dimensi	Diameter shell (D) = 5,4 ft
	Tinggi shell (H) = 34,3081 ft
	Tebal shell (ts) = 1/3 inch
	Tebal head (th) = 0,375 inch
Tekanan Desain	38,9105 psi
Bahan Konstruksi	High Alloy Steel SA-240 gade M Type 316
Jumlah	1 buah

14. *Thickener* (H-330)

Tabel V.14 Spesifikasi Thickener

Kesimpulan Spesifikasi Alat					
Nama Alat	:	Thickener			
Kode Alat	:	H-330			
Fungsi Alat	:	Mengendapkan dan memekatkan PCC pada larutan			
Tipe	:	*Circular*			
Bahan Konstruksi	:	*Carbon steel* SA 302			
Dimensi	:	Tinggi	:	3,50	m
		Diameter	:	12	m
Kapasitas	:	76,767	m^3		
Kondisi operasi	:	Suhu	:	50	°C
		Tekanan	:	1	atm
Waktu tinggal	:	181	menit		
Jumlah	:	1	unit		

15. *Plate and Frame Filter Pump* (L-331)

Tabel V.15 Spesifikasi Plate and Frame Filter Pump

Kesimpulan Spesifikasi Alat			
Nama Alat	:	Pompa Plate and Filter	
Kode Alat	:	L-241	
Fungsi Alat	:	Mengalirkan Sludge dari Clarifier ke Filter Press	
Tipe	:	*Positive Displacement Pump*	
Bahan	:	*Cast iron*	
Kapasitas	:	346,9	kg/jam
Pipa	:	Pipa 3/8 in sch 40	
Power	:	0,02	hp
Head	:	8,6	m
Jumlah	:	1	unit

16. *Plate and Frame Filter Press* (H-340)

Tabel V.16 Spesifikasi Plate and Frame Filter Press

Kesimpulan Spesifikasi Alat					
Nama Alat	:	Plate and Frame Filter Press			
Kode Alat	:	H-340			
Fungsi	:	Memisahkan cake PCC dengan filtrat			
Tipe	:	*Horizontal plate & frame*			
Bahan Plate	:	*Cast iron*			
Dimensi	:	Luas filter	:	0,096	m^2
		Jumlah frame	:	10	buah
		Jumlah plate	:	9	buah
Jumlah cake / siklus	:	1425,5	kg		
Waktu tinggal	:	9	jam		
Jumlah	:	2	buah		

17. *PCC Belt Conveyor* (J-341)

Tabel V.17 Spesifikasi PCC Belt Conveyor

Kesimpulan Spesifikasi Alat						
Lebar belt	=	14	in	=	36	cm
Kecepatan normal conveying	=	100	ft/menit	=	1,7	ft/s
Kapasitas Maksimum	=	32	ton/jam			
Power	=	1	Hp			

18. *PCC Cake Storage* (F-342)

Tabel V.18 Spesifikasi PCC Cake Storage

Kesimpulan Spesifikasi Alat		
Nama alat	:	Cake storage tank
Kode Alat	:	F-342
Fungsi Alat	:	Tempat penyimpanan PCC sebelum masuk rotary dryer
Tipe	:	Strorage berbentuk dome dengan tutup atas berbentuk *conical* dan tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi
Kapasitas	:	1,49 ft^3 = 0,04 m^3
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	:	1 unit
Spek. Tangki	:	

- Diameter tangki (OD)		=	5,0	ft	=	1,52	m
- Diameter (ID)		=	5,0	ft	=	1,51	m
- Tinggi :	shell	=	7,5	ft	=	2,3	m
	tutup atas	=	0,67	ft	=	0,20	m
- Tebal :	shell	=	3/16	in			
	tutup atas	=	3/8	in			

19. *PCC Cake Screw Conveyor* (J-343)

Tabel V.19 Spesifikasi PCC Cake Screw Conveyor

Kesimpulan Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	*Screw Conveyor*
Kode Alat	:	J-351
Fungsi Alat	:	Memindahkan PCC ke Rotary Dryer
Material Classification	:	*III E*
Tipe Bearing Digunakan	:	*Sealmaster Bearing*
Rotasi Screw	:	5,465 rpm
Power Dibutuhkan	:	0,003 hp
Jumlah	:	1

20. *Rotary Dryer* (B-350)

Tabel V.20 Spesifikasi Rotary Dryer

Kesimpulan spesifikasi alat		
Nama Alat	:	*Rotary Dryer*
Kode Alat	:	B-360
Fungsi Alat	:	Mengeringkan PCC setelah dari *Plate and Frame* Filter Press
Tipe	:	*Direct Continuous Rotary Dryer*
Bahan	:	*Carbon Steel*
Kapasitas	:	348,406 lb/jam
Panjang	:	3,22 m
Diameter	:	0,36 m
Putaran	:	20,00 rpm
Kemiringan	:	2,29 derajat
Waktu Tinggal	:	0,471 jam

21. *Heater* (E-351)

Tabel V.21 Spesifikasi Heater

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Menaikkan suhu dry air masuk ke rotary dryer			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA-129 A			
Suhu Masuk	Udara	=	28	°C
	Steam	=	150	°C
Suhu Keluar	Udara	=	120	°C
	Steam	=	150	°C
Shell Side (Sales)	Diameter Dalam	=	12	in
	Baffle Space	=	6	in
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,0221	psi
Tube Side (MCR)	Diameter Luar	=	1,50	in
	Jumlah Tube	=	18	
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1,875	in
	a"	=	0,3925	ft^2/ft
	a'	=	1,4	in^2
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0000	psi
Rd	0,4287366		jam.ft2.oF/Btu	
Luas Area	84,78		ft^2	
Jumlah Alat	1		Unit	

22. *PCC Screw Conveyor* (J-353)

Tabel V.22 Spesifikasi PCC Screw Conveyor

Kesimpulan Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	*Screw Conveyor*
Kode Alat	:	J-361
Fungsi Alat	:	Memindahkan PCC dari Rotary Dryer 0
Material Classification	:	*III E*
Tipe Bearing Digunakan	:	*Sealmaster Bearing*
Rotasi Screw	:	5,400 rpm
Power Dibutuhkan	:	0,003 hp
Jumlah	:	1

23. *Cyclone* (H-353)

Tabel V.23 Spesifikasi Cyclone

Kesimpulan Spesifikasi Alat						
Nama Alat	:	*Cyclone*				
Kode Alat	:	H-332				
Fungsi	:	Memisahkan padatan CaCO3 yang masih terkandung aliran udara pengering keluar dari rotary dryer				
Jumlah Alat	:	1				
Kondisi Operasi	:	P	=	1	atm	
		T	=	52	°C	
Bc	:	0,261	m			
Dc	:	1,04	m			
De	:	0,521	m			
Hc	:	0,521	m			
Lc	:	2,08	m			
Zc	:	2,08	m			
Jc	:	0,261	m			
Sc	:	0,130	m			

24. *Ball Mill* (C-360)

Tabel V.24 Spesifikasi Ball Mill

Kesimpulan Spesifikasi Alat					
Nama Alat	:	Ball Mill			
Kode Alat	:	C-360			
Fungsi	:	Mengecilkan ukuran partikel			
Tipe	:	Horizontal Mill			
Bahan	:	cast iron			
		Power	:	10,0	kW
Dimensi	:	Diameter Tube	:	0,9	m
		Panjang Tube	:	0,6	m
Pengelasan	:	Double Wielded			
Kecepatan	:	35,667	rpm		
Jumlah	:	1	unit		

25. *PCC Storage* (F-361)

Tabel V.25 Spesifikasi PCC Storage

Kesimpulan Spesifikasi Alat							
Tipe	=	Bangunan balok					
Jumlah Gudang	=	1	buah				
Kapasitas	=	3649,89	ft^3				
Ukuran	=	panjang	21,35	ft	=	6,50775579	m
	=	Lebar	16,01	ft	=	4,88081684	m
	=	Tinggi	10,68	ft	=	3,2538779	m
Bahan konstruksi	=	Batu bata dan semen					

26. *Fixed Bed Adsorber* I (D-310)

Tabel V.26 Spesifikasi *Fixed Bed Adsorber* I

Kesimpulan Spesifikasi Alat						
Spesifikasi	:	*Fixed Bed Column Adsorber (D-310)*				
Material	:	SA 167 type 304 grade 3				
Jumlah	:	2	unit			
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan H2O yang terkandung pada aliran biogas				
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical dish head				
Jenis Sambungan	:	*Double welded butt joint*				
OD	:	40,00	in	=	1,016	m
ID	:	39,37	in	=	1	m
H bed	:	62,99	in	=	2	m
Tinggi shell	:	78,74	in	=	2	m
Tebal Shell	:	0,19	in	=	0,005	m
Tebal tutup atas	:	0,25	in	=	0,006	m
Straight flange (sf)	:	2,0	in	=	0,051	m
Tinggi tutup atas	:	6,67	in	=	0,169	m
Tebal tutup bawah	:	0,25	in	=	0,006	m
Tinggi tutup bawah	:	6,67	in	=	0,169	m
Tinggi tangki total	:	96,58	in	=	2,45	m
Tebal grid support	:	0,19	in	=	0,005	m
Ukuran nozzle masuk	:	1,9 in sch 40				
Ukuran nozzle keluar	:	1,9 in sch 40				

27. *Fixed Bed Adsorber* II (D-310)

Tabel V.27 Spesifikasi *Fixed Bed Adsorber* II

Kesimpulan Spesifikasi Alat						
Spesifikasi	:	*Fixed Bed Column Adsorber (D-310)*				
Material	:	SA 167 type 304 grade 3				
Jumlah	:	2	unit			
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan H2O yang terkandung pada aliran biogas				
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical dish head				
Jenis Sambungan	:	*Double welded butt joint*				
OD	:	20,00	in	=	0,508	m
ID	:	19,69	in	=	1	m
H bed	:	31,50	in	=	1	m
Tinggi shell	:	39,37	in	=	1	m
Tebal Shell	:	0,19	in	=	0,005	m
Tebal tutup atas	:	0,19	in	=	0,005	m
Straight flange (sf)	:	1,8	in	=	0,044	m
Tinggi tutup atas	:	3,33	in	=	0,085	m
Tebal tutup bawah	:	0,19	in	=	0,005	m
Tinggi tutup bawah	:	3,33	in	=	0,085	m
Tinggi tangki total	:	49,91	in	=	1,27	m
Tebal grid support	:	0,19	in	=	0,005	m
Ukuran nozzle masuk	:	1,9 in sch 40				
Ukuran nozzle keluar	:	1,9 in sch 40				

28. *Biomethane Compressor Package* (G-321)

Tabel V.28 Spesifikasi Biomethane Compressor Package

Kesimpulan Spesifikasi Alat		
Nama Alat	:	Recycle Compressor
Kode Alat	:	G-321
Type	:	*Centrifugal compressor*
Fungsi	:	Menaikkan tekanan biogas untuk meregenerasi
Jumlah compressor	:	1 buah Compressor
Kondisi operasi	:	$P_{suction}$ = 1,77 atm
	:	$P_{discharge}$ = 2,8 atm
Jumlah stage	:	1 stag
Bahan	:	*Stainless Steel* (dalam)
Kapasitas	:	5,3 kg/jam
Mechanical Efficiency	:	80 %
Power	:	3,00 hp

29. *Heater* (E-322)

Tabel V.29 Spesifikasi Heater

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Menaikkan suhu biomethane untuk kebutuhan recycle			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA-129 A			
Suhu Masuk	Udara	=	102	°C
	Steam	=	250	°C
Suhu Keluar	Udara	=	220	°C
	Steam	=	200	°C
Shell Side (Sales)	Diameter Dalam	=	12	in
	Baffle Space	=	9	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0000	psi
Tube Side (MCR)	Diameter Luar	=	1,50	in
	Jumlah Tube	=	14	
	BWG	=	14	
	Pitch	=	1,875	in
	a"	=	0,3925	ft^2/ft
	a'	=	1,4	in^2
	Passes	=	4	
	ΔP	=	0,0023	psi
Rd	0,0010119		jam.ft2.oF/Btu	
Luas Area	65,94		ft^2	
Jumlah Alat	1		Unit	

30. *Cooler* (E-323)

Tabel V.30 Spesifikasi Cooler

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Menurunkan suhu udara biogas setelah dari compressor			
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA-129 A			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	25	°C
	MCR	=	220,0	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	85	°C
	MCR	=	57	°C
Shell Side	Diameter Dalam	=	12	in
(Sales)	Baffle Space	=	9	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0000	psi
Tube Side (MCR)	Diameter Luar	=	1,5	in
	Jumlah Tube	=	18	
	BWG	=	13	
	Pitch	=	1,875	in
	a"	=	0,3925	ft^2/ft
	a'	=	1,35	in^2
	Passes	=	4	
	ΔP	=	0,0358	psi
Rd	0,0010480		hr.ft2.°F/Btu	
Luas Area	84,78		ft^2	
Jumlah Alat	1		Unit	

31. *Flash Separator* (D-324)

Tabel V.31 Spesifikasi Flash Separator

Spesifikasi		**Keterangan**	
Kode		D-324	
Fungsi		Memisahkan air, condensate dan biomethane	
Tipe		Flash Separator	
Kapasitas		18,28	kg/jam
Bahan		SA 240 Grade A Tipe 410	
Jumlah		1	unit
Spesifikasi :	Outside diameter	72,00	inch
	Inside Diameter	5,50	ft
	Panjang Tangki	11,00	ft
	Jarak ke Weir	1,83	inch
	Tebal shell	0,19	inch
	Tebal tutup atas	0,19	inch
	Tebal tutup bawah	0,19	inch
	Tekanan operasi	2,81	bar
	Tinggi tutup atas	0,93	ft
	Tinggi tutup bawah	0,93	ft

32. *Biomethane Compressor Package* (G-325)

Tabel V.32 Spesifikasi Flash Separator

Kesimpulan Spesifikasi Alat					
Nama Alat	:	Biogas Compressor			
Kode Alat	:	G-361			
Type	:	*Centrifugal compressor multistage*			
Fungsi	:	Menaikkan tekanan biogas menuju CBG storage tank			
Jumlah stage	:	3			
Kondisi operasi	:	$P_{suction}$	=	1,775	atm
	:	$P_{discharge}$	=	197,4	atm
Ratio	:	4,81			
Bahan	:	*Stainless Steel*			
Kapasitas	:	53,5	kg/jam		
mechanical Efisiensi	:	80	%		
Power	:	9,807	hp		

33. *After Cooler* (E-326)

Tabel V.33 Spesifikasi After Cooler

Spesifikasi	Keterangan			
Fungsi	Menurunkan suhu biomethane setelah dari compressor stage 3			
Tipe	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan	Carbon Steel SA-129 A			
Suhu Masuk	Sales Gas	=	25	°C
	MCR	=	191,7	°C
Suhu Keluar	Sales Gas	=	85	°C
	MCR	=	28	°C
Shell Side (Sales)	Diameter Dalam	=	13,25	in
	Baffle Space	=	9,9375	in
	Passes	=	2	
	ΔP	=	0,0001	psi
Tube Side (MCR)	Diameter Luar	=	1,5	in
	Jumlah Tube	=	22	
	BWG	=	13	
	Pitch	=	1,875	in
	a"	=	0,3925	ft^2/ft
	a'	=	1,35	in^2
	Passes	=	4	
	ΔP	=	0,0499	psi
Rd	0,0015208	hr.ft2.°F/Btu		
Luas Area	103,62	\		
Jumlah Alat	1	Unit		

34. *CBG Storage Tank* (F-320)

Tabel V.34 Spesifikasi CBG Storage Tank

Kesimpulan Spesifikasi Alat					
Nama Alat	:	Biogas *Storage Tank*			
Kode Alat	:	F-371			
Fungsi Alat	:	Menyimpan biogas yang dihasilkan			
Tipe	:	*Spherical Storage*			
Kapasitas	:	265,08 ft^3	=	7,50615	m^3
Bahan Konstuksi	:	*High Alloy Steel SA 240 Grade B*			
Jumlah Tangki	:	1 unit			
Spek Tangki	:	Diameter Tangki (OD)	=	2,4702	m
		Tebal	=	0,1139	m

V.2 *Harga Peralatan*

Tabel V.35 Daftar Harga Alat

No.	Kode	Nama Peralatan	Harga Satuan		Jumlah	Total Harga	
			US$	2014		US$	2020
1	G-111	Compressor	8.300		1	9.728,37	
2	E-112	Cooler	11.600		1	13.596,28	
3	D-110	Laterite Soil Fixed Bed	144.000		2	337.562,86	
4	M-120	Mixer	215.400		1	252.468,89	
5	F-121	Acetylene Waste Storage	37.723		1	44.214,87	
6	L-122	Centrifugal Pump	9.700		1	11.369,30	
7	J-123	Belt Conveyor	18.800		1	22.035,35	
8	H-130	Clarifier	25.300		1	29.653,96	
9	L-131	Centrifugal Pump	9.700		1	11.369,30	
10	E-132	Heater	48.200		1	56.494,90	
11	G-211	Blower	900		1	1.054,88	
12	R-210	Bubble Column Reactor I	395.600		1	463.680,09	
13	R-220	Bubble Column Reactor II	140.400		1	164.561,89	
14	D-310	Silica Bed Adsorber I	80.300		2	188.238,18	
15	D-320	Silica Bed Adsorber II	23.100		2	54.150,71	

16	G-321	Recycle compressor	4.800	1	5.626,05
17	E-322	Recycle heater	2.300	1	2.695,81
18	E-323	Recycle cooler	3.300	1	3.867,91
19	D-324	Flash Tank		1	
20	G-325	Biomethane Compressor Package	4.800	3	16.878,14
21	E-326	Cooler	4.200	3	14.768,38
22	F-327	CBG Storage Tank	4.000	1	4.688,37
23	H-330	Thickener	26.000	1	30.474,42
24	L-331	Centrifugal Pump	3.200	1	3.750,70
25	H-340	Plate and Frame Filter	5.500	1	6.446,51
26	J-341	PCC Cake Belt Conveyor	5.300	1	6.212,09
27	F-342	PCC Cake Storage	300	1	351,63
28	J-343	PCC Cake Screw Conveyor	4.300	1	5.040,00
29	B-350	Rotary Dryer	95.700	1	112.169,33
30	E-351	Heater	12.100	1	14.182,33
31	H-352	Cyclone	9.700	1	11.369,30
32	J-353	PCC Screw Conveyor	1.600	1	1.875,35

33	C-360	Ball Mill	39.100	1	45.828,85
34	F-361	PCC Storage	16.200	1	18.987,91
TOTAL					**1.965.392,94**

Total Harga Peralatan pada tahun 2020 = US$ 13.713 * 1.965.392,4 = **Rp26.951.433.396**

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VI
ANALISA EKONOMI

Terdapat beberapa parameter untuk menentukan apakah suatu pabrik layak didirikan atau tidak. Salah satunya adalah dari analisis ekonomi. Analisis ekonomi meliputi harga dan jumlah peralatan yang digunakan sesuai dengan spesifikasi peralatan, bahan baku yang diperlukan, dan produk yang dihasilkan dari neraca massa maupun neraca energi pada Bab III. Selain ketiga hal di atas, beberapa pertimbangan lain dalam melakukan analisis ekonomi adalah biaya operasi pabrik, biaya utilitas yang dikeluarkan, serta jumlah dan gaji karyawan.

Parameter analisis ekonomi untuk mengetahui kelayakan pendirian pabrik antara lain meliputi 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

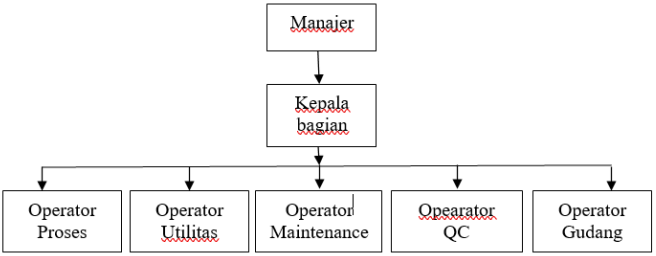
Bentuk badan perusahaan dalam Pilot Plant Purifikasi Biogas dan Produsen *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) dari Pengolahan Limbah Asetilena ini adalah Unit percobaan dan terintegrasi dengan PT Energi Agro Nusantara (PT Enero) untuk memasok bahan baku berupa biogas. Pilot plant dibuat untuk tujuan melakukan proses produksi dalam skala yang relatif kecil. Tergantung pada hasil evaluasi proses terbatas ini, fasilitas dapat berfungsi sebagai tolak ukur untuk pembuatan pabrik skala penuh yang mampu memproduksi dalam jumlah yang jauh lebih besar dari barang

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi yang digunakan pada Purifikasi Biogas dan Produsen *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) dari Pengolahan Limbah Asetilena ini adalah garis dan staf yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan

spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Untuk menciptakan budaya disiplin kerja, terdapat hubungan yang sinergis antarapimpinan dan perintah. Masing-masing kepala bagian maupun manajer secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan agar tercapai tujuan.
- Bentuk organisasi mudah dipahami dan dilaksanakan karena sederhana.
- Pimpinan tertinggi *pilot plan* 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 staf, yaitu:

- **Manajer**

Manajer bertanggung jawab kepada direktur dan mengontrol aktivitas departemen yang dibawahinya. Selain itu, manajer juga harus berkoordinasi dengan manajer lain agar tidak terjadi miskomunikasi dan tercipta keselarasan dalam lingkungan kerja.

➢ **Kepala Bagian**

Kepala bagian bertanggung jawab kepada manajer. Berikut merupakan tugas dan wewenang kepala bagian:

a. Membantu manajer dalam perencanaan dan pelaksanaan aktivitas di tiap seksi serta melaksanakan tugas yang diberikan manajer

b. Memberikan pengawasan, pengarahan, saran, dan pertimbangan terhadap supervisor di bawahnya

c. Membantu manajer dalam mempersiapkan dan menyusun laporan

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

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

Penentuan Jumlah Karyawan Operasi (Proses)

Dari Gambar 6-9 buku Plant Design and Economics (Timmerhaus), didapat jumlah karyawan proses sebanyak 9 pekerja/hari. 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)

VI.2 *Utilitas*

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik Purifikasi Biogas dan Produsen *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) dari Pengolahan Limbah Asetilena ini meliputi:

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai yang harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan, sehingga tidak mengandung zat-zat pengotor dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik ini digunakan untuk kepentingan:

- Air sanitasi untuk laboratorium dan karyawan

Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut: pompa air sungai, bak pra-sedimentasi, bak koagulasi dan flokulasi, tangki tawas, tangki $Ca(OH)_2$, tangki $CaCO_3$, bak penampung, bak penampung air bersih, bak penampung air sanitasi, tangki desinfektan, dan pompa air untuk sanitasi.

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

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

Pada umumnya, air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas sebagai berikut:

a. Bebas dari zat penyebab korosi, seperti asam dan oksigen terlarut
b. Bebas dari zat penyebab kerak yang disebabkan oleh kesadahan dan suhu tinggi, biasanya berupa garam-garam kalsium, magnesium, dan silikat
c. Bebas dari zat penyebab timbulnya buih/busa, sperti zat organik, anorganik, dan minyak
d. Kandungan logam dan pengotor seminimal mungkin
e. Syarat fisik : di bawah suhu udara ambien, jernih, tidak berasa, tidak berbau
f. Syarat kimia : tidak mengandung logam berat dan tidak beracun
g. Syarat bakteriologis : tidak mengandung kuman dan bakteri patogen

VI.2.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk Pabrik Purifikasi Biogas dan Produsen *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) dari Pengolahan Limbah Asetilena ini diambil dari PLN dan generator

sebagai penghasil tenaga listrik. Distribusi listrik pada pabrik sebagai berikut:

a. Untuk proses produksi diambil dari PLN dan generator jika sewaktu-waktu ada gangguan listrik dari PLN
b. Untuk penerangan pabrik dan kantor diambil dari generator

VI.2.3 Unit Pendingin

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

a. Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
b. Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
c. Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
d. Mudah dikendalikan dan dikerjakan
e. Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung:

a. *Hardness* yang mengakibatkan kerak
b. Besi mengakibatkan korosi
c. Silika menyebabkan kerak
d. Minyak menyebabkan turunnya transfer panas

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur, dan korosi.

VI.3 *Analisis Ekonomi*

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu pada Pabrik Purifikasi Biogas dan Produsen *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) dari Pengolahan Limbah Asetilena ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau adalah:

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

Sebelum dilakukan analisis terhadap ketiga faktor di atas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran total investasi atau 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 biaya yang dikeluarkan perusahaan. Selain itu juga untuk mengetahui besarnya nilai titik impas (BEP). Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap :
   a. Biaya tetap (*Fixed Cost*, FC)
   b. Biaya semi-variabel (*Semi Variable Cost*, SVC)
   c. Biaya variabel (*Variable Cost*, VC)
   d. Total penjualan (*Sale*s, S)

4. Total Pendapatan

Total pendapatan dihitung untuk mengetahui besarnya pendapatan bersih yang didapatkan sehingga apabila pabrik ini mendapatkan laba yang sesuai maka pabrik yang sedang direncanakan ini layak untuk didirikan, akan tetapi apabila pabrik yang direncanakan mengalami kerugian maka pabrik ini tidak layak untuk didirikan. Analisis ekonomi dalam Pabrik Purifikasi Biogas dan Produsen *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) dari Pengolahan Limbah Asetilena ini dihitung dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Perhitungan analisis ekonomi secara lengkap dapat dilihat pada Appendiks D.

VI.3.1 Biaya Peralatan

Harga perlatan tiap tahun cenderung naik, sehingga untuk menetukan 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* dan *alibaba.com*. Perhitungan harga peralatan secara total dapat dilihat pada Appendiks D.

VI.3.2 Perhitungan Analisis Ekonomi

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

a. Modal
   Modal sendiri = 40 %
   Modal pinjaman = 60 %
b. Bunga bank = 9,95 % per tahun
c. Laju inflasi = 2,72 % per tahun
d. Masa konstruksi = 3 tahun
   - Tahun pertama menggunakan 30 % modal sendiri dan 30 % modal pinjaman.

- Tahun kedua menggunakan 30 % modal sendiri dan 30 % modal pinjaman.
- Tahun ketiga menggunakan sisa modal sendiri dan sisa modal pinjaman.

e. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:
   - Pada awal masa konstruksi yaitu awal tahun ke (-3) dilakukan pembayaran sebesar 30% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
   - Pada pertengahan masa konstruksi yaitu awal tahun ke (-2) dilakukan pembayaran sebesar 30% dari modal pinjaman untuk keperluan konstruksi
   - Pada akhir tahun ketiga masa konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman.

f. Pengembalian pinjaman dilakukan pada jangka waktu 10 tahun, sebesar 10% per tahun.

g. Umur pabrik, penyusutan investasi alat dan bangunan diperkirakan terjadi dalam waktu 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10% per tahun secara *straight line* dari *Fixed Capital Invesment* (FCI).

h. Kapasitas produksi :

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

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 tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* harga i, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

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

Keterangan:

n	= tahun
i	= *discount factor*
CF	= *netcash flow* pada tahun ke-n
$1/(1+i)^n$	= *discount flow*

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga i = -43% yang lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu 9,95% per tahun. Dengan harga i = -43% yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 9,95% 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:

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

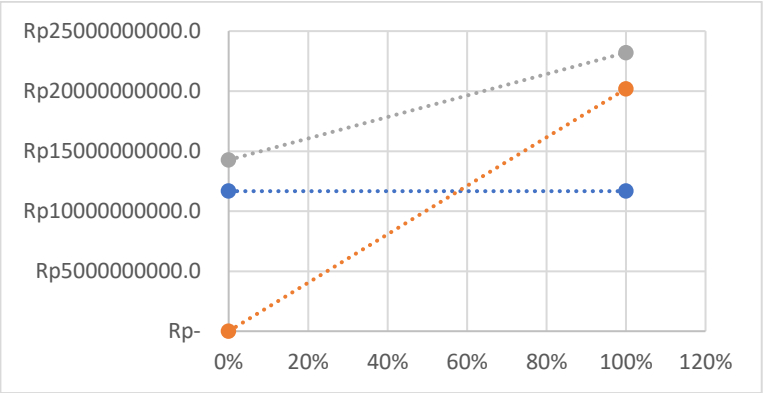
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan nilai NPV sebesar Rp -6.921.279.031,- . Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai negatif (NPV<0). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan merugi bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak dipertimbangkan

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

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal tidak dapat ditetapkan karena pendapatannya merugi setiap tahunnya. Nilai POT ini menunjukkan bahwa pabrik ini patut dipertimbangkan didirikan karena POT yang didapatkan lebih besar dari perkiraan usia pabrik yaitu 10 tahun.

VI.3.6 Analisis Titik Impas (*Break Even Point / BE*P)

Analisis 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) = >100% dan secara analisis, nilai BEP sebesar 125,86%.



Gambar VI.2 Grafik BEP Pabrik Pabrik Purifikasi Biogas dan Produsen *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) dari Pengolahan Limbah Asetilena

BAB VII
KESIMPULAN

Untuk mengetahui potensi dari Pra Desain Pabrik Purifikasi Biogas PT. Enero dengan karbonasi mineral Ca(OH)2 dari limbah asetilena menggunakan Bubble Column Reactor yang menghasilkan Compressed Biomethane Gas (CBG) dan Precipitated Calcium Carbonat (PCC) dengan kemurnian yang tinggi, maka evaluasi terhadap seluruh hal yang direncanakan dan dirancang memang perlu dilaksanakan. Salah satunya dengan mendirikan Pilot Plant untuk menguji dan mengevaluasi hasil yang di dapat agar proses berjalan seefisien mungkin. Evaluasi dilakukan terhadap tinjauan secara teknis.

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

- Secara Teknis

Pabrik Purifikasi Biogas PT. Enero dengan karbonasi mineral Ca(OH)2 dari limbah asetilena (Bubble Column Reactor) dapat didirikan di Kecamatan Gedeg, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur dengan kapasitas 53,48 kg/jam untuk CBG dan 156,16 kg/jam untuk PCC. Pabrik beroperasi secara kontinyu 24 jam/hari, selama 330 hari dalam setahun. Untuk jumlah listrik yang dibutuhkan sebesar 34,88 kWh, dan steam dibutuhkan 4414,095 kg/jam.

- Secara Ekonomi

Meninjau keseluruhan biaya yang masuk dan keluar, pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 9,95% per tahun, nilai BEP sebesar 125,86% .

Berdasarkan evaluasi – evaluasi yang telah ditinjau secara teknis tersebut, maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik Purifikasi Biogas PT. Enero dengan karbonasi mineral Ca(OH)2 dari limbah

asetilena (Bubble Column Reactor) dengan skala pilot plant ini layak untuk didirikan

DAFTAR PUSTAKA

Badan Pusat Statistika. 2017. Listrik yang Didistribusikan Menurut Kelompok Pelanggan (GWh)

Badan Pusat Statistika. 2017. Volume Penjualan Gas Alam Melalui Saluran Pipa Menurut Jenis Pelanggan (MMSCF)

Badan Pusat Statistika. 2018. Volume Ekspor dan Impor Migas (Berat bersih: ribu ton) Jhonstone and Thring. 2005. *Lees' Loss Prevention in the Process Industries Vol.1 Third Edition*. Texas: Elsevier Inc.

British Petroleum Global Company "Cadangan Minyak Terbukti Indonesia (1980-2017)" diakses dari https://databoks.katadata.co.id pada tanggal 27 Oktober 2019 pada jam 18.16 WIB.

British Petroleum Statistical Review of World Energy "Gas Alam" diakses dari https://indonesia-investments.com pada tanggal 3 November 2019 pada jam 16.30 WIB.

Brownell,L.e. and Young, E,H., 1959. "Process Equipment Design". New Delhi : Wiley Eastern Limited.

Charles S. Merris,Jr.1994."Process for Preparation of High Opacity Precipitated Calcium Carbonate by Reacting Sodium Carbonate with Calcium Hydroxide.United States:Patent Number 5.364.610

Dwinanda, Vincensius. 2017. Perancangan *Wet Scrubber* Sebagai Unit Pengurang Kadar H2S Pada Produksi Biogas Di PT ENERO Mojokerto. Surabaya: Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS.

E. Ryckebosch.2011." Techniques for transformation of biogas to biomethane".Belgium: Elsevier Ltd.

Gang Xu.2014." An Improved CO2 Separation and Purification System Based on Cryogenic Separation and Distillation Theory". China:Energies

Geankoplis, Christie John. 2003. Transport Processes and Separation Process Principles (Includes Unit Operation), 4th Edition. USA : PearsonEducation Inc.

Hamidi, dkk. 2011. Peningkatan Kualitas Bahan Bakar Biogas Melalui Proses Pemurnian dengan Zeolit Alam. Malang: Jurusan Teknik Mesin Universitas Brawijaya

Kern, Donald. 1950. "*Process Heat Transfer*". New York : McGraw-Hill Book Company.

Kusnarjo. 2010. "*Desain Alat Industri Kimia*". Surabaya : ITS Press.

Ludwig, Ernest. 2011. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". San Fransisco : Elsevier.

Mc Cabe, W.L., Julian Smith, Peter Hariot. 1993. "Unit Operation of Chemical Engineering 6th edition". Singapore: Mc Graw Hill, Inc.

Mujumdar, A. (Ed.). 2007. "Handbook of Industrial Drying". Boca Raton: CRC Press

MVV Inno Tec GmbH. *The decision-Maker' guide to natural Gas Vehicles.* Germany: TZ Verlagsgesellschaft

Peraturan Presiden Nomor 5 Tahun 2006 Tentang Kebijakan Energi Nasional.

Perry, H. Robert. 1997."Chemical Engineering Handbook 7th Edition". New York :McGraw-Hill.

Pricewaterhouse Cooper "Cadangan Gas Indonesia Terbukti & Potensial (2009-2018)" diakses dari https://databoks.katadata.co.id pada tanggal 9 November 2019 pada jam 20.09 WIB.

Q. Zhao, E. Leonhardt, C. MacConnell, C. Frear and S. Chen. 2010." Purification Technologies for Biogas Generated by Anaerobic Digestion.Washingto: CSANR Research

Shahinoor, Islam. 2007. A Study For Enhancing Yield Of Caustic Soda In Causticization Reaction For Industrial Application. Thesis, Bangladesh University Of Engineering And Technology, Dhaka. Accessed October 07, 2007.

Van Ness, S. 1967. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4th Edition. Singapore : International Edition, McGraw-Hill Inc.

Wati & Prasetyani. 2011. Pembuatan Biogas dari Limbah Cair Industri Bioetanol Melalui Proses Anaerob (Fermentasi). Semarang: Jurusan Teknik Kimia Universitas Diponegoro

Wiwit.2011." Pembentukan Precipitated Calcium Carbonate (PCC) dengan Penambahan HNO_3 dalam Proses Slaking pada Metoda Karbonasi".Bengkulu:Universitas Bengkulu

Zulkefli, N. N. 2016. *Overview of H_2S Removal Technologies from Biogas Production*. International Journal of Applied Engineering Reserach ISSN 0973-4562 Vol 11, No 20, 10060-10066.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BIODATA PENULIS

Prita Taradevi Maudy Putri lahir di Madiun, 13 Juni 1998. Penulis menempuh pendidikan formal di SD Islam Al Azhar 19 Sentra Primer Jakarta (2004-2010), SMPN 252 Jakarta (2010-2013), SMAN 61 Jakarta (2013-2016). 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. Semen Tonasa yang berlokasi di Pangkajene, Sulawesi Selatan. Pada akhir studinya, Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dipilih penulis untuk menyelesaikan tugas akhir. Bersama partnernya, Haqni Alghoitsa Putra, penulis berhasil menyelesaikan Pra Desain Pabrik Purifikasi Biogas PT. Enero dengan Karbonasi Mineral Ca(OH)2 dari Limbah Pabrik Acetilen (Bubble Column Reactor) dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng dan Dr. Suci Madhania, ST., MT.

Nama : Prita Taradevi Maudy Putri

Alamat : Pulogebang Permai Blok C5/23, Jakarta Timur

No. HP : +6281281153264

Email : pitharadevi@gmail.com

BIODATA PENULIS

Haqni Alghoitsa Putra lahir di Malang, 8 Agustus 1998. Penulis menempuh pendidikan formal di SDS Tunas Muda IKKT (2004-2010), SMPN 48 Jakarta (2010-2013), SMAN 47 Jakarta (2013-2016). 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. Pertamina RU IV, Cilacap, Jawa Tengah. Pada akhir studinya, Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dipilih penulis sebagai tempat untuk menyelesaikan tugas akhir. Bersama partnernya, Prita Taradevi Maudy Putri, penulis berhasil menyelesaikan Pra Desain Pabrik Purifikasi Biogas PT. Enero dengan Karbonasi Mineral Ca(OH)2 dari Limbah Pabrik Acetilen (Bubble Column Reactor) dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng dan Dr. Suci Madhania, ST., MT

Nama : Haqni Alghoitsa Putra

Alamat : Komp. Hankam Cidodol No.39, Jakarta Selatan

No. HP : +6281233779791

Email : Haqni.Putra88@gmail.com