



TUGAS AKHIR PRA DESAIN PABRIK – TK 184803

PURIFIKASI BIOGAS PT ENERO DENGAN KARBONASI MINERAL $\text{Ca}(\text{OH})_2$ DARI LIMBAH PABRIK ASETILENA MENGGUNAKAN BUBBLE COLUMN REACTOR

Oleh:

Asa Sekarnusa

NRP. 0221164000010

Dinda Fariesta Nugraha

NRP. 0221164000104

Dosen Pembimbing

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

NIP. 19520916 198003 1 002

Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng

NIP. 19761229 200912 1 001

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



PLANT DESIGN FINAL PROJECT – TK 184803

**BIOGAS PURIFICATION OF PT ENERO WITH
CARBONATION OF $\text{Ca}(\text{OH})_2$ MINERAL FROM
ACETYLENE INDUSTRY WASTE USING BUBBLE
COLUMN REACTOR**

By :

Asa Sekarnusa

NRP. 0221164000010

Dinda Fariesta Nugraha

NRP. 0221164000104

Advisor

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

NIP. 19520916 198003 1 002

Dr. Eng. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng

NIP. 19761229 200912 1 001

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

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul:

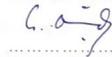
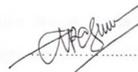
**“PRA-DESAIN PABRIK PURIFIKASI BIOGAS PT ENERO DENGAN KARBONASI
MINERAL $\text{Ca}(\text{OH})_2$ DARI LIMBAH PABRIK ASETILENA (BUBBLE COLUMN
REACTOR)”**

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

Oleh :
Asa Sekarnusa NRP. 0221164000010
Dinda Fariesta Nugraha NRP. 0221164000104

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
(Pembimbing I)
2. Dr. Kusdianto, ST, M.Sc, Eng
(Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA
(Penguji I)
4. Dr. Tantular Nartono, S.T., M.Eng
(Penguji II)
5. Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T.
(Penguji III)



Surabaya
Januari 2020



INTISARI

Krisis energi belakangan ini menjadi isu global yang cukup mengkhawatirkan di mata dunia, terutama Indonesia. 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 karakteristik 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 $CaCO_3$ (kapur) 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 kadar CH_4 sehingga nilai kalor dari biometana juga menurun. 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 $\text{Ca}(\text{OH})_2$, 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 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 1000 kg biogas per jam. Hasil produksi berupa biometana yang dapat dijual ke Pabrik Energi sebagai bahan bakar gas engine. Selain itu, produk samping berupa precipitated calcium carbonate (PCC) hasil dari absorpsi 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 absorpsi CO_2 dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Tahap pre-treatment limbah asetilen ini dimaksudkan untuk mengekstrasi senyawa CaO yang terkandung di dalam limbah asetilen untuk direaksikan dengan air menjadi $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 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 dipisahkan 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 absorpsi CO₂ dengan Ca(OH)₂. Kemudian larutan Ca(OH)₂ direaksikan dengan biogas, dalam hal ini adalah CO₂ di dalam Bubble Column Reactor I (R-210) dan II (R-220)

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 H₂S yang terkandung di dalam biogas sebelum masuk ke reaktor absorpsi CO₂, yang mana adsorben yang digunakan adalah soil laterite. H₂S harus dihilangkan karena bersifat korosif dan jika tetap dibiarkan ada dalam produk akhir, maka dapat menjadi racun dalam biogas..

Pada tahap reaksi di dalam bubble column reactor, gas asam yang dihilangkan dari biogas yang berupa CO₂ harus dihilangkan. Gas CO₂ harus dihilangkan karena bersifat korosif terhadap logam. Proses pemurnian biogas dilakukan dengan mereaksikan Gas CO₂ dengan larutan Ca(OH)₂ menghasilkan *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC). Biogas dari bubble column reactor akan dialirkan menuju *silica bed adsorber* (D-310 dan D-320) yang dilengkapi dengan system regenerasi silica, sehingga silica yang sudah jenuh dapat digunakan kembali. Hal ini diperlukan untuk dihilangkan kandungan airnya dari biometana, kemudian biogas dikompres menggunakan *package* yang telah dilengkapi dengan tiga *intercooler* dan satu *aftercooler*. Setelah itu biogas disimpan di dalam *compressed biomethane*

storage (F-320) sebagai *compressed biomethane gas* (CBG). Sedangkan PCC yang terbentuk pada *bubble column reactor* (R-210 dan R-220) dialirkan menuju *thickener* (H-330). Di dalam *thickener*, PCC dipisahkan dari kandungan airnya, sedangkan padatnya dialirkan menuju *plate and frame filter press* (H-340). Setelah itu partikel PCC dikeringkan menggunakan *rotary dryer* (B-350), lalu *dimilling* menggunakan *ball mill* (C-360).

Untuk dapat mendirikan pabrik purifikasi biogas dari limbah pabrik asetilena menjadi biometana dan *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) diperlukan total modal investasi sebesar Rp 31.233.214.525,00 dengan estimasi hasil penjualan Rp 194.593.037.760,00 per tahun. Dari perhitungan analisis ekonomi didapatkan *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 15,84% per tahun, *Pay Out Time* (POT) selama 2,544 tahun, dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 59,54%.. Ditinjau dari aspek teknis dan ekonomis, pabrik ini layak untuk dilanjutkan ke tahap pembangunan.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kepada Tuhan yang Maha Esa karena atas kasih dan rahmat-Nya penyusunan “PRA DESAIN PABRIK PURIFIKASI BIOGAS PT. ENERO DENGAN KARBONASI MINERAL $Ca(OH)_2$ DARI LIMBAH PABRIK ASETILEN MENGGUNAKAN BUBBLE COLUMN REACTOR” ini dapat kami selesaikan.

Laporan tugas desain pabrik kimia ini ditulis sebagai salah satu persyaratan mahasiswa Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS guna memperoleh gelar sarjana. Tugas desain pabrik kimia ini kami susun berdasarkan aplikasi ilmu pengetahuan yang kami dapatkan selama masa perkuliahan, khususnya di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran Teknik Kimia FTIRS-ITS. Selama penyusunan laporan ini, kami banyak sekali mendapat bimbingan, dorongan, serta bantuan dari banyak pihak. Untuk itu, kami ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

Penulis mengucapkan terima kasih kepada pihak-pihak yang telah membantu dalam penyusunan laporan tugas pra desain pabrik ini, terutama kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng selaku Dosen Pembimbing I dan Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Bapak Dr. Kusdianto, ST., M.Eng selaku Dosen Pembimbing II atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
3. Kedua orang tua dan keluarga kami yang memberikan segalanya.
4. Teman-teman Mixing Crew di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran, terutama keluarga besar asetilena serta teman-teman Teknik Kimia FTIRS-ITS angkatan 2016, atas doa, semangat, perhatian dan kasih sayang selama ini.

Penulis menyadari bahwa laporan pra desain pabrik ini masih memiliki banyak kekurangan. Oleh karena itu kritik dan saran dari para pembaca sangat penulis harapkan sebagai upaya peningkatan kualitas dari laporan ini.

Surabaya, Februari 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

Halaman Judul		
Lembar Pengesahan		
Intisari.....	i	
Kata Pengantar	vi	
Daftar Isi.....	vii	
Daftar Gambar.....	x	
Daftar Tabel.....	xii	
BAB I PENDAHULUAN		
I.1 Latar Belakang	I-1	
BAB II BASIS DESAIN DATA		
II.1 Kapasitas Pabrik	II-1	
II.2 Lokasi Pabrik.....	II-2	
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-5	
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES		
III.1 Seleksi Proses	III-1	
III.2 Uraian Proses.....	III-50	
BAB IV NERACA MASSA		
IV.1 Neraca Massa	IV-1	
IV.2 Neraca Energi.....	IV-18	
BAB V SPESIFIKASI DAN HARGA ALAT		V-1

BAB VI ANALISIS EKONOMI	VI-1
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
VI.2 Utilitas	VI-9
VI.3 Analisis Ekonomi	VI-11
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	

DAFTAR GAMBAR

Gambar III.1 Diagram Proses Purifikasi Biogas	III-1
Gambar III.2 Kurva Kelarutan CO ₂ dalam Air	III-12
Gambar III.3 Proses Adsorpsi dengan <i>Pressure Swing</i>	III-14
Gambar III.4 Skema Biofiltrasi pada Trickle Filter	III-17
Gambar III.5 <i>Bubble Column Reactor</i>	III-19
Gambar III.6 Tipe <i>Bubble Column Reactor</i>	III-20
Gambar III.7 <i>Packed Bed Reactor</i>	III-21
Gambar III.8 <i>Fixed Bed Reactor</i>	III-23
Gambar III.9 <i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>	III-24
Gambar III.10 Diagram Kompresi Biogas	III-27
Gambar III.11 <i>Rotary Filter</i>	III-35
Gambar III.12 <i>Plate and Frame Filter</i>	III-35
Gambar III.13 Skema Pemilihan <i>Dryer</i>	III-44
Gambar III.14 Tipe-Tipe <i>Dryer</i>	III-46
Gambar III.15 Tipe-Tipe <i>Mill</i>	III-49

Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan VI-2

Gambar VI.2 Grafik BEP Pabrik Purifikasi Biogas dan Produsen
Precipitated Calcium Carbonate (PCC) dari Pengolahan Limbah
Asetilena VI-16

DAFTAR TABEL

Tabel II.1 Jumlah Penduduk Kabupaten Mojokerto Per Kecamatan	II-3
Tabel II.2 Jumlah Penduduk Kabupaten Mojokerto Menurut Rentang Usia	II-4
Tabel II.3 Komposisi Biogas dari PT Energi Argo Nusantara..	II-5
Tabel II.4 Spesifikasi Biogas dari PT Energi Agro Nusantara..	II-5
Tabel II.5 Komposisi Limbah Asetilena	II-6
Tabel II.6 Spesifikasi Limbah Asetilena	II-6
Tabel II.7 Karakteristik Komponen Limbah Asetilena	II-7
Tabel II.8 Komposisi <i>Compressed Biomethane Gas</i>	II-7
Tabel II.9 Spesifikasi <i>Compressed Biomethane Gas</i>	II-7
Tabel II.10 Spesifikasi PCC untuk Pabrik Kertas	II-8
Tabel II.11 Spesifikasi PCC	II-8
Tabel III.1 Properti Kimia Tanah Laterit di Halmahera	III-5
Tabel III.2 Komposisi Penyusun Limbah Asetilena	III-6
Tabel III.3 Perbandingan Performa Peralatan <i>Solid Liquid-Separation</i>	III-9
Tabel III.4 Kondisi Operasi dan Reaktor untuk Proses Purifikasi Biogas Menggunakan Bubble Column Reactor	III-20

Tabel III.5 Perbandingan Jenis-Jenis Reaktor	III-24
Tabel III.6 Perbandingan Jenis-Jenis Filter	III-37
Tabel III.7 Perbandingan Unit Penyimpanan PCC	III-41
Tabel III.8 Perbandingan Tipe-Tipe Conveyor	III-43
Tabel IV.1 Komposisi Biogas PT. Enero	IV-2
Tabel IV.2 Komposisi Limbah Asetilena	IV-2
Tabel IV.3 Neraca Massa <i>Laterite Soil Fixed Bed</i>	IV-3
Tabel IV.4 Neraca Massa <i>Mixer</i>	IV-4
Tabel IV.5 Neraca Massa <i>Clarifier</i>	IV-5
Tabel IV.6 Neraca Massa <i>Bubble Column Reactor I</i>	IV-6
Tabel IV.7 Neraca Massa <i>Bubble Column Reactor II</i>	IV-8
Tabel IV.8 Neraca Massa <i>Valve/Mixer D-310</i>	IV-9
Tabel IV.9 Neraca Massa <i>Silica Bed Adsorber I</i>	IV-9
Tabel IV.10 Neraca Massa Valve/Mixer Keluaran D-310A	IV-10
Tabel IV.11 Neraca Massa Silica Bed Adsorber 1 (D-310B)	IV-11
Tabel IV.12 Neraca Massa Flash Tank	IV-11
Tabel IV.13 Neraca Massa Valve/Mixer D-320A	IV-12

Tabel IV.14 Neraca Massa Silica Bed Adsorber D-320A	IV-13
Tabel IV.15 Neraca Massa Valve/Mixer Keluaran D-320A	IV-13
Tabel IV.16 Neraca Massa Silica Bed Adsorber D-320B	IV-14
Tabel IV.17 Neraca Massa Flash Tank D-324	IV-15
Tabel IV.18 Neraca Massa Thickener H-330.....	IV-15
Tabel IV.19 Neraca Massa Plate and Frame Filter Press	IV-16
Tabel IV.20 Neraca Massa Rotary Dryer B-350	IV-17
Tabel IV.21 Neraca Massa Cyclone H-352.....	IV-18
Tabel IV.22 Neraca Energi Compressor G-321	IV-18
Tabel IV.23 Neraca Energi Cooler E-112	IV-19
Tabel IV.24 Neraca Energi Compressor G-321	IV-19
Tabel IV.25 Neraca Energi Cooler E-212	IV-20
Tabel IV.26 Neraca Energi Mixer M-120	IV-20
Tabel IV.27 Neraca Energi Clarifier H-130.....	IV-20
Tabel IV.28 Neraca Energi Heater E-132	IV-21
Tabel IV.29 Neraca Energi <i>Bubble Column Reactor I</i>	IV-21
Tabel IV.30 Neraca Energi <i>Bubble Column Reactor II</i>	IV-22
Tabel IV.31 Neraca Energi Compressor G-311	IV-22

Tabel IV.32 Neraca Energi Heater E-312	IV-23
Tabel IV.33 Neraca Energi Cooler E-313	IV-23
Tabel IV.34 Neraca Energi Flash Tank D-314.....	IV-24
Tabel IV.35 Neraca Energi Compressor G-321	IV-24
Tabel IV.36 Neraca Energi Heater E-322	IV-24
Tabel IV.37 Neraca Energi Cooler E-323	IV-25
Tabel IV.38 Neraca Energi Flash Tank D-324	IV-25
Tabel IV.39 Neraca Energi CBG Stage I	IV-26
Tabel IV.40 Neraca Energi Intercooler I	IV-26
Tabel IV.41 Neraca Energi CBG Stage II	IV-27
Tabel IV.42 Neraca Energi Intercooler II	IV-27
Tabel IV.43 Neraca Energi CBG Stage III	IV-28
Tabel IV.44 Neraca Energi Intercooler III	IV-28
Tabel IV.45 Neraca Energi CBG Stage IV	IV-29
Tabel IV.46 Neraca Energi Aftercooler	IV-29
Tabel IV.47 Neraca Energi Thickener	IV-30
Tabel IV.48 Neraca Energi Plate and Frame Filter Press	IV-30

Tabel IV.49 Neraca Energi Heater E-351	IV-31
Tabel IV.50 Neraca Energi Rotary Dryer B-350.....	IV-31
Tabel IV.51 Neraca Energi Cyclone H-352	IV-32
Tabel IV.52 Neraca Energi CBG Stage I (Hysys).....	IV-33
Tabel IV.53 Neraca Energi Intercooler I (Hysys)	IV-33
Tabel IV.54 Neraca Energi CBG Stage II (Hysys)	IV-34
Tabel IV.55 Neraca Energi Intercooler II (Hysys).....	IV-34
Tabel IV.56 Neraca Energi CBG Stage III (Hysys).....	IV-35
Tabel IV.57 Neraca Energi Intercooler III (Hysys).....	IV-35
Tabel IV.58 Neraca Energi CBG Stage IV(Hysys).....	IV-36
Tabel IV.59 Aftercooler (Hysys).....	IV-36

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Energi merupakan kebutuhan pokok yang tidak dapat dipisahkan dari kehidupan manusia sehari-hari. Energi berperan penting dalam menggerakkan perekonomian suatu negara. Ketergantungan manusia terhadap energi membuat manusia tidak hanya berfokus dalam menggunakan energi dari bahan bakar fosil, namun juga berinovasi untuk menciptakan energi terbarukan. Dalam beberapa tahun terakhir, energi terbarukan semakin aktif dikembangkan karena ketersediaan bahan yang melimpah, relatif lebih murah, dan ramah lingkungan. Dari sekian banyak inovasi energi terbarukan yang telah dilakukan, salah satu energi terbarukan yang paling mudah dan murah didapatkan adalah biogas.

Biogas merupakan bahan bakar yang berasal dari bahan-bahan organik yang telah difermentasi oleh mikroorganisme pada kondisi anaerobik (tidak memerlukan oksigen). Bahan-bahan organik yang dapat diolah menjadi biogas adalah limbah organik dan kotoran hewan serta manusia. Secara umum, komposisi dari biogas adalah 50-75% metana, 25-50% karbon dioksida, 0-10% nitrogen, 0-1% hidrogen, 0-3% hidrogen sulfida, dan 0-0,5% oksigen.

Energi biogas cocok digunakan pada daerah pedesaan karena akses terhadap energi lainnya lebih terbatas. Di beberapa daerah pedesaan, biogas digunakan untuk kebutuhan rumah tangga, seperti memasak. Selain itu, biogas dapat digunakan sebagai sumber pembangkit tenaga listrik dan sebagai bahan bakar kendaraan bermotor karena polusinya lebih sedikit dibandingkan bahan bakar fosil dan lebih efisien.

Dibandingkan dengan energi terbarukan lainnya, biogas memiliki keunggulan seperti harga bahan baku relatif murah, teknologi yang digunakan tidak rumit sehingga biaya yang dibutuhkan tidak banyak, ketersediaan bahan baku biogas melimpah, ramah lingkungan karena tidak menimbulkan polusi yang banyak, dan dapat mengurangi penggunaan lahan untuk penampungan sampah karena sampahnya diolah menjadi biogas.

Meskipun memiliki beberapa keuntungan seperti yang telah disebutkan di atas, biogas juga memiliki beberapa kelemahan, yaitu pengembangan teknologi pengolahan biogas masih sedikit sehingga teknologi yang ada sekarang masih belum terlalu efisien, aplikasi energi biogas yang tidak luas karena belum mampu menggantikan penggunaan bahan bakar fosil secara menyeluruh, produk yang dihasilkan tidak stabil karena sebagian besar kandungannya merupakan metana yang dapat terbakar ketika bereaksi dengan oksigen, dan kandungan pengotor relatif masih banyak meskipun telah melalui beberapa tahap pemurnian.

Berdasarkan salah satu kelemahan biogas yang telah disebutkan yaitu kandungan *impurities* yang relatif banyak, yaitu CO₂ dan H₂S. Adanya kadar CO₂ yang tinggi pada biogas akan berdampak pada penurunan massa jenis dan nilai *heating value*, sedangkan gas H₂S bersifat korosif dan berbahaya. Apabila purifikasi biogas tidak dilakukan, maka nilai ekonomi biogas akan semakin rendah. Terdapat beberapa usaha yang dapat dilakukan untuk meminimalisir kandungan pengotor tersebut, sehingga dapat digunakan semaksimal mungkin dan bernilai ekonomi tinggi. Salah satu metode yang dapat dilakukan untuk mengurangi pengotor pada biogas adalah dengan mereaksikan biogas tersebut dengan air (*water scrubbing*), NaOH, FeSO₄, dan larutan

Ca(OH)_2 . Senyawa yang paling umum digunakan dalam purifikasi biogas adalah larutan Ca(OH)_2 . Senyawa ini digunakan karena ketersediannya yang melimpah dan mudah ditemukan, serta dapat bereaksi dengan karbondioksida yang menghasilkan CaCO_3 dan senyawa CaCO_3 tersebut dapat dimanfaatkan lagi. Senyawa Ca(OH)_2 didapatkan dari limbah produksi asetilena, sehingga limbah tersebut tidak langsung dibuang, tetapi dapat dimanfaatkan lagi dalam proses purifikasi biogas. Terdapat beberapa pabrik penghasil asetilena yang tersebar di hampir seluruh pulau-pulau besar di Indonesia. Hal tersebut mendukung dalam proses purifikasi biogas di Indonesia.

Berdasarkan penjelasan di atas, hal-hal inilah yang mendasari pembuatan tugas pra-desain pabrik dengan judul “Purifikasi Biogas PT Enero dengan Karbonasi Mineral Ca(OH)_2 dari Limbah Pabrik Asetilen Menggunakan Bubble Column Reactor”.

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas Pabrik

Pada saat ini, produksi biogas di Indonesia belum optimal. Hal ini dikarenakan biogas belum umum digunakan oleh sebagian besar masyarakat Indonesia, sehingga ketersediaan pabrik pembuatan biogas masih sedikit. Salah satu perusahaan penghasil biogas terbesar di Indonesia adalah PT Energi Agro Nusantara (PT Enero). PT Enero memproduksi biogas sebesar 24.000 m³ tiap harinya. Sedangkan, untuk limbah asetilena yang berupa Ca(OH)₂ padat diperoleh dari produksi asetilen yang cukup melimpah.

Indonesia saat ini masih bergantung terhadap energi bahan baku fosil dan masih menjadi *net oil importer*, sehingga pada tahun 2017 Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral menargetkan adanya produksi biogas sebesar 489,8 juta m³ tiap tahunnya dimulai pada tahun 2025 untuk menunjang memenuhi kebutuhan energi baru terbarukan sebesar 45 GW pada tahun 2025. Hal ini diterapkan sebagai bentuk kontribusi program penurunan gas rumah kaca pada tahun 2030 sebesar 314 juta ton dan sebagai pendorong ekonomi hijau yang dicanangkan oleh pemerintah. Maka dari itu, untuk memenuhi kebutuhan energi baru terbarukan pabrik kami akan memenuhi sebesar 1,62% dari kebutuhan biogas total. Apabila biogas yang sudah dipurifikasi digunakan sepenuhnya untuk pemenuhan kebutuhan energi, maka nilai *heating value* dari biogas tersebut dapat diperkirakan sebesar 43,56 GW per tahunnya (dengan menggunakan nilai *lower heating value* sebesar 5,5 kWh/Nm³). Dari hasil kalkulasi di atas, pabrik kami dapat menyediakan biogas terpurifikasi yang dapat digunakan secara maksimal untuk kebutuhan masyarakat Indonesia.

Sehingga dalam pendirian pabrik ini akan diintegrasikan dengan PT Enero dengan kapasitas yang sama dengan PT Enero. Berikut ini adalah kapasitas pabrik secara detail :

- Waktu Operasi : 330 hari kerja/tahun
- Waktu Kerja : 24 jam/hari

- *Feed* Biogas : 9.490 ton/tahun (1000 Nm³/jam)
- *Feed* Limbah Asetilen : 8.190 ton/tahun
- Kapasitas Produksi CBG : 3.855 ton/tahun
- Kapasitas Produksi PCC : 12.540 ton/tahun

II.2 Lokasi Pabrik

Pada proses purifikasi biogas ini, sumber bahan baku utama yaitu biogas didapatkan langsung dari PT Energi Agro Nusantara (PT Enero) yang berlokasi di Jalan Raya Gempol Kerep, Kecamatan Gedek, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur. Sedangkan, limbah asetilena yang digunakan didapatkan dari pabrik asetilena yang berada di Sidoarjo dan Gresik. Karena biogas langsung terintegrasi dari PT Enero, maka pabrik purifikasi biogas ini didirikan di Kecamatan Gedek, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur.

Terdapat beberapa faktor pendukung untuk mendukung pertimbangan atas pendirian pabrik di lokasi tersebut, yaitu:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama berupa biogas dapat dialirkan melalui pipa dari tangki digester untuk selanjutnya disuplai ke pabrik purifikasi biogas untuk menghilangkan kandungan karbondioksida dan hidrogen sulfida. Apabila pendirian pabrik purifikasi ini tidak mendekati lokasi pabrik produksi biogas, maka biaya yang dikeluarkan untuk transportasi biogas akan semakin tinggi. Hal ini dikarenakan biogas perlu dikompresi menjadi *liquefied biogas* agar dapat dipindahkan. Kompresi biogas ini tentu akan menambah kerumitan proses karena biogas yang sudah dikompresi harus dikembalikan ke fasa gas lagi agar dapat dipurifikasi menggunakan *bubble column reactor*. Hal ini menyebabkan kenaikan harga jual biogas dan *operating cost*.

2. Ketersediaan Tenaga Kerja

Dalam pengoperasian pabrik dibutuhkan tenaga kerja yang melimpah dan berkualitas. Kecamatan Gedeg

memiliki jumlah penduduk terbanyak ke-10 di Kabupaten Mojokerto, yaitu sebanyak 59.844 orang, seperti yang ditunjukkan pada Tabel 2.1. Selain itu, jumlah penduduk usia produktif (15-64 tahun) di Kabupaten Mojokerto sebanyak 799.557 orang (sekitar 70% dari jumlah penduduk total) seperti yang ditunjukkan pada Tabel 2.2, sehingga pendirian pabrik purifikasi biogas ini berada pada lokasi yang tepat karena lebih banyak penduduk pada usia produktif, sehingga sumber daya manusia cukup. Selain itu, Kabupaten Mojokerto berdekatan dengan kota-kota besar lainnya, seperti Surabaya, Sidoarjo, dan Gresik yang dapat menunjang sumber daya manusia, administrasi, dan kebutuhan lainnya.

Tabel II.1 Jumlah Penduduk Kabupaten Mojokerto Per Kecamatan Bulan Desember Tahun 2017

No.	Kecamatan	Jumlah Penduduk	No.	Kecamatan	Jumlah Penduduk
1	Jetis	87151	10	Gedeg	59844
2	Ngoro	83652	11	Pacet	59738
3	Mojosari	80378	12	Dlanggu	57300
4	Pungging	79031	13	Dawarblandong	53131
5	Puri	77653	14	Bangsar	52547
6	Trowulan	76363	15	Mojoanyar	50591
7	Sooko	74417	16	Jatirejo	44528
8	Kutorejo	66375	17	Gondang	43930
9	Kemlagi	60341	18	Trawas	31292

Tabel II.2 Jumlah Penduduk Kabupaten Mojokerto Menurut Rentang Usia Pada Bulan Desember Tahun 2017

No.	Rentang Usia	Jumlah Penduduk	No.	Rentang Usia	Jumlah Penduduk
1	0 – 4	75340	9	40 – 44	85063
2	5 – 9	89537	10	45 – 49	91696
3	10 – 14	87259	11	50 – 54	78728
4	15 – 19	90605	12	55 – 59	64511
5	20 – 24	85896	13	60 – 64	45618
6	25 – 29	81282	14	65 – 69	32094
7	30 – 34	87147	15	70 – 74	22712
8	35 – 39	89011	16	>75	31762

3. Ketersediaan Utilitas

Kabupaten Mojokerto dilewati oleh aliran Sungai Brantas. Sungai Brantas merupakan sungai terpanjang kedua di Pulau Jawa setelah Sungai Bengawan Solo. Sungai Brantas bermata air di Desa Sumber Brantas, Kecamatan Bumiaji, Kota Batu, lalu mengalir ke Kabupaten Mojokerto. Di Kabupaten Mojokerto, sungai ini bercabang dua menjadi Kali Mas dan Kali Porong. Sungai Kali mas mengalir ke arah Surabaya, sedangkan Sungai Kali Porong mengalir ke arah Porong, Kabupaten Sidoarjo. Hal ini menandakan lokasi pabrik purifikasi biogas ini cukup strategis karena air digunakan untuk keperluan proses maupun sanitasi.

4. Aksesibilitas

Dilihat dari posisi geografis, Kabupaten Mojokerto merupakan wilayah yang potensial untuk pengembangan industri karena kemudahan akses transportasi udara (sekitar 46-47 km dari Bandara Juanda), transportasi laut (sekitar 50 km dari Pelabuhan Tanjung Perak dan

Pelabuhan Gresik), dan transportasi darat karena adanya pembangunan Tol Sumo (Surabaya-Mojokerto).

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Spesifikasi Bahan Baku

II.3.1.1 Biogas

Biogas merupakan bahan baku utama yang didapat dari PT Energi Agro Nusantara (PT Enero) sebelum dipurifikasi. Komposisi biogas dari PT Enero adalah sebagai berikut:

Tabel II.3 Komposisi Biogas dari PT Energi Agro Nusantara

Komposisi	% mol
CH ₄	61
CO ₂	38
H ₂ S	1

Untuk spesifikasi biogas, sifat-sifat fisik dan kimianya adalah sebagai berikut:

Tabel II.4 Spesifikasi Biogas dari PT Energi Agro Nusantara

Sifat	Nilai
Tekanan	1 atm
Suhu	0°C
Debit	1000 Nm ³ /h
Berat Molekul	28,01 g/gmol
Viskositas	1,159 x 10 ⁻² cP
Densitas	1,204 kg/m ³

(didapatkan dari simulasi ASPEN Hysys)

II.3.1.2 Limbah Asetilena

Limbah asetilena digunakan untuk purifikasi biogas dengan mengambil kandungan CaO di dalam limbah, sehingga dapat menghilangkan kandungan CO₂ dan H₂S.

Tabel II.5 Komposisi Limbah Asetilena

Komposisi	Konsentrasi (%)
Al ₂ O ₃	0,61
SiO ₂	0,94
SO ₃	0,3
CaO	95,37
Fe ₂ O ₃	0,48
Y ₂ O ₃	0,25
MoO ₃	2,1

Untuk spesifikasi limbah asetilena, sifat-sifat fisik dan kimianya adalah sebagai berikut:

Tabel II.6 Spesifikasi Limbah Asetilena

Sifat	Nilai
Specific Gravity	2,92
BET Surface Area	7,05 m ² /g
Ukuran Partikel	9,05 μm

Tabel II.7 Karakteristik Komponen Limbah Asetilena

Komposisi	Larut dengan H₂O	Kelarutan pada H₂O	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 ₂ O ₃	Tidak	-	2030°C
MoO ₃	Ya	1 g/L pada 25°C	795°C
Y ₂ O ₃	Tidak	-	2439°C
Fe ₂ O ₃	Tidak	-	1390°C

(pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

II.3.2 Spesifikasi Produk

II.3.2.1 *Purified Biogas*

Biogas yang telah dipurifikasi akan menghasilkan gas biometana dengan spesifikasi sifat fisika sebagai berikut:

Tabel II.8 Komposisi *Compressed Biomethane Gas*

Komposisi	% mol
CH ₄	95,97
CO ₂	4,02
H ₂ O	0,01

Tabel II.9 Spesifikasi *Compressed Biomethane Gas* (CBG)

Sifat	Nilai
Suhu	28°C
Tekanan	200 bar
Massa Jenis	171 kg/m ³

Viskositas	$2,04 \times 10^{-2}$ cP
Entalpi	$-9,07 \times 10^{-4}$ kJ/kmol
Debit	1,518 m ³ /h

(didapatkan dari simulasi ASPEN Hysys)

II.3.2.2 Precipitated Calcium Carbonate (PCC)

Berikut ini adalah spesifikasi PCC yang harus dipenuhi sehingga PCC dapat digunakan:

Tabel II.10 Spesifikasi *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) untuk Pabrik Kertas

Sifat	Nilai
Kemurnian	97,94 – 99,3 %
Densitas	2,7 g/cm ³
Ukuran Partikel	0,4 – 2 μm
Specific Surface Area (BET)	4 – 11 m ² /g
Derajat <i>Brightness</i>	>93%

(Fitriani, dkk. 2017)

Sedangkan hasil kemurnian PCC yang diperoleh pada pabrik ini adalah :

Tabel II.11 Spesifikasi *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC)

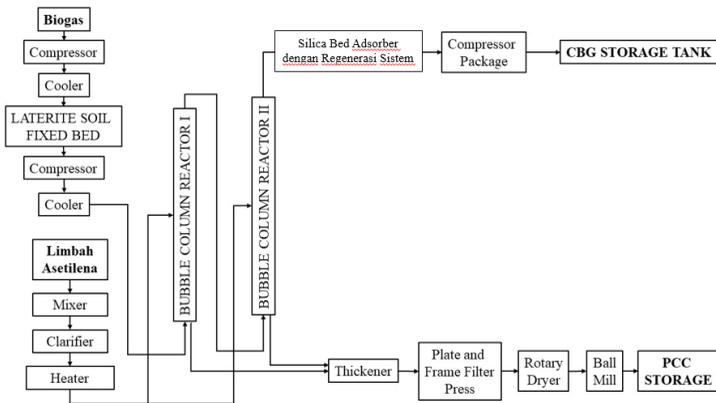
Komposisi	% massa
CaCO ₃	99
H ₂ O	1

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Seleksi Proses

Dalam perancangan pabrik purifikasi biogas PT Enero dengan karbonasi mineral $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dari limbah pabrik asetilena menggunakan *bubble column reactor* perlu dilakukan pemilihan proses yang tepat agar operasi berlangsung efektif dan efisien. Secara garis besar, biogas yang telah disiapkan pada tangki digester direaksikan dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dalam unit purifikasi untuk memperoleh *biomethane* dengan kadar yang tinggi, yaitu sekitar 98%-99%. Setelah itu, produk samping yang berupa kalsium karbonat (PCC) diolah lagi agar dapat dimanfaatkan dalam dunia industri.



Gambar III.1 Diagram Proses Purifikasi Biogas

III.1.1 Pre-Treatment Biogas

Pre-treatment biogas bertujuan untuk menghilangkan kandungan H_2S dari dalam biogas. Terdapat tiga proses

dalam tahap pre-treatment ini, yaitu proses kompresi biogas, pendinginan biogas, dan proses penghilangan gas H₂S. Sebelum gas H₂S dihilangkan, biogas perlu dikompresi terlebih dahulu dari tekanan 1 bar ke 2 bar. Hal ini bertujuan untuk menyesuaikan dengan *pressure drop* pada adsorber menggunakan tanah laterit saat proses penghilangan H₂S. Selanjutnya, biogas harus terlebih dahulu diturunkan suhunya, karena kenaikan tekanan pada biogas juga meningkatkan suhu biogas secara drastis. Selain itu, suhu biogas juga harus disesuaikan sehingga sesuai dengan keadaan operasi yang optimum pada adsorber. Penurunan suhu dilakukan dari 93,3°C ke 45°C. Kemudian, tahapan terakhir pada proses pre-treatment biogas adalah penghilangan gas H₂S. Hal ini perlu dilakukan karena gas H₂S bersifat toksik dan korosif, sehingga dapat mengganggu proses purifikasi biogas pada pabrik secara keseluruhan dan dapat membahayakan pekerja di pabrik. Terdapat beberapa metode yang dapat dilakukan untuk menghilangkan gas H₂S, antara lain:

1. Proses Oksidasi

Penghilangan kadar H₂S dari biogas dapat dilakukan dengan cara oksidasi. Udara sebanyak 3-6% dari jumlah biogas yang dihasilkan dikontakkan dengan biogas pada *bioreactor*. Reaksi kimia untuk proses ini adalah:



2. Proses Pengapuran

Proses desulfurisasi biogas dapat diaplikasikan dengan menggunakan padatan atau *slurry* Ca(OH)₂. Jika biogas lebih banyak mengandung CO₂, penghilangan H₂S menggunakan kapur lebih susah dilakukan karena CO₂ lebih cepat bereaksi dengan

kapur dibandingkan H₂S. Selain itu, Ca(HCO₃)₂ yang terbentuk pada proses ini dapat bereaksi dengan Ca(SH)₂ dan melepaskan H₂S lagi.

3. Reaksi dengan Larutan Natrium

Terdapat beberapa larutan natrium yang dapat digunakan, antara lain NaOH dan Na₂CO₃. Reaksi antara H₂S dan NaOH adalah sebagai berikut:



Sedangkan, reaksi antara H₂S dengan larutan natrium karbonat yang menghasilkan senyawa natrium hidrosulfat adalah sebagai berikut:



(Shah, et.al. 2016)

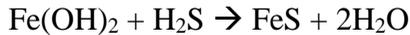
4. Adsorpsi dengan Besi

Adsorpsi adalah kemampuan senyawa (solid) untuk menyerap senyawa lain, baik itu berupa gas maupun liquid. Solid yang menyerap atau mengadsorpsi disebut dengan adsorben, sedangkan senyawa (liquid dan gas) yang terserap disebut dengan adsorbat. Jenis senyawa yang sering digunakan sebagai adsorben antara lain: arang (karbon), besi, dan silica gel. Adsorpsi sendiri terbagi menjadi dua jenis, yaitu adsorpsi secara fisik dan kimia. Pada adsorpsi kimia, kondisi suhu yang digunakan tinggi, prosesnya cenderung lebih lambat dan membutuhkan energi aktivasi.

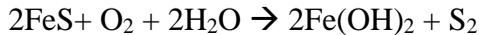
(Britannica.com)

Material besi dapat ditemukan pada tanah dan mineral alami. Material ini dapat digunakan untuk menghilangkan kandungan H₂S pada biogas dengan cara menempatkan pada vessel tertutup. Biogas yang akan dipurifikasi masuk melalui bagian dasar vessel melewati material besi sebagai *adsorbing*

agent dan gas yang telah terpurifikasi keluar dari bagian atas. Reaksi kimia proses adsorpsi ini adalah sebagai berikut:



Adsorben yang telah terikat dengan sulfida juga dapat diregenerasi dengan cara mengontakkan dengan oksigen pada udara. Proses regenerasi dilakukan dengan tujuan agar adsorben dapat digunakan untuk proses adsorpsi selanjutnya. Reaksi regenerasi dengan oksigen adalah sebagai berikut:



(Shah, et.al. 2016)

Salah satu adsorben yang dapat digunakan pada penghilangan gas H_2S adalah tanah laterit (tanah merah). Tanah laterit adalah jenis tanah yang kaya akan kandungan besi dan aluminium, serta sering dijumpai pada daerah-daerah tropis, seperti Indonesia dan India. Karakteristik tanah laterit yang paling utama adalah berwarna merah, sehingga sering disebut sebagai tanah merah. Tanah laterit terbentuk akibat adanya oksidasi dan *leaching*. Tanah laterit biasanya mengandung silika dengan kandungan yang rendah. Ukuran optimum yang dapat dicapai tanah laterit agar dapat dilakukan untuk proses adsorpsi H_2S adalah 6 mesh hingga 21 mesh. Beberapa keuntungan dari penggunaan adsorben tanah laterit adalah:

- a. Suhu optimum operasi pada suhu ruang
- b. Tanah laterit mudah didapatkan karena ketersediaan yang melimpah di Indonesia mencapai 1,39 miliar metric ton)
- c. Harga jual tidak mahal
- d. Dapat menghilangkan 0,3 kg H_2S /hari sampai 500 kg H_2S /hari

- e. Efisiensi penghilangan H_2S yang dapat dicapai adalah $>99\%$

(Ryckebosch, et.al. 2011)

Kandungan tanah laterit dengan kandungan besi paling banyak di Indonesia terdapat di Kepulauan Halmahera, Maluku. Terdapat tiga lokasi yang diteliti karakteristik tanah lateritnya, yaitu Subaim (LH1), Buli (LH2), dan Maba (LH3). Berikut ini merupakan tabel senyawa penyusun tanah laterit di Halmahera:

Tabel III.1 Properti Kimia Tanah Laterit di Kepulauan Halmahera

Elemen (%)	Ferro Laterite Soil		
	LH1	LH2	LH3
MgO	2,33	0,83	1,28
Al ₂ O ₃	4,41	5,78	8,45
SiO ₂	12,58	2,28	3,71
K ₂ O	0,1		
TiO ₂	0,08		
FeO	80,5	86,55	84,88
SO ₃		1,05	
CaO		0,25	
MnO		0,24	
NiO		2,78	1,38

(Saing, Z.et.al. 2016)

Berdasarkan Tabel III.1, kandungan besi pada tanah laterit di Kepulauan Halmahera jauh lebih tinggi dibandingkan di daerah lain di Indonesia. Di Jawa Timur, kandungan laterit soil didominasi oleh kuarsa (SiO₄) dan opak (SiO₂.nH₂O), sehingga tidak dapat digunakan pada proses adsorpsi gas H₂S.

(Prasetyo, B.H. 2009)

Selain itu, kandungan tanah laterit dari negara lain seperti Malaysia, India, dan Afrika Tengah juga tidak memiliki kandungan besi yang tinggi seperti di Halmahera. Di Malaysia, kandungan besi pada tanah laterit hanya sebesar 35,53% (Latifi et.al. 2013), di India, kandungan besinya sebesar 52,05% (Pal, et.al. 2007), dan di Afrika Tengah, kandungan besi tertinggi hanya mencapai 44,43% (Kamtchueng, et.al. 2015).

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka proses penghilangan gas H₂S yang dipilih adalah dengan adsorpsi menggunakan tanah laterit yang didapatkan dari Kepulauan Halmahera, Maluku.

III.1.2 Pre-Treatment Limbah Asetilena

Senyawa kalsium oksida yang diperoleh dari limbah pabrik produsen gas asetilena. Penggunaan limbah pabrik asetilena bertujuan untuk pemanfaatan limbah menjadi salah satu bahan baku untuk proses purifikasi biogas, sehingga tidak terbuang sia-sia.

Limbah asetilena memiliki kadar CaO sebesar 95,37% dan sisanya merupakan *impurities* yang berupa Al₂O₃, SiO₂, SO₃, Fe₂O₃, Y₂O₃, dan MoO₃. Komposisi penyusun limbah asetilena adalah sebagai berikut:

Tabel III.2 Komposisi Penyusun Limbah Asetilena

Senyawa	Konsentrasi (%)	Ukuran Partikel
Al ₂ O ₃	0,61	0,3 – 12 μm
SiO ₂	0,94	262 – 464 nm
SO ₃	0,3	0,04 – 0,1 nm
CaO	95,37	0,1 – 2 mm
Fe ₂ O ₃	0,48	2,1 – 58,5 nm

Y ₂ O ₃	0,25	18,44 – 21,67 nm
MoO ₃	2,1	50 - 200 μm

(Lita, dkk. 2018)

Kondisi CaO pada limbah asetilena berfasa padat dengan diameter partikel sebesar 9,05 mikron dan memiliki luas permukaan sebesar 7,05 m²/g. Dalam persiapan CaO agar dapat digunakan pada purifikasi ini, maka diperlukan *treatment* yang sesuai, sehingga CaO pada limbah asetilena dapat dimanfaatkan sebaik mungkin. Untuk memisahkan CaO dari *impurities* lainnya, maka tahap-tahap yang perlu dilakukan adalah melarutkan limbah asetilena di dalam air pada *mixer* sehingga menghasilkan *slurry* Ca(OH)₂ dengan kandungan pengotor yang masih terikut.

Pengaduk yang digunakan bertipe aksial, karena pengaduk aksial efektif digunakan untuk proses pencampuran dan pada suspensi solid dalam liquid, sedangkan pengaduk radial lebih efektif digunakan untuk dispersi gas-liquid dan liquid-liquid. Selain itu, pengaduk radial cocok digunakan untuk level liquid yang rendah, sehingga tidak sesuai dengan tangki penyimpanan *slurry* Ca(OH)₂ yang liquid levelnya tinggi. Tipe pengaduk yang digunakan adalah propeller atau turbine karena viskositas larutan yang rendah karena perbandingan air : CaO adalah 1000 : 1,2.

Pada proses agitasi terdapat beberapa pilihan pengaduk atau agitator. Berikut ini adalah berbagai macam jenis agitator:

1. *Three-Blade Propeller Agitator*

Pengaduk jenis ini sering digunakan pada berbagai macam industri. Bentuknya hamper sama dengan propeller yang digunakan pada kapal. Untuk

pemasangan, pengaduk tipe ini dapat dipasang di sisi kanan atau kiri tangki (side-entry) atau dapat juga diletakkan pada tangki terbuka tepat di tengah tangki. Kecepatan yang umum digunakan biasanya berkisar antara 400 sampai 1750 rpm dan digunakan pada liquid dengan viskositas rendah atau encer. Sedangkan, pola aliran yang biasanya ditimbulkan adalah pola tipe aksial.

2. *Paddle Agitator*

Paddle agitator biasanya digunakan dengan kecepatan rendah antara 20 sampai 200 rpm. Biasanya diperlukan 2 dan 4 blade pada paddle agitator. Kekurangan jenis pengaduk tipe ini adalah kurang efektif pada pencampuran suspended solid, dan merupakan tipe pengaduk dengan efisiensi rendah. Biasanya digunakan pada pengadukan cat dan kosmetik.

3. *Turbine Agitator*

Turbine agitator digunakan pada liquid dengan viskositas yang beragam dan digunakan pada kecepatan tinggi. Biasanya pengaduk tipe ini memiliki 4 dan 6 blades yang dilengkapi dengan disc. Pada blade yang datar pola aliran yang dihasilkan adalah radial. Turbine agitator juga cocok digunakan untuk suspended solid karena efisiensinya tinggi.

4. *Hellical Ribbon Agitator*

Pengaduk tipe ini digunakan pada liquid dengan viskositas yang beragam namun dioperasikan pada kecepatan rendah pada NRE laminar.

(Geankoplis,1993)

Tabel III.3 Perbandingan Performa Peralatan Pemisahan Solid-Liquid

	Product Parameters			Feed Conditions Favoring Use			Equipment Characteristics			Direct Costs		
	Solids in Liquid Product	Liquid in Solid Product	Wash* Possibilities	Solids Concentration	Solids Density	Particle Size	Power	Space	Holdup	Initial	Operating	Maintenance
Filtration												
Vacuum drum filter	F	G	E ^d	high to med.	—	medium	high	medium	medium	high	high	medium
Disc filters	F	G	P to F	medium	—	fine	high	medium	medium	med. to high	high	medium
Horizontal filter	F	G	G to E ^d	high to med.	—	coarse	high	medium	medium	medium	high	medium
Precoat filter	E	P ^{**}	P to F ^{**}	very low	—	slimy	high to med.	medium	medium	high	very high	medium
Leaf (Kelly) filter	G to E ^d	F	F to G	low	—	fine, slimy	med. to low	medium	medium	medium	very high	medium
Sedimentation												
Thickener	G to E	P	P	medium	dense	medium	low	very high	very high	med. to low	low	very low
Clarifier	G	P	very P	low	med. dense	medium	very low	very high	very high	med. to low	low	very low
Classifier	P	P	P to F	medium	dense	coarse	low	high	high	med. to low	low	low
Centrifugation												
Disc	F to G	P	P	low to med.	medium	fine	high	low	low	high	high	high
Solid bowl	P	F	P to F	med. to high	medium	med. to fine	high	low	low	med. to high	high	high
Basket	P to F	E	E ^d	high	—	coarse	high	low	low	medium	high	high
Liquid cyclones												
Large	P	P to F	P	low to med.	high	medium	med. to low	low	low	very low	medium	high
Small multiple	P to F	P	very P	low	med. to high	fine	med. to low	low	low	very low	medium	medium
Screens	P	P to F	P	med. to high	—	coarse to med.	low	very low	very low	very low	medium	med. to high
Ultrafiltration	E	P to F	P	low	—	very fine	med. to high	high	high	high	high	very high

*P = Poor, F = Fair, G = Good, E = Excellent. Decantation wash always possible. ^dDisplacement wash feasible. ^{**}Solids product contaminated by precoat material. (Purchas, 1961; Walas, 1988).

(Walas, et.al. 2005)

Proses selanjutnya yaitu pemisahan antara *slurry* Ca(OH)₂ dengan kandungan pengotornya. Tabel III.3 ditampilkan untuk membantu seleksi proses peralatan pemisahan solid-liquid. Ukuran partikel penyusun limbah asetilena tergolong sangat kecil (*fine particles*), kecuali CaO, seperti yang ditunjukkan pada Tabel III.2. Berdasarkan Tabel III.3, terdapat lima alat yang dapat digunakan untuk pemisahan *fine particles*, yaitu:

- Disc filters* dengan keuntungan proses pemisahan terjadi dengan baik, tetapi biaya investasi dan perawatan tinggi, serta biaya perawatan yang lumayan tinggi.
- Clarifier* dengan keuntungan biaya investasi, perawatan, dan perawatan yang rendah, tetapi pemisahan tidak terlalu baik dan memakan banyak tempat. Tetapi, clarifier dapat digunakan untuk kapasitas liquid yang tinggi.

- c. *Disc centrifugal* dengan proses pemisahan yang tidak baik dan biaya tinggi.
- d. *Liquid cyclone* yang disusun seri dengan proses pemisahan yang tidak baik dan biaya perawatan yang lumayan tinggi, tetapi biaya investasi dan perawatan rendah.
- e. *Ultrafiltration* dengan proses pemisahan yang sangat baik, tetapi biayanya sangat tinggi.

Berdasarkan pertimbangan biaya dan proses pemisahan yang baik, maka proses pemisahan antara *slurry* $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan pengotor limbah asetilena dilakukan dengan menggunakan clarifier, di mana *slurry* $\text{Ca}(\text{OH})_2$ menjadi overflow dan pengotor lainnya yang tidak larut menjadi underflow.

Setelah melalui proses pemisahan, *slurry* $\text{Ca}(\text{OH})_2$ langsung direaksikan dengan biogas di dalam Bubble Column Reactor.

(Paul, et.al. 2004)

Sebelum dialirkan ke dalam reaktor purifikasi biogas, suhu *slurry* perlu dinaikkan untuk menyesuaikan dengan kondisi operasi di dalam reaktor, yaitu dari 28°C menuju 45°C .

III.1.3 Purifikasi Biogas

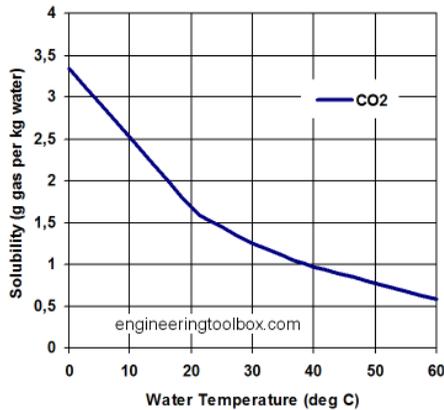
Unit purifikasi biogas merupakan unit utama pada pabrik ini, di mana kandungan karbon dioksida (CO_2) perlu dihilangkan dengan cara direaksikan dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ membentuk CaCO_3 yang dapat diolah lebih lanjut lagi, sehingga dapat digunakan lagi seperti pada industri kertas dan farmasi. Teknologi purifikasi biogas beragam dari yang paling sederhana hingga ke proses yang lebih kompleks serta membutuhkan senyawa lain agar dapat terpurifikasi dengan

sempurna. Metode-metode purifikasi biogas antara lain: absorpsi secara fisik maupun kimia, pemisahan dengan menggunakan membran, adsorpsi pada keadaan depresurisasi, dan direaksikan dengan senyawa tertentu seperti $\text{Ca}(\text{OH})_2$ pada jenis reaktor tertentu seperti *fixed bed reactor*, *continuous stirred tank reactor*, dan *bubble column reactor*.

III.1.3.1 Absorpsi Fisik

Pada metode absorpsi fisik, terjadi transfer massa *solute* dari fase gas ke pelarut berfase cair tanpa terjadinya reaksi kimia. Karena solubilitas gas dalam zat cair berbanding lurus dengan tekanan dan berbanding terbalik dengan suhu, maka kondisi operasi optimal dalam kolom absorpsi adalah pada tekanan tinggi dan suhu rendah. Umumnya, metode ini dipilih apabila tekanan parsial CO_2 melebihi 35 bar. Pada absorpsi fisik, pelarut yang umumnya digunakan adalah air, metanol, dan propilen karbonat. Penggunaan air sebagai pelarut sangat umum digunakan dan hampir 41% industri menggunakan air sebagai pelarut karena harganya yang lebih murah dan mudah didapatkan.

Pada air, kelarutan CO_2 lebih tinggi saat suhunya rendah dan kelarutan akan berkurang seiring dengan kenaikan suhu, seperti yang ditunjukkan pada Gambar III.1.



Gambar III.2 Kurva Kelarutan CO₂ dalam Air

(Engineering ToolBox. 2008)

Absorpsi dilakukan pada tekanan 6-10 bar menggunakan *packed column* menggunakan jenis *packing Pall* atau *Raschig* dan menggunakan aliran *countercurrent* agar gas *liquid mass transfer* dapat berjalan secara maksimal.

(Awe, et.al. 2018)

Metode ini cenderung ekonomis karena memiliki biaya modal dan operasi yang relatif rendah, karena absorpsi tidak memerlukan panas tambahan, sehingga energi hanya diperlukan untuk siklus *recycle* pelarut. Selain itu, biaya operasi untuk meregenerasi pelarut juga rendah. Terdapat tiga opsi untuk meregenerasi pelarut, yaitu *pressure reduction*, *inert gas stripping*, dan *thermal regeneration*. Proses *pressure reduction* dan *inert gas stripping* hanya membutuhkan energi yang sedikit, sedangkan *thermal regeneration* memang membutuhkan lebih banyak energi dibandingkan kedua proses tersebut. Akan tetapi, energi yang dikonsumsi untuk *thermal regeneration* masih lebih sedikit jika dibandingkan dengan regenerasi pelarut pada metode

absorpsi kimia. Kerugian metode ini yaitu kurang baik untuk mengurangi kandungan H_2S sehingga sulit memenuhi spesifikasi produk.

(Zhenhong, et.al. 2014)

III.1.3.2. Absorpsi Kimia dengan Amina

Umumnya pelarut yang digunakan untuk menyerap CO_2 adalah senyawa alkaloamine yaitu amine dengan gugus -OH yang melekat pada gugus hidrokarbon sehingga volatilitasnya berkurang, contohnya seperti monoethanolamine (MEA), diglycoamine (DGA), diethanolamine (DEA), dan methyldiethanolamine (MDEA). Penggunaan amine sebagai pelarut umumnya diencerkan dengan air hingga kira-kira 10-65 % wt.

(Kidnay & Parrish, 2006)

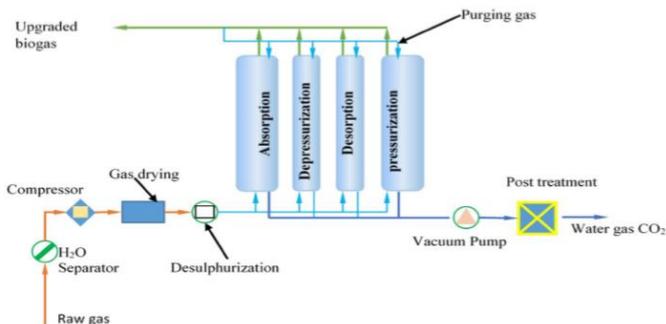
Dalam hal ini, biogas akan disuplai dari bagian bawah kolom absorpsi dan mengalami kontak dengan pelarut secara *counter-current* untuk memaksimalkan transfer massa antara kedua fluida tersebut. Pada proses ini, mekanisme pengurangan kandungan *acid gas* berlangsung dalam dua tahap, yaitu absorpsi secara fisik lalu diikuti dengan reaksi kimia dengan CO_2 dengan pelarut amina. Kondisi operasi dalam kolom absorpsi umumnya bertekanan tinggi. Hal ini didasarkan pada pernyataan dalam Hukum Henry, di mana solubilitas gas dalam zat cair berbanding lurus dengan tekanan gas. Dengan demikian, pada tekanan tinggi, solubilitas gas dalam zat cair juga tinggi sehingga mudah terlarut dalam zat cair. Selain itu, kondisi suhu dalam kolom absorpsi juga umumnya rendah karena solubilitas gas dalam zat cair berbanding terbalik dengan suhu. Suhu tinggi menyebabkan meningkatnya energi kinetik sehingga molekul-molekul gas bergerak lebih cepat sehingga sulit terlarut dengan zat cair.

Sistem amina merupakan salah satu metode *acid gas removal* yang paling banyak dikenal dan mampu mengurangi kandungan *acid gas* hingga tingkat ppm, namun memerlukan energi tinggi pada proses regenerasi amina. Oleh karena itu, metode ini cenderung membutuhkan biaya operasi yang tinggi. Selain itu, ada kemungkinan terjadinya *solvent loss* pada saat proses *recovery*.

(Kidnay & Parrish, 2006)

III.1.3.3. *Pressure Swing Adsorption*

Pada proses ini, adsorpsi terjadi pada *packed column* yang vertikal dengan adsorben di bawah kondisi depresurisasi dan desorpsi. Pada metode ini, biogas dilewatkan pada kolom depresurisasi dan adsorben seperti *activated carbon* dan *silica gel* menyerap gas CO₂ secara *irreversible*. Hasil kadar biomethane yang diperoleh pada metode ini mencapai 96%-98% dengan 2%-4% metana yang lolos dari proses adsorpsi. Namun, pada metode ini operasi harus dilakukan secara kontinu dan metana yang lolos harus dilakukan pembakaran agar tidak sampai terlepas ke atmosfer. Di bawah ini merupakan diagram proses adsorpsi menggunakan *pressure swing* :



Gambar III.3 Proses Adsorpsi dengan *Pressure Swing*

III.1.3.4. Separasi Menggunakan Membran

Separasi menggunakan membran didasarkan pada permeabilitas membran. Permeabilitas membran adalah kemampuan membran untuk menyeleksi zat atau partikel yang dapat masuk ke membran tersebut. Material yang digunakan adalah membran yang sifatnya hidrofobik dan berpori sangat kecil yang dapat memisahkan aliran gas yang *counter-current* dengan aliran liquidnya. Biasanya larutan yang digunakan pada pemisahan CO₂ ini adalah amina dan beroperasi pada suhu rendah, yaitu pada tekanan 8-10 bar. Amina tersebut dapat diregenerasi lagi dengan cara pemanasan di mana, CO₂ yang ikut terserap dapat dilepaskan. Kadar biometana yang dapat dihasilkan sekitar 92%-97%. Untuk mendapatkan kemurnian biogas yang lebih tinggi dapat dilakukan dengan cara memperbesar ukuran membran yang digunakan atau menggunakan lebih dari satu membran. Namun, kekurangan dari metode menggunakan membran ini adalah tidak dapat diaplikasikan pada sistem *single stage* karena kemurnian biogas yang dihasilkan rendah.

(Awe, et.al.2018)

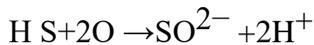
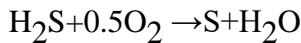
Penggunaan membran untuk mengurangi kandungan *acid gas* dinilai lebih ekonomis daripada metode absorpsi karena tidak mengkonsumsi banyak energi dan kemungkinan terjadinya *solvent loss* saat regenerasi juga rendah. Membran efektif digunakan untuk mengurangi kandungan *acid gas* dalam jumlah banyak pada *feed gas* kurang dari 50 MMSCFD. Lebih dari itu, maka sistem membran membutuhkan biaya yang tinggi.

(Jahn *et al*, 2012)

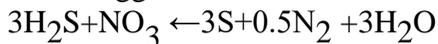
III.1.3.5. Biofiltrasi

Teknologi ini menggunakan mikroorganisme khusus untuk mengurangi kadar H₂S dalam biogas dengan

mengubahnya menjadi unsur sulfur dan beberapa sulfat, mirip dengan teknik penambahan udara atau oksigen ke dalam tangki *digester*. Teknik ini didasarkan pada bakteri lithautotrophic untuk menggunakan H₂S sebagai donor elektron dan CO₂ sebagai sumber karbon, dan juga untuk pengembangan solusi pipa akhir untuk peningkatan biogas (Montebello; Mora et al.). Sekitar 4-6% udara/oksigen digunakan sebagai akseptor elektron dan menyediakan energi yang dibutuhkan untuk pertumbuhan litotrofik untuk mengoksidasi H₂S.



Bailon dan Engsel telah membuktikan bahwa lebih memungkinkan untuk menggunakan NO₃⁻ (NO₂⁻) sebagai akseptor elektron daripada menggunakan O₂ dalam unit biofiltrasi untuk oksidasi H₂S karena Rasio O₂ / S dan NO₃⁻ / S yang rendah, sehingga unsur sulfur dihasilkan.



Mikroorganisme pengoksidasi sulfur yang digunakan terutama berasal dari keluarga *Thiobacillus*, *Thiomonas*, *Paracoccus*, *Acidithiobacillus*, *Sulfurimonas* atau *Halothiobacillus*. Suhu optimal berada di kisaran 28-35°C, dengan pH 6-8. Namun, Montebello menemukan bahwa beberapa spesies ekstrofil seperti *Acidithiobacillus ferrooxidans* atau *Acidithiobacillus thioxans* menyajikan aktivitas biokatalitik yang optimal dalam kisaran pH rendah 2-4. Teknologi ini telah diimplementasikan terutama dalam filter biotrickling (BTF), karena transfer massa gas-cair yang efisien, efektivitas biaya, dan kontrol yang mudah terhadap variabel lain seperti suplai nutrisi, pH dan suhu. H₂S dapat

dikurangi dari 3000-5000 ppm menjadi 50-100 ppm, dan amonia (NH_3) juga dihilangkan bersama. Bahan kolom bed yang dikemas untuk mendukung pertumbuhan biofilm dalam desulfurisasi BTF adalah ring pall, HD-QPAC atau busa poliuretan

(Montebello et al,2012)

Berikut ini adalah skema umum biofiltrasi menggunakan trickling filter pada penghilangan gas sulfur:

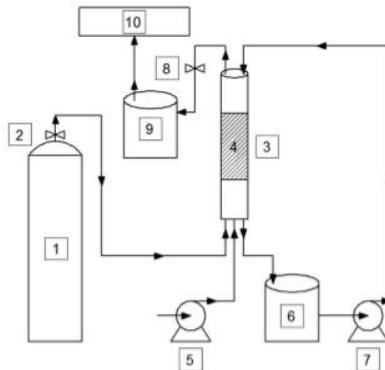


Fig. 1 Schematic diagram of the biofiltration system: (1) Cylinder with synthetic biogas; (2) Flow control valve; (3) Biofiltration column or biofilter; (4) Filtering bed; (5) Air pump; (6) Nutrient solution; (7) Peristaltic pump; (8) Three-way valve (9) NaOH solution; and (10) Exhaust gases hood

Gambar III.4. Skema Biofiltrasi pada Trickling Filter

(Aita et al,2016)

III.1.3.6. Reaksi Karbondioksida dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ pada Reaktor

Proses purifikasi biogas dilakukan untuk menghilangkan kandungan pengotor pada biogas, yaitu gas karbon dioksida (CO_2). Gas CO_2 perlu dihilangkan dari biogas karena dapat menghambat proses pembakaran biogas,

meskipun tidak berbahaya dan korosif seperti gas H_2S . Gas karbon dioksida dapat menurunkan massa jenis biogas, sehingga nilai kalor biogas menjadi lebih rendah dan menyebabkan proses pembakaran biogas menjadi tidak sempurna. Hal ini berakibat pada menurunnya kualitas dan harga jual biogas. Salah satu metode yang dapat dilakukan untuk menghilangkan kandungan CO_2 dari biogas adalah dengan cara mengontakkan biogas dengan larutan $Ca(OH)_2$. Proses ini akan menghasilkan produk berupa biogas dengan kandungan metana yang lebih tinggi (biometana) dan *slurry Precipitated Calcium Carbonate* (PCC). Terdapat beberapa reaktor yang dapat digunakan untuk proses absorpsi CO_2 , yaitu:

1. *Bubble Column Reactor*
2. *Packed Bed*
3. *Fixed Bed*
4. *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR)

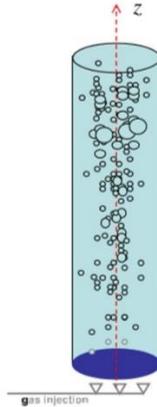
Berikut merupakan penjelasan terkait jenis-jenis reaktor untuk absorpsi gas CO_2 :

1. *Bubble Column Reactor*

Bubble column reactor merupakan jenis reaktor multifasa dengan distributor gas pada bagian bawahnya. Gas dikeluarkan dari bagian bawah dalam bentuk gelembung-gelembung dan dikontakkan secara langsung dengan liquid atau suspensi liquid-solid. Bubble column reactor biasanya digunakan pada jenis reaksi seperti alkilasi, polimerisasi, hidrogenasi, oksidasi, dan klorinasi atau jenis reaksi di mana terdapat *slurry* pada reaksi yang berlangsung.

Pada umumnya, bubble column reactor dapat dioperasikan secara optimum saat mode semi batch dan mode kontinu. Pada mode kontinu, aliran gas dan

suspensi mengalir secara *co-current* ke atas bagian reaktor dan suspensi yang keluar dari reaktor dapat diregenerasi. Sedangkan pada mode semi batch, suspensi dalam keadaan statis, di mana hanya gas yang mengalir ke atas, sehingga arah aliran *counter-current*. Berikut ini adalah sketsa umum dari *bubble column reactor*:



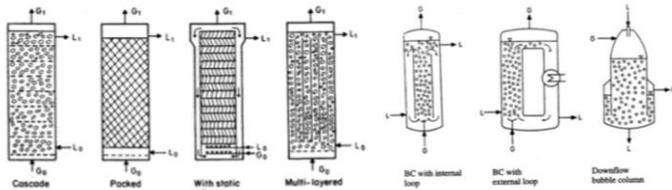
Gambar III.5 *Bubble Column Reactor*
(Kantarci, dkk.2004)

Bubble column reactor terbagi menjadi dua jenis. Perbedaan tersebut didasarkan oleh tingkat kekompleksan bubble column reactor itu sendiri. Jenis yang pertama adalah bubble column reactor tanpa sirkulasi di dalamnya dan jenis kedua adalah bubble column reactor dengan reaksi di dalamnya. Pada bubble column reactor menggunakan sirkulasi di dalamnya, pasokan gas yang lebih besar dibutuhkan, sehingga aliran gas lebih homogen dan mixing time yang diperlukan jauh lebih pendek. Reaktor ini biasanya digunakan pada industri yang berkaitan dengan bioteknologi, di mana

biogas dikelilingi oleh senyawa atau zat dengan komposisi atau konsentrasi yang konstan (stabil).

(Jakobren, 2008)

Berikut ini adalah contoh tipe – tipe bubble column reactor:



Gambar III.6 Tipe Bubble Column Reactor

Kondisi operasi dan reaktor untuk proses purifikasi biogas dengan menggunakan bubble column reactor ditunjukkan pada tabel di bawah ini:

Tabel III.4 Kondisi Operasi dan Reaktor untuk Proses Purifikasi Biogas Menggunakan *Bubble Column Reactor*

Nama	Deskripsi	Nilai dan Tipe
Sparger	Inner diameter	0,076 m
	Tipe	Airstone, singlet inlet orifice
	Ukuran/diameter pori maksimal	140 mikron/0,64 cm
Kondisi Operasi	Suhu	60°C
	Tekanan	1 atm
	Superficial gas velocity	0,0022 – 0,012 m/s
	Ketinggian effluent	0,066 – 0,48 m
	pH awal	9,8

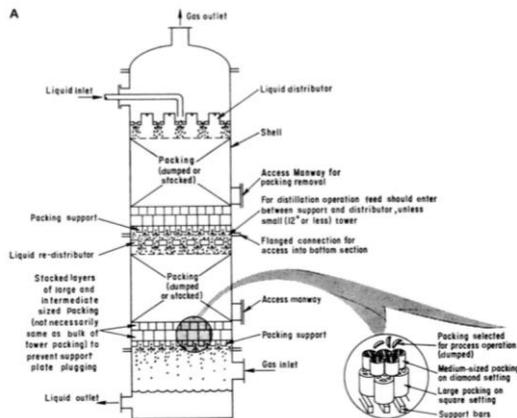
(Kennedy, et.al. 2015)

2. Packed Bed Reactor

Packed bed reactor merupakan reaktor berbentuk silinder yang diisi dengan material packing, seperti *Raschig rings*, *metal rings*, dan keramik. Fungsi packing pada packed bed adalah untuk meningkatkan kontak antara kedua fasa. Reaktor ini biasanya dilengkapi dengan manhole pada bagian inlet reaktor dan opening yang bertujuan untuk loading dan unloading material packing. Pada reaktor ini, liquid mengalir melalui bed berisi packing dengan memanfaatkan gaya gravitasi dan gas/vapor dialirkan dari bagian bawah reaktor.

(Visual Encyclopedia of Chemical Engineering, 2016)
<http://encyclopedia.che.engin.umich.edu/Pages/Reactors/PBR/PBR.html>

Berikut merupakan gambaran packed bed reactor secara umum:



Gambar III.7 Packed Bed Reactor

Faktor-faktor yang memengaruhi efisiensi reaktor tipe ini adalah penyusunan packing dan distribusi liquid dalam reaktor. Terdapat beberapa tipe penyusunan packing yang dapat dilakukan pada reaktor ini, yaitu

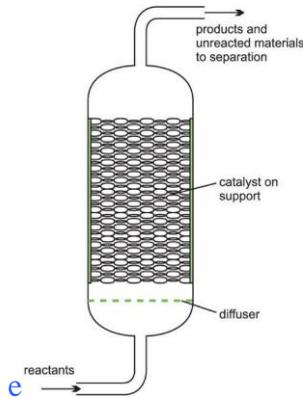
penyusunan secara acak dengan bentuk dan ukuran packing yang berbeda satu sama lain, packing terstruktur, dan grid packing dengan pressure drop yang lebih rendah dan kapasitas lebih tinggi dibandingkan tipe packing lainnya, tetapi memiliki efisiensi paling rendah.

Distribusi liquid dalam reaktor yang tidak rata akan mengurangi luas efektif packing yang berkontak dengan liquid dan menyebabkan liquid channeling. Reaktor dengan packing yang disusun secara acak atau terstruktur akan lebih sensitive terhadap distribusi liquid yang tidak rata atau seragam daripada tray tower.

(Elsevier Inc., 2010)

3. Fixed Bed Reactor

Fixed bed reactor hampir sama dengan packed bed, tetapi material *packing* dalam bed berupa *pellet* katalis berbentuk silinder, bola, maupun *random* dengan ukuran 0,1 – 1 cm. Konfigurasi katalis pada reaktor ini bermacam-macam, yaitu dalam bentuk satu bed berukuran besar, beberapa bed yang disusun secara horizontal, dan beberapa tabung packing yang disusun paralel. Pemilihan konfigurasi ini dipengaruhi oleh kontrol suhu pada sistem. Berikut merupakan gambaran umum fixed bed reactor:

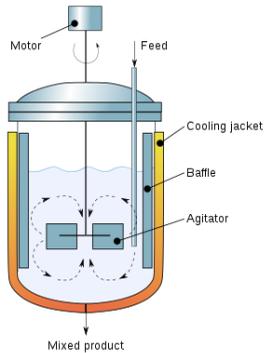


Gambar III.8 Fixed Bed Reactor

Mekanisme aliran liquid dan gas pada reaktor ini sama seperti packed bed reactor.

4. Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)

CSTR merupakan salah satu tipe reaktor kontinu yang paling umum digunakan pada proses kimia maupun biologis. CSTR merupakan reaktor dengan sistem terbuka dengan operasi secara steady-state (kondisi dalam reaktor konstan seiring waktu), di mana material dapat dengan mudah masuk dan keluar sistem. Dalam reaktor ini, pengadukan terjadi secara baik karena dilengkapi dengan agitator, sehingga material di dalam reaktor memiliki sifat fisik yang sama dan kondisi keluaran sama seperti kondisi di dalam reaktor. CSTR biasanya digunakan untuk mereaksikan liquid hingga homogen. CSTR dapat dipasang secara paralel saat reaksi terjadi terlalu lambat atau ketika terdapat liquid yang *immiscible* atau kental sehingga membutuhkan kecepatan agitasi yang tinggi. Berikut merupakan gambaran umum CSTR:



Gambar III.9 Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)
(Visual Encyclopedia of Chemical Engineering, 2016)

Berikut merupakan tabel perbandingan jenis-jenis reaktor:

Tabel III.5 Perbandingan Jenis-jenis Reaktor

Jenis Reaktor	Kelebihan	Kekurangan
<i>Bubble Column</i>	<ul style="list-style-type: none"> -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 <i>plugging</i> 	<ul style="list-style-type: none"> -Regenerasi pelarut yang digunakan sulit dilakukan, tetapi pada purifikasi biogas ini menghasilkan produk berupa slurry PCC yang dapat dijual

Jenis Reaktor	Kelebihan	Kekurangan
<i>Packed Bed</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Kontak antar fasa lebih baik karena bantuan packing 	<ul style="list-style-type: none"> -Kontrol terhadap suhu sulit dilakukan -Gradien temperatur dapat terjadi -Biaya operasional tinggi -Penyumbatan solid mudah terjadi -Dapat terjadi <i>channelling</i> fluida, sehingga efisiensi menurun
<i>Fixed Bed</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Rate konversi tinggi -Produk yang dihasilkan lebih banyak 	<ul style="list-style-type: none"> -Penggantian katalis sulit -Reaksi samping dapat terjadi -Transfer panas menuju atau dari reaktor sulit dilakukan -Biaya operasional tinggi

Jenis Reaktor	Kelebihan	Kekurangan
<i>CSTR</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Pengaturan terhadap suhu mudah dilakukan -Biaya konstruksi murah -Reaktor memiliki kapasitas panas yang tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> -Konversi paling rendah dibandingkan tipe reaktor lainnya -Zona mati (<i>dead zone</i>) dapat terjadi, di mana pencampuran tidak terjadi -Reaktan dapat mengalami <i>bypass</i>

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka purifikasi biogas dilakukan dengan cara mengontakkan dengan larutan Ca(OH)_2 di dalam bubble column reactor, karena transfer massa dan panas dapat terjadi dengan baik, biaya operasi yang rendah, dan perawatan yang tidak rumit karena terbebas dari *plugging*.

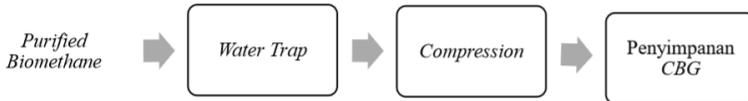
III.1.4 Post-Treatment Biogas

Biogas yang telah mengalami proses absorpsi dengan menggunakan larutan Ca(OH)_2 di dalam bubble column reactor akan memiliki kandungan metana sebesar 96%, sehingga dapat disebut sebagai biometana. Tujuan utama peningkatan kualitas biogas menjadi biometana adalah biometana dapat digunakan sebagai bahan bakar kendaraan dan pembangkit listrik karena nilai kalor pembakarannya lebih tinggi dibandingkan dengan biogas. Nilai kalor pembakaran gas metana murni pada tekanan 1 atm dan suhu $15,5^\circ\text{C}$ yaitu 9100 Kkal/m^3 (12.740 Kkal/kg). Sedangkan nilai kalor pembakaran biogas sekitar $4.800 - 6.900 \text{ Kkal/m}^3$

(6.720 – 9660 Kkal/kg). Selain itu, biometana juga lebih mudah disimpan dan cocok untuk diaplikasikan dalam penyimpanan pabrik berskala besar.

(Harasimowicz et al, 2007)

Berikut merupakan gambaran umum proses kompresi biogas:



Gambar III. 10 Diagram Kompresi Biogas

III.4.1 Water Trap

Setelah biometana melewati proses absorpsi, biometana dilewatkan melalui water trap untuk menghilangkan kadar air yang masih terbawa oleh gas. Kadar air dalam biometana harus dihilangkan apabila gas tersebut dibuat untuk bahan bakar kendaraan dan pembangkit listrik. Air dapat dihilangkan melalui pemisahan secara fisik dan kimia. Metode pemisahan secara fisik dapat dilakukan dengan peralatan sebagai berikut:

1. Demister separator, di mana partikel liquid dipisahkan dengan bantuan mesh dengan ukuran 0,5 – 2 nm. Demister separator dapat memiliki konfigurasi vertikal maupun horizontal. Konfigurasi vertikal lebih umum digunakan karena efisiensinya tidak dipengaruhi oleh ketinggian liquid di dalam separator, tetapi horizontal separator digunakan untuk pemisahan tiga fase atau saat ruang yang tersedia lebih kecil.

2. Knock out drum cocok digunakan untuk proses pemisahan gas dan liquid dengan kandungan liquid tinggi dan efisiensi yang tidak terlalu tinggi.
3. Moisture trap dengan memanfaatkan ekspansi, sehingga suhu menurun dan menyebabkan air terkondensasi.
4. Cyclone, di mana air dipisahkan dengan menggunakan bantuan gaya sentrifugal. Cyclone memiliki efisiensi yang baik pada flow rate yang rendah dan efisiensinya akan menurun ketika diameter cyclone besar. Biaya operasional cyclone tinggi, terutama saat dioperasikan pada kondisi yang vakum karena memiliki pressure drop yang lebih tinggi dibandingkan knockout drum atau demister separator.

Sedangkan untuk penghilangan air secara kimia dapat dilakukan dengan adsorpsi oleh glikol (*drying agent*), tetapi membutuhkan proses regenerasi karena pelarut yang digunakan mahal. Air juga dapat dihilangkan menggunakan proses adsorpsi oleh silica gel, MgO, activated carbon, alumina, dan padatan lainnya yang memiliki kemampuan mengikat air. Untuk operasi secara kontinu, dua kolom packed bed dengan drying agent dibutuhkan karena satu kolom digunakan untuk proses adsorpsi dan kolom lainnya digunakan untuk regenerasi drying bed. Proses adsorpsi juga dapat menggunakan garam higroskopis, tetapi garam tersebut harus dibuang ketika sudah jenuh.

(Awe, O.W., et.al. 2017)

Karena kadar air yang tidak terlalu tinggi pada biometana, maka proses penghilangan air dapat dilakukan dengan menggunakan silica bed adsorber dilengkapi dengan

proses regenerasi silica. Hal ini dilakukan agar silica dapat digunakan kembali dalam proses adsorpsi.

(Filters. 2016)

III.4.2 Kompresi Biogas

Penyimpanan biogas dapat dilakukan pada kondisi tekanan yang rendah karena paling murah dan mudah. Penyimpanan pada tekanan sedang dan tinggi lebih cocok diaplikasikan untuk kondisi penyimpanan biometana, karena harganya yang jauh lebih tinggi. Biometana dapat disimpan sebagai Compressed Bio Methane (CBM) untuk menghemat tempat, diubah sebagai Compressed Natural Gas (CNG) untuk bahan bakar transportasi hingga bertekanan 3000 – 6000 psi (20,68 – 41,37 MPa), atau dicairkan menjadi Liquefied Bio Methane (LBM). Pengolahan biometana menjadi LBM tidak membutuhkan tekanan yang tidak terlalu tinggi (sekitar 15 bar), tetapi LBM merupakan liquid yang bersifat kriogenik, sehingga waktu penyimpanan harus dipersingkat untuk menghindari *fuel loss* secara penguapan. Oleh karena itu, pengubahan biometana menjadi Compressed Biomethane Gas (CBG) lebih mudah dilakukan karena menghemat tempat penyimpanan dan dapat digunakan sebagai bahan bakar transportasi yang lebih ramah lingkungan, sehingga harga jualnya lebih tinggi.

(Krich, et.al. 2005)

III.4.3 Penyimpanan Compressed Biomethane Gas (CBG)

Terdapat beberapa cara yang dapat digunakan untuk penyimpanan biogas, yaitu:

a. **Penyimpanan dengan Gas Grid (Gas Grid Storage)**

Penyimpanan jenis ini dapat diaplikasikan pada negara yang memiliki gas grid yang banyak seperti Jerman. Penyimpanan jenis ini cocok diaplikasikan untuk produksi biometana skala besar dan plant biogas berada kurang lebih 500 m dari gas grid station. Penyimpanan dengan gas grid memiliki beberapa keuntungan, seperti biaya investaasi yang rendah, efisiensi energi yang tinggi, dan transportasi yang lebih mudah.

b. **Penyimpanan Bawah Tanah (Below Ground Reservoir Storage)**

Biometana dapat disimpan dengan metode ini apabila terdapat area penyimpanan natural gas dengan kapasitas sangat besar (di atas 300 miliar m³). Untuk membangun fasilitas penyimpanan ini membutuhkan biaya yang cukup tinggi, tetapi biaya ini sebanding dengan waktu penyimpanan yang lebih singkat, sehingga biaya penyimpanan biometana juga lebih rendah. Selain itu, kadar garam di dalam tanah menahan metana di area penyimpanan, sehingga tidak mudah menyebar ke luar tempat penyimpanan.

c. **Compressed Tank Storage**

Untuk negara dengan perkembangan gas grid dan/atau akses penyimpanan gas bawah tanah yang terbatas, penyimpanan jenis ini merupakan solusi yang dapat diaplikasikan. Keuntungan

penyimpanan ini adalah tangki penyimpanan dapat diisi oleh produser biometana secara langsung dan mudah dipindahkan. Tangki yang biasa digunakan adalah spherical (tekanan di atas 10 bar) atau tangki pipa (tekanan di atas 100 bar). Tangki spherical memiliki keuntungan yaitu luas permukaan per volume lebih kecil, sehingga temperatur gas lebih stabil dan pertukaran panas tidak mudah terjadi. Tetapi tangki ini memiliki kelemahan, yaitu lebih mahal untuk diproduksi. Apabila biometana perlu dipindahkan ke jarak yang jauh, maka penyimpanan gas dengan tekanan tinggi lebih baik digunakan.

d. Liquefied Storage

Liquefied Biomethane (LBM) diproduksi dengan cara mendinginkan gas pada tekanan mendekati tekanan atmosferik dengan suhu mencapai -162°C . Penyimpanan jenis ini membutuhkan jauh lebih sedikit area penyimpanan (1/600 dari penyimpanan dalam fase gas), tidak mudah meledak, dan emisi rendah. Tetapi penyimpanan jenis ini membutuhkan perawatan khusus karena suhunya harus dijaga dingin dengan menggunakan boil-off gas. Boil-off gas ini akan mempersulit proses transportasi dan perawatan tangki penyimpanan. Selain itu, LBM harus dipindahkan menggunakan truk tanker yang diinsulasi, karena liquid ini bersifat kriogenik.

e. Bottled

Prinsip penyimpanan ini hampir sama seperti Compressed Storage, tetapi pada bottled storage, gas disimpan di dalam wadah berskala kecil

sehingga cocok untuk gas yang dikirimkan ke konsumen rumah tangga.

f. Adsorbed Biomethane Storage (ABM)

Penyimpanan jenis ini menggunakan material adsorben berpori pada tekanan rendah hingga 45 bar. Kapasitas penyimpanan ABM menjadi lebih tinggi ketika menggunakan material adsorben yang cocok dibandingkan ketika tanpa adsorben. Keuntungan ABM adalah tekanan operasi yang lebih rendah, lebih aman, dan kapasitas penyimpanan yang lebih besar. Tetapi penyimpanan jenis ini juga memiliki kekurangan, seperti adsorpsi yang mengeluarkan panas sehingga memerlukan treatment lebih lanjut, gas yang dihasilkan memiliki tekanan rendah, tidak ekonomis, dan susah untuk mencari material adsorben yang sesuai.

g. Penyimpanan dengan Konversi Properti Fisika atau Kimia

Biometana dapat disimpan menjadi molekul metana secara fisik menjadi clathrate hydrate atau secara kimia menjadi formaldehida. Penyimpanan menjadi clathrate hydrate aman untuk diaplikasikan karena berwujud es (gas terperangkap dalam es). Tetapi suhu harus dipertahankan di bawah 0°C , sehingga membutuhkan energi yang lebih tinggi.

Berdasarkan penjabaran di atas, maka penyimpanan biometana yang paling memungkinkan untuk diaplikasikan adalah *Compressed Tank Storage* dengan tangki penyimpanan spherical karena perkembangan gas grid station di Indonesia yang masih minim dan pembangunan penyimpanan gas bawah tanah sulit diaplikasikan karena

struktur tanah yang cenderung tidak stabil. Spherical tank digunakan karena ruang yang dibutuhkan lebih sedikit dan suhu gas yang stabil meskipun keadaan cuaca tidak menentu. (Budzianowski, et.al. 2016)

III.1.5 Post-Treatment Precipitated Calcium Carbonate (PCC) Unit

Pada unit post-treatment Precipitated Calcium Carbonate (PCC) terbagi menjadi empat proses utama, yaitu thickening, filtrasi, drying dan milling. Dua proses pertama dilakukan untuk pemisahan antara solid berupa PCC dan liquid berupa air, karena kadar air yang sangat tinggi dari bubble column reactor. Kemudian, drying dilakukan untuk menguapkan air di dalam PCC untuk mencapai kadar air yang sangat rendah (0,2%), sehingga harga jual PCC menjadi lebih tinggi dan dapat dimanfaatkan untuk pabrik kertas. Sedangkan, milling dilakukan untuk memecah aglomerat yang mungkin terbentuk dan mengecilkan ukuran PCC menjadi kurang dari 2 mikron seperti spesifikasi ukuran PCC untuk pabrik kertas.

III.1.5.1 Thickening

Proses pertama dalam post-treatment PCC adalah *thickening*. *Thickening* merupakan proses pemisahan antara zat yang dapat terendapkan (solid PCC) dan zat yang tidak dapat terendapkan (air). Prinsip kerja *thickener* hampir sama seperti *clarifier*, tetapi *thickener* berfungsi untuk meningkatkan konsentrasi solid, sedangkan *clarifier* berfungsi untuk meningkatkan konsentrasi liquid. *Slurry* PCC yang keluar dari reactor. Purifikasi dialirkan ke dalam *thickener*, karena PCC yang keluar dari reaktor masih memiliki kandungan air yang sangat tinggi, sehingga sangat

encer. Maka dari itu diperlukan adanya *thickener* dengan pertimbangan dapat mengurangi kandungan air yang melimpah antara 90%-99%.

III.1.5.2 Filtrasi

Karena proses pemisahan solid-liquid oleh *thickener* tidak terlalu baik, maka perlu dilakukan proses pemisahan lebih lanjut dengan menggunakan filtrasi, sehingga kandungan air pada PCC menjadi jauh lebih rendah. Filtrasi adalah metode pemisahan untuk memisahkan zat padat dari cairannya dengan menggunakan alat berpori (penyaring). Dasar pemisahan ini adalah dengan perbedaan ukuran partikel antara pelarut dan zat terlarutnya. Penyaring akan menahan zat padat dengan ukuran yang lebih besar dari pori saringan. Proses ini dilakukan dengan bahan yang berbentuk larutan cair. Hasil penyaringan disebut dengan filtrat dan zat yang tertahan disebut dengan residu. Penyaringan dapat beroperasi pada: tekanan di atas atmosfer pada bagian atas media penyaring, tekanan operasi pada bagian atas media penyaring, dan vakum pada bagian bawah.

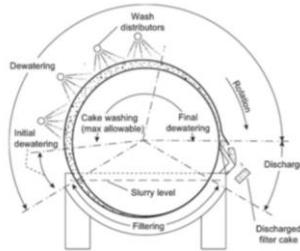
(Rahayu, 2008)

Terdapat beberapa jenis filter yang umum digunakan, yaitu rotary filter, plate and frame filter, membrane filter, dan metafilter.

1. Rotary Filter

Rotary filter atau yang biasa disebut sebagai drum filter terdiri dari drum yang berukuran besar dan dikelilingi oleh media filter. Drum sebagian tercelup di dalam slurry. Cake yang dihasilkan akan terbentuk di bagian media filter dan filtrat yang dihasilkan terhisap melalui media filter karena keadaan yang vakum di dalam drum. Cake yang

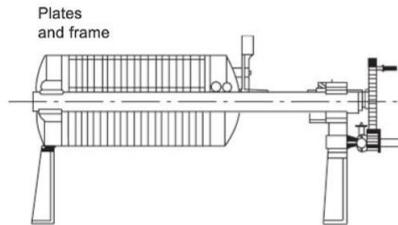
terbentuk akan dikumpulkan secara konstan oleh mata pisau pengikis ketika memiliki ketebalan tertentu.



Gambar III.11 *Rotary Filter*

2. Plate and Frame Filter

Plate and frame filter merupakan tipe filter paling tua dan paling sering digunakan untuk proses batch. Filter tipe ini dapat digunakan untuk berbagai jenis zat dan terbuat dari berbagai macam material. Tipe ini cocok digunakan untuk liquid yang kental dan cake dengan resistansi yang tinggi.



Gambar III.12 *Plate and Frame Filter*

3. Membrane Filter

Membrane filter biasanya digunakan untuk larutan dengan solid yang terlarut dan suspensi yang sensitif terhadap suhu yang tinggi. Transfer massa melalui membran dapat terjadi secara konveksi atau difusi molekuler yang dibantu oleh medan listrik atau gradien konsentrasi, tekanan, maupun suhu.

Membran biasanya terbuat dari selulosa asetat, selulosa nitrat atau campuran selulosa ester dengan pori pori berukuran mikron atau submicron. Membran berfungsi sebagai saringan yang menahan partikel pada permukaannya. Membran berukuran sangat tipis (120 mikron).

4. Metafilter

Metafilter merupakan filter yang biasanya digunakan untuk menahan partikel yang kasar. Filter tipe ini terdiri dari batang drainase yang berlekuk yang disusun secara seri dengan cincin stainless steel. Susunan cincin berfungsi sebagai pondasi untuk filter mediumnya. Karena permukaan metafilter yang kecil, solid yang terkumpul sedikit, sehingga tidak cocok digunakan untuk memisahkan partikel yang sangat halus (*fine particles*). Tekanan operasi pada filter ini tinggi (15 bar), sehingga cocok untuk liquid yang kental.

(Sorsamaki. 2015)

Kelebihan dan kekurangan masing-masing jenis filter ditunjukkan pada tabel di bawah ini:

Tabel III.6 Perbandingan Jenis Filter

Jenis Filter	Kelebihan	Kekurangan
<i>Rotary Filter</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Berlangsung secara kontinu sehingga <i>labour cost</i> sangat kecil -Filter memiliki kapasitas yang sangat besar -Kecepatan rotasi yang bervariasi menyebabkan ketebalan <i>cake</i> dapat dikontrol. 	<ul style="list-style-type: none"> -Rotary filter sangat kompleks karena banyak bagian yang bergerak sehingga sangat mahal -Cake yang dihasilkan biasanya retak karena udara masuk ke <i>vacuum system</i> sehingga pencucian dan pengeringan tidak efisien. -Tekanan tidak boleh lebih dari 1 bar dan filtrat yang panas dapat mendidih

Jenis Filter	Kelebihan	Kekurangan
<p data-bbox="221 564 389 635"><i>Plate and Frame Filter</i></p>	<ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="434 236 680 411">-Konstruksinya sangat mudah dan berbagai macam material dapat digunakan <li data-bbox="434 419 680 563">-Area untuk filtrasi sangat besar meskipun ruang yang dibutuhkan kecil <li data-bbox="434 603 680 707">-Pencucian <i>cake</i> terjadi secara efisien <li data-bbox="434 715 680 818">-Menghasilkan <i>cake</i> yang kering dalam bentuk slab <li data-bbox="434 826 680 963">-Perawatan mudah karena tidak ada bagian yang bergerak 	<ul style="list-style-type: none"> <li data-bbox="703 236 949 300">-Merupakan batch filter <li data-bbox="703 308 949 523">-Biaya operasi mahal karena membutuhkan waktu dan sumber daya manusia untuk mengosongkan filter, sehingga <i>labour cost</i> tinggi <li data-bbox="703 531 949 746">-<i>Cake</i> sulit untuk dikeluarkan ketika frame tidak penuh

Jenis Filter	Kelebihan	Kekurangan
<i>Membrane Filter</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Hanya sekali pakai sehingga tidak banyak menghasilkan kontaminasi pada proses selanjutnya. -Adsorpsi dapat diabaikan karena tidak menghasilkan alkali pada filtrat 	<ul style="list-style-type: none"> -Biaya yang dibutuhkan tinggi karena membrane hanya sekali pakai -Filter dapat tersumbat meskipun tidak sering -Biasanya tidak mudah tahan terhadap <i>solvent</i> seperti klorofom

Jenis Filter	Kelebihan	Kekurangan
<i>Metafilter</i>	<ul style="list-style-type: none"> -Berlangsung pada tekanan yang tinggi, namun filter medium tidak akan rusak. -<i>Operating cost</i> sangat rendah dan merupakan filter yang sangat ekonomis. -Metafilter dapat dibuat dari material dengan ketahanan terhadap korosi dan kontaminasi yang bagus dan -Dapat memfiltrasi partikel yang sangat lembut -Pemindahan cake dilakukan dengan <i>back flushing</i> menggunakan air 	<ul style="list-style-type: none"> -Material bed harus disesuaikan dengan zat yang difiltrasi -Kontrol terhadap filtrat yang dihasilkan susah

(Geankoplis,1993)

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka tipe filter yang digunakan adalah plate and frame filter karena desainnya yang lebih fleksible dan cocok digunakan untuk filtrasi zat apapun. Selain itu, filter tipe ini memiliki kapasitas yang besar, perawatan yang tidak rumit, dan dapat digunakan

untuk filtrasi partikel halus. Karena plate and frame filter merupakan filtrasi dengan sistem batch, maka pada sebelum dan sesudah alat perlu ditambahkan storage tank sehingga proses filtrasi dapat terjadi secara kontinu.

Dari hasil filtrasi menggunakan plate and frame filter menghasilkan cake PCC. Cake yang telah dihasilkan disimpan terlebih dahulu untuk selanjutnya diproses pada proses pengeringan. Tujuan dari penyimpanan cake ini agar dapat mengetahui berapa jumlah PCC yang berhasil didapat setelah keluar dari reaktor. Terdapat beberapa opsi alat untuk penyimpanan cake, seperti yang ditunjukkan pada Tabel III.7.

Tabel III.7 Perbandingan Unit Penyimpanan *PCC Cake*

Nama Alat	Kelebihan	Kekurangan
Silo	<ul style="list-style-type: none"> -Luas yang dibutuhkan lebih sedikit untuk menyimpan jumlah material yang salam dibandingkan horizontal storage tank -Penyimpanan produk pada kondisi optimal -Harga jauh lebih murah 	<ul style="list-style-type: none"> -Berisiko tinggi apabila udara berkontak dengan solid yang tersimpan (elebia.com/storage-silos/)

Nama Alat	Kelebihan	Kekurangan
Hopper	<ul style="list-style-type: none"> -Dilengkapi dengan poros melingkar dengan blade yang fleksibel sehingga dapat mencegah terjadinya bridging dan penghambatan. 	<ul style="list-style-type: none"> -Hanya dapat menyimpan solid dengan kapasitas yang relatif kecil, seperti: kapur, soda abu, pasir, semen, dan bubuk karbon aktif.
Big Bag/Bulk Bag	<ul style="list-style-type: none"> - Cocok digunakan untuk menyimpan larutan kapur, polimer, tanah liat, dan pasir. -Dilengkapi dengan lengan teleskopik berpegas piringan yang bergetar sebagai sensor -Perakitan dan pembongkaran mudah - Kapasitas berkisar antara 35 ft³ hingga 70 ft³. 	<p>Memerlukan alat lagi untuk mengeluarkan material yang telah disimpan</p>

Dari ketiga perbandingan alat di atas tersebut, maka bulk bag lebih cocok digunakan sebagai wadah penyimpanan PCC cake karena proses perakitan yang mudah, telah

dilengkapi dengan sensor, kapasitas penyimpanan yang tinggi, dan tidak berisiko tinggi.

Setelah PCC cake tersimpan pada storage, maka diperlukan drying untuk menghilangkan kandungan air sepenuhnya. Untuk mengalirkan PCC Cake (bulk solid) dari filter ke dryer, dibutuhkan unit pemindah yaitu conveyor. Terdapat beberapa tipe conveyor yang umum digunakan, yaitu:

Tabel III.8 Tipe Conveyor dan Deskripsinya

Tipe Conveyor	Deskripsi
Roller	Conveyor terdiri dari roller yang berbentuk tube silinder dan terpasang di antara frame. Solid yang dapat dipindahkan dapat berupa pellet dan lembaran
Skate-wheel	Mirip dengan roller conveyor, namun pada skate wheel terdapat roda kecil seperti skate yang digunakan untuk mendorong bulk solid, sehingga lebih mengalami kontak dengan roda roda kecil. Solid yang mampu dipindahkan relatif ringan.
Belt	Pada belt conveyor, yang digunakan adalah sabuk yang terbuat dari karet yang terkait di bagian ujung, bulk solid akan dipindahkan pada bagian atas solid.
Screw	Screw conveyor menggunakan blade berbentuk helix yang berputar untuk pemindahan solidnya. Conveyor jenis ini juga dapat mencacah atau memperkecil ukuran partikel.

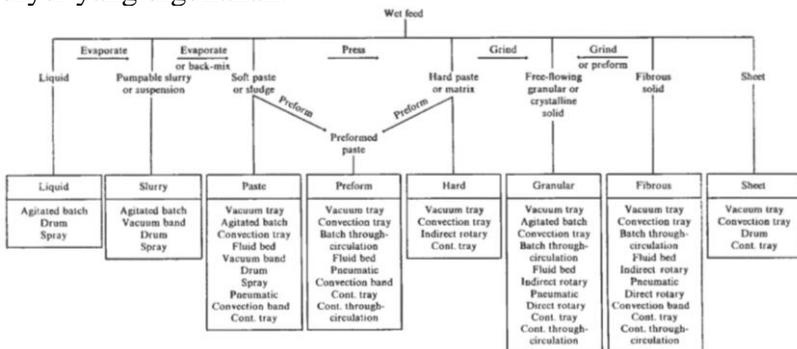
Berdasarkan Tabel III.8, maka tipe conveyor yang cocok digunakan adalah screw conveyor karena dapat mencacah PCC cake saat dipindahkan ke unit pengeringan.

(Geankoplis, 1993)

III.1.4.3 Drying

Proses selanjutnya adalah pengeringan PCC cake. Pengeringan merupakan proses penghilangan kandungan air yang relatif sedikit menggunakan panas. Biasanya, proses drying ini menggunakan udara panas agar air dapat teruapkan. Kandungan air maksimal yang terdapat pada produk akhir bergantung dengan spesifikasi produk yang diinginkan. Dalam proses drying ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, antara lain: kelembapan (humidity), tekanan uap dari air, temperatur saat jenuh, dan *wet bulb temperature*.

Pada beberapa proses drying terdapat beberapa alat yang umum digunakan pada dunia industri. Skema yang ditunjukkan pada Gambar III. 11 membantu proses seleksi dryer yang digunakan.



Gambar III.13 Skema Pemilihan *Dryer* Berdasarkan Kondisi *Feed*

Berdasarkan kebutuhan, PCC perlu dicacah untuk memecah aglomerat yang mungkin terbentuk sebagai produk dari filter. Selain itu, PCC berbentuk granula, sehingga dryer yang memungkinkan untuk digunakan adalah tipe tray dryer, through-circulation dryer, fluidized bed dryer, pneumatic dryer, dan rotary dryer.

1. *Tray Dryer*

Pada dryer jenis tray, solid yang dikeringkan biasanya bersifat pasta dan agak kental. Solid-solid tersebut diletakkan secara seragam pada tray. Steam panas disirkulasikan oleh kipas secara paralel pada permukaan tray. Terkadang panas dari sumber listrik juga diperlukan apabila panas yang diinginkan tidak terlalu tinggi. Sekitar 10 sampai 20% *fresh air* melewati permukaan tray, sedangkan lainnya kembali disirkulasikan.

2. *Through-circulation Dryer*

Through circulation dryer terdiri dari tray yang terbuka pada bagian bawah atau berlubang dan memiliki baffle untuk mendorong udara melalui bed. *Drying rate* lebih besar pada dryer tipe ini daripada cross flow dryer. Efisiensi dryer tipe ini mencapai 50%.

3. *Fluidized Bed Dryer*

Fluidized bed dryer digunakan untuk material berbentuk granula yang membutuhkan waktu pengeringan yang singkat. Apabila membutuhkan waktu yang lebih lama, maka fluid bed dryer masih bisa digunakan dengan multistaging, resirkulasi, maupun operasi yang dilakukan secara batch. Transfer massa dan panas yang terjadi pada dryer tipe ini disebabkan oleh gerakan turbulen antara material

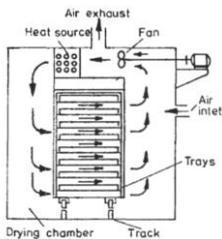
yang akan dikeringkan dan fluida yang dialirkan. Dryer tipe ini dilengkapi dengan cyclone, sehingga material yang masih terbawa pada udara keluaran dapat dikumpulkan dengan aliran produk utama.

4. *Pneumatic Dryer*

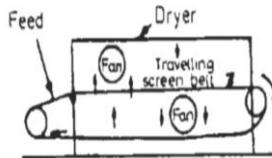
Pada pneumatic dryer, material dikeringkan sambil dibawa ke dalam udara berkecepatan tinggi. Material yang biasanya dikeringkan pada dryer tipe ini berukuran 1 – 3 mm. Ketika kadar air lebih tinggi pada permukaan material saja, maka dryer ini dapat mengeringkan material yang berukuran lebih besar dari 10 mm, tetapi harus dicacah terlebih dahulu menggunakan pisau, palu, atau roller mill.

5. *Rotary Dryer*

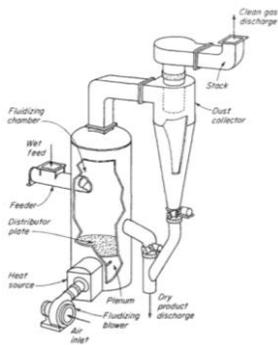
Rotary dryer berbentuk silinder yang berputar dan sedikit menanjak. Solid yang akan dikeringkan dimasukkan ke dalam silinder dan dikontakkan langsung dengan gas panas secara countercurrent atau parallel. *Dryer* tipe ini disebut sebagai *direct rotary dryer*. Namun, ada dalam beberapa kasus, panas dikontakkan secara tidak langsung, di mana panas dilewatkan pada permukaan silinder atau *shell*. Dryer tipe ini disebut sebagai *indirect rotary dryer*.



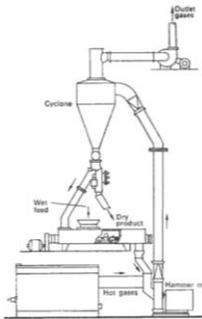
(a) Tray Dryer



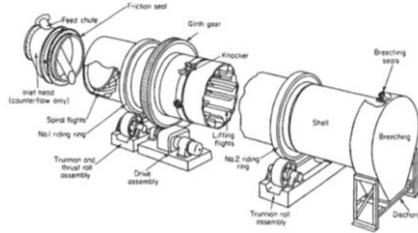
(b) Through-circulation Dryer



(c) Fluidized Bed Dryer



(d) Pneumatic Dryer



(e) Rotary Dryer

Gambar III.14 Tipe-tipe Dryer

(Walas, et.al. 2005)

Pada proses *drying* ini, digunakan *rotary dryer* dengan alasan terdapat proses pencacahan pada PCC yang teraglomerasi, sehingga proses pencacahan dan drying berjalan secara bersamaan.

III.1.5.4 Milling

Milling bertujuan untuk memecah PCC yang mungkin teraglomerasi sebagai proses filtrasi (cake). Terdapat tiga jenis mill yang biasa digunakan, yaitu *ball mill*, *vertical roller mill*, dan *jet mill*.

1. *Ball Mill*

Ball mill merupakan salah satu mill yang paling umum digunakan. *Ball mill* terdiri dari bagian-bagian utama, yaitu *gearbox* dan *gear* yang berfungsi untuk mengonversi energi listrik menjadi energi kinetik, drum yang berisi bola-bola sebanyak 30-45% volume drum dan 15% volume drum diisi dengan padatan yang akan dikecilkan, serta bola untuk mengecilkan ukuran partikel atau memecah aglomerat. Selama beroperasi, bola-bola akan ikut berputar dan bertabrakan dengan padatan dalam *drum* hingga mengecilkan ukuran padatan tersebut. Faktor-faktor yang memengaruhi ukuran partikel yang dihasilkan adalah ukuran bola, volume drum, dan waktu operasi. Secara umum, bola dengan diameter lebih besar dan jumlah lebih sedikit lebih baik untuk menghancurkan partikel padatan yang besar, sedangkan bola berukuran kecil namun banyak lebih baik digunakan untuk membuat padatan *fine powder*.

2. *Vertical Roller Mill*

Vertical roller mill merupakan tipe *mill* yang lebih modern dan memakan energi lebih rendah dibanding *ball mill*. Unit *vertical roller mill* dilengkapi dengan unit built-in classifier, sehingga mampu menghasilkan produk yang lebih seragam ukurannya. *Feed* yang masih kasar memasuki grinder dari samping, kemudian melalui sepasang grinding roller untuk proses pengayakan. Udara bertekanan akan memasuki mill dan membawa partikel yang terayak ke *classifier* di bagian atas grinder untuk melalui pemisahan berdasarkan ukuran. Rotor akan berputar dan partikel halus (*fine*) akan dapat

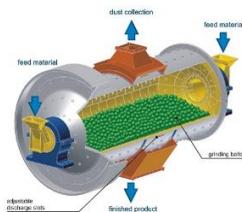
memasuki bagian dalam rotor dan keluar melalui outlet, sedangkan padatan kasar (*coarse*) tidak akan memasuki rotor dan kembali jatuh menuju *roller grinder* untuk pengayakan ulang.

(Rosa, et.al. 2014)

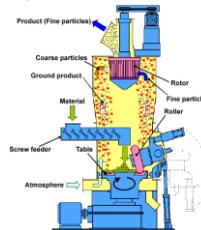
3. *Jet Mill*

Berbeda dari dua jenis *mill* di atas, *jet mill* tidak memiliki bagian yang bergerak (*moving part*), sehingga proses pengayakan menggunakan udara bertekanan, gas, atau *steam superheated* bertekanan tinggi. Tetapi, *mill* jenis ini memiliki kelemahan, seperti efisiensi yang rendah, membutuhkan ruang yang besar, tidak mampu menghasilkan partikel berukuran sangat kecil (*fine particle*), dan menggunakan banyak gas untuk operasinya.

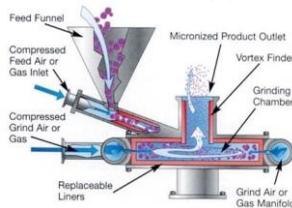
(Jet Mill MFG. 2017)



(a) *Ball Mill*



(b) *Vertical Roller Mill*



(c) *Jet Mill*

Gambar III.15 Tipe-tipe *Mill*

III.2 Uraian Proses

Terdapat tiga tahapan utama dalam proses purifikasi biogas menggunakan mineral $\text{Ca}(\text{OH})_2$ menggunakan bubble column reactor, yaitu:

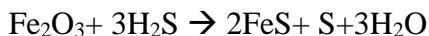
1. Pre-treatment biogas dan limbah asetilena
2. Purifikasi biogas menggunakan $\text{Ca}(\text{OH})_2$
3. Treatment produk

Berikut merupakan uraian proses purifikasi biogas:

1. *Pre-Treatment* Biogas

Tahap *pre-treatment* biogas bertujuan untuk mengkondisikan biogas agar bebas dari kandungan H_2S . Hal ini dikarenakan sifat gas H_2S yang bersifat korosif, karena sifatnya korosif maka H_2S harus terlebih dahulu dihilangkan agar tidak terjadi karat pada unit operasi yang dilalui biogas, selain itu adanya gas H_2S dapat menyebabkan flowrate lebih besar sehingga akan berpengaruh pada desain alat yang cukup mahal. Gas H_2S juga dapat menurunkan *heat value* pada biogas itu sendiri. Tahapan awal yang dilakukan adalah mengkompresi biogas dari tekanan awal 1 bar menuju 2 bar menggunakan compressor (G-111). Hal ini dikarenakan pada fixed bed adsorber dimana terjadi penghilangan H_2S dapat terjadi *pressure drop*, yang dapat membuat tekanan operasi optimal dapat turun. Dari hasil perhitungan menggunakan Ergun Equation diperoleh *pressure drop pada fixed bed* adsorber sebesar 0,0865 bar. Kondisi operasi optimal pada *fixed bed* adsorber untuk penghilangan gas H_2S adalah 2 bar dengan suhu 45°C . Setelah proses kompresi, selanjutnya adalah menurunkan suhu biogas dari $59,2^\circ\text{C}$ menuju 45°C

dengan cooler (E-112). Barulah biogas menuju fixed bed adsorber (D-110), dimana kandungan Fe_2O_3 pada soil laterite bereaksi dengan H_2S , menghasilkan FeS . Sesuai dengan reaksi berikut :



Kemampuan pengikatan H_2S pada soil laterite sebesar 0,015 kg H_2S /kg *soil laterite*. Sehingga kebutuhan *soil laterite* yang dibutuhkan sebesar 907 kg/jam. Pemenuhan *soil laterite* didapatkan dari Halmahera. Alasan pemilihan *soil laterite* sebagai adsorben karena, kemampuannya dalam mengikat gas H_2S yang cukup baik, ketersediannya di Indonesia yang melimpah, dan tidak perlu dilakukan regenerasi.

2. *Pre-Treatment* Limbah Asetilen

Limbah asetilena yang disimpan di dalam Acetylene Waste Storage Tank (F-121) pada suhu dan tekanan atmosfer dialirkan menuju ke Mixer (M-120) dengan menggunakan belt conveyor (J-123). Hal ini dilakukan karena pada limbah asetilena yang dibutuhkan adalah kandungan CaO , dimana CaO adalah senyawa yang dibutuhkan untuk proses penghilangan CO_2 pada biogas. Di dalam Mixer (M-120), limbah asetilena dicampurkan dengan air dengan rasio limbah asetilena : air = 1,2: 1000 sesuai dengan kelarutan CaO dalam air, sehingga menghasilkan slurry $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Pencampuran dengan air ini bertujuan agar CaO dapat larut dalam air, sedangkan *impurities* lain yang terdapat pada limbah asetilena dapat dipisahkan dengan *clarifier* karena *impurities* tersebut tidak larut pada air. *Impurities* yang dimaksud antara lain : Al_2O_3 , SiO_2 , Fe_2O_3 ,

MoO₃, dan Y₂O₃ Kelarutan CaO pada air pada suhu 25°C sebesar 1,25 g/L. Selanjutnya, larutan limbah asetilena langsung menuju Clarifier (H-130), di mana terjadi proses pemisahan antara CaO dengan pengotor lainnya, seperti Al₂O₃, SiO₂, SO₃, Fe₂O₃, Y₂O₃, dan MoO₃. Clarifier (H-130) memisahkan kandungan impurities dari slurry Ca(OH)₂, sehingga kandungan impurities mengendap di bawah dan overflow berupa slurry Ca(OH)₂. Selanjutnya, *slurry* Ca(OH)₂ langsung menuju ke dalam *bubble column reactor* menggunakan Centrifugal Pump (L-131). Sebelum dialirkan ke dalam *bubble column reactor*, *slurry* Ca(OH)₂ harus dinaikkan suhunya terlebih dahulu dari 28°C menjadi 45°C dengan bantuan heater (E-132). Hal ini dilakukan proses karbonasi akan maksimal pada suhu kurang dari 60°C dan pada tekanan 2 bar. Sehingga, proses reaksi antara CO₂ dengan Ca(OH)₂ dapat berlangsung maksimal.

3. Purifikasi Biogas Menggunakan Ca(OH)₂

Purifikasi biogas menggunakan *slurry* Ca(OH)₂ terjadi secara bertahap di dalam Bubble Column Reactor I (R-210) dan Bubble Column Reactor II (R-220) agar menghasilkan biogas dengan kandungan metana yang lebih tinggi. Diperlukan adanya dua reaktor karena efisiensi pada satu bubble column reactor rendah, sehingga diperlukan dua agar efisiensi tinggi, yaitu sekitar 95%. Gas yang keluar dari Laterite Soil Fixed Bed (D-110) dialirkan oleh compressor (G-211) menuju ke Bubble Column Reactor I (R-210) yang sebelumnya telah didinginkan dengan cooler (E-212) dari suhu 105,2°C menuju

45°C dan slurry Ca(OH)_2 dialirkan melalui pompa (L-131) menuju ke *Bubble Column Reactor I* (R-210) dan *Bubble Column Reactor II* (R-220). Purifikasi pertama terjadi di Reaktor (R-210) pada suhu 45°C dan tekanan 2 bar. Kemampuan absorpsi CO_2 oleh Ca(OH)_2 adalah sebesar 3,05 g CO_2 per 1 gram $\text{Ca(OH)}_2/\text{L}$, sehingga keluaran biogas dari reaktor pertama (R-210) memiliki kandungan CH_4 sebesar 66,7%. Kemudian, biogas dialirkan menuju ke reaktor kedua (R-220) untuk proses purifikasi kedua, sehingga memiliki kandungan CH_4 sebesar 85,8%. Pengotor yang masih tersisa antara lain CO_2 sebesar 10,6% dan air sebesar 3,7%. Dikarenakan masih adanya kandungan air yang masih tersisa maka akan diperlukan treatment lagi pada biogas agar kandungan metananya semakin tinggi.

4. *Treatment* Produk

Terdapat dua produk keluaran dari *bubble column reactor*, yaitu *purified* biogas (biometana) dan *slurry Precipitated Calcium Carbonate* (PCC). Treatment pertama untuk biometana adalah penghilangan kadar air yang mungkin terbawa saat proses purifikasi biogas dengan menggunakan silica bed adsorber (D-310 dan D-320), dimana silica adsorber yang digunakan berjumlah dua unit dengan tujuan meningkatkan penyerapan air yang ada pada biomethane serta mencegah terjadinya fludisasi pada adsorber yang memiliki konfigurasi vertikal dan dilengkapi dengan mist eliminator. Penghilangan kadar air dibantu oleh demister bertipe vane pack yang cocok digunakan untuk kecepatan vapor yang

tinggi. Proses adsorpsi air dengan silica ini dilengkapi oleh system regenerasi dimana silica yang telah jenuh dapat digunakan kembali dengan cara dipanaskan. Pada masing-masing adsorber dilengkapi dengan heater (E-312 dan E-322) yang juga dilengkapi dengan compressor (G-311 serta G-321) untuk menunjang proses regenerasi silica tersebut. Sedangkan vapor atau gas yang telah melalui proses adsorpsi dilewatkan *flash tank* (D-314 dan D-324) untuk memisahkan antara gas dan liquid yang masih terkandung pada biomethane, sehingga dapat diadsorpsi lagi. Kemudian, biometana diproses lebih lanjut sehingga menghasilkan *Compressed Biomethane Gas* (CBG). Untuk menghasilkan CBG, diperlukan tekanan sebesar 200 bar dan suhu 444°C. Kompresi dilakukan pada Compressor Package (G-325) yang berisi *multi-stage compressor* dan dilengkapi dengan tiga *intercooler* dan satu *aftercooler*, sehingga suhu gas keluaran kompresor (G-325) tidak terlalu tinggi. CBG selanjutnya dialirkan menuju ke CBG Storage Tank (F-326) berbentuk *spherical* sebelum dialirkan ke konsumen. Komposisi akhir (fraksi mol) biogas pada *storage tank* sebesar : 95,97% metana, 4,016% karbondioksida, dan sisanya air sebesar 0,014%. Hal ini telah memenuhi spek CBG pada market.

Produk kedua keluaran dari *bubble column reactor* adalah *slurry PCC*. *Slurry PCC* harus dipisahkan antara fase liquid dan solidnya, sehingga menghasilkan PCC yang dapat dijual. Proses pemisahan fase ini pertama kali terjadi di *thickener* (H-330), untuk meningkatkan konsentrasi solid PCC.

Air yang telah dipisahkan dari PCC akan mengalir dari bagian atas *thickener (overflow)*, sementara solid PCC yang mengendap keluar dari bagian bawah *thickener*. *Slurry* PCC selanjutnya dialirkan menuju *slurry PCC storage tank* (ke *plate and frame filter press* (H-340) melalui pompa (L-331) untuk proses pemisahan lebih lanjut. Suhu dan tekanan operasi pada Plate and Frame Filter adalah sebesar 45°C dan 1 bar dengan *pressure drop* kurang lebih 10 psi. Plate and Frame Filter (H-340) menghasilkan produk berupa cake PCC dan filtrat berupa air. Cake PCC selanjutnya dipindahkan ke dalam PCC Cake Storage Tank (F-342) menggunakan belt conveyor (J-341). Cake PCC masih mengandung air dan berpotensi untuk menggumpal atau membentuk aglomerat, sehingga perlu dikeringkan di dalam Rotary Dryer (B-350) dan aglomerat diurai di dalam Ball Mill (C-360). Cake PCC dari PCC Storage Tank dipindahkan menuju ke Rotary Dryer (B-350) melalui screw conveyor (J-343) untuk proses pengeringan sehingga terbebas dari kandungan air. Alasan penggunaan screw conveyor adalah karena screw conveyor tidak hanya memindahkan padatan cake, tetapi juga sekaligus mencacah cake sehingga saat masuk rotary dryer (B-350) telah berukuran kecil atau sedang.. Rotary Dryer dilengkapi dengan Cyclone (H-352) untuk memisahkan solid PCC yang mungkin terbawa di dalam gas. Solid PCC yang telah dipisahkan dari gas juga akan dipindahkan menuju ke Ball Mill (C-360). Selanjutnya, PCC dipindahkan menuju ke Ball Mill (C-360) melalui belt conveyor (J-353) untuk proses pemecahan aglomerat, sehingga menghasilkan

PCC dengan ukuran kurang dari 2 mikron. Keluaran PCC dari Ball Mill kemudian disimpan di dalam PCC Storage Tank (F-362) sebelum disalurkan ke konsumen. Komposisi PCC yang telah dihasilkan memiliki kandungan sebagai berikut : CaCO_3 sebesar 99,99% dan sisanya adalah air.

BAB IV

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

IV.1 NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi dan kebutuhan bahan baku menggunakan perhitungan 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 :

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

Neraca massa Pabrik Purifikasi Biogas PT Enero dengan Karbonasi Mineral Ca(OH)_2 dari Limbah Pabrik Asetilena dihitung dengan menggunakan data sebagai berikut:

Basis perhitungan = 1 jam operasi

Data Biogas dari PT Enero

Kapasitas Produksi	=	1000 Nm ³ /jam
Tekanan	=	101.325 Pa
Suhu	=	273,15 K

Tabel IV.1 Komposisi Biogas dari PT Enero

No	Komponen	BM (kg/kgmol)	Fraksi Mol
1	CH ₄	16,04	0,61
2	CO ₂	44,01	0,38
3	H ₂ S	34,08	0,01
Total			1

(PT Enero, 2019)

Data Limbah Asetilena

Jumlah limbah digunakan = 1.034,03 kg/jam

Tekanan = 101.325 Pa

Suhu = 273,15 K

Tabel IV.2 Komposisi Limbah Asetilena

No	Komponen	Specific Gravity	BM (kg/kgmol)	Fraksi Mol
1	Al ₂ O ₃	3,70	101,96	0,0060
2	SiO ₂	2,20	60,08	0,0090
3	SO ₃	1,85	80,07	0,0030
4	CaO	3,30	56,08	0,9537
5	Fe ₂ O ₃	5,29	159,69	0,0048
6	Y ₂ O ₃	5,00	225,81	0,0025
7	MoO ₃	4,50	143,94	0,0210
Total				1

(Lita, et.al. 2018)

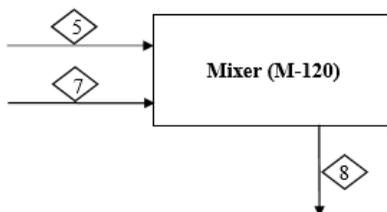
1. Laterite Soil Fixed Bed (D-110)



Tabel IV.3 Neraca Massa Fixed Bed Laterite Soil (D-110)

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <3>		Aliran <12>		H ₂ O Teradsorpsi	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0,36	436,6	0,37	436,6	0	0
2	CO ₂	0,62	746,2	0,63	746,2	0	0
3	H ₂ S	0,01	15,21	0	0	1	15,21
Total		1	1198	1	1183	1	15,21

2. Mixer (M-120)

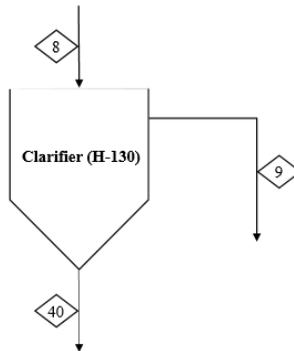


Tabel IV.4 Neraca Massa Mixer (M-120)

No	Komponen	MASUK		REAKSI	
		Aliran <5>	Aliran <7>	Konsumsi	Generasi
1	Al ₂ O ₃	0	10,680	0	0
2	SiO ₂	0	9,440	0	0
3	SO ₃	0	4,194	0	0
4	CaO	0	933,703	933,70	0
5	Fe ₂ O ₃	0	13,382	0	0
6	Y ₂ O ₃	0	9,856	0	0
7	MoO ₃	0	52,773	0	0
8	Ca(OH) ₂	0	0	0	1233,68
9	H ₂ O	778086,1	0	299,96	0
Total		778086,1	1034,028	1233,66	1233,68
No	Komponen	KELUAR			
		Aliran <8>			
1	Al ₂ O ₃	10,680			
2	SiO ₂	9,440			
3	SO ₃	4,194			
4	CaO	0,000			
5	Fe ₂ O ₃	13,382			
6	Y ₂ O ₃	9,856			
7	MoO ₃	52,773			
8	Ca(OH) ₂	1233,677			
9	H ₂ O	777786,1			
Total		779120,1			

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran <5>	778086,100	Aliran <8>	779120,145
Aliran <7>	1034,028	Konsumsi	1233,660
Generasi	1233,677		
Total	780353,805	Total	780353,805

3. Clarifier (H-130)

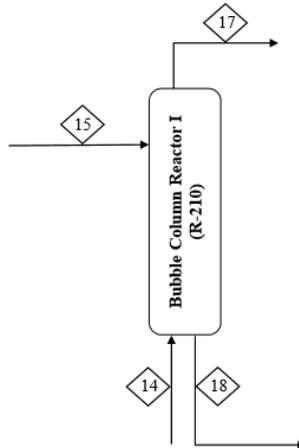


Tabel IV.5 Neraca Massa Clarifier (H-130)

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <8>		Aliran <9>		Aliran <40>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	Al ₂ O ₃	10 ⁻⁵	10,68	0	0	0,04	10,68
2	SiO ₂	10 ⁻⁵	9,440	0	0	0,03	9,44
3	SO ₃	10 ⁻⁵	4,194	0	0	0,02	4,19
4	CaO	10 ⁻⁶	0,000	0	0	0	0
5	Fe ₂ O ₃	2x 10 ⁻⁵	13,38	0	0	0,05	13,38
6	Y ₂ O ₃	10 ⁻⁵	9,856	0	0	0,03	9,86
7	MoO ₃	7x 10 ⁻⁵	52,77	0	0	0,18	52,77
8	Ca(OH) ₂	1,6x 10 ⁻³	1234	2x 10 ⁻³	1234	0	0
9	H ₂ O	0,99	7,77x 10 ⁵	9,98 x10 ⁻²	7,77x 10 ⁵	0,65	186,3
Total		1	7,79x 10 ⁵	1	7,78x 10 ⁵	1	286,6

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran <8>	779120,145	Aliran <9>	778833,502
		Aliran <40>	286,643
Total	779120,145	Total	779120,145

4. Bubble Column Reactor I (R-210)



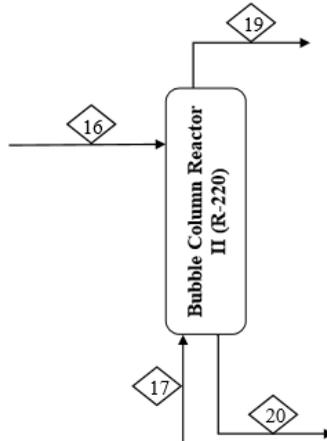
Tabel IV.6 Neraca Massa Bubble Column Reactor I (R-210)

No	Komponen	MASUK		REAKSI	
		Aliran <14>	Aliran <15>	Konsumsi	Generasi
1	CH ₄	436,556	0	0	0
2	CO ₂	746,174	0	552,961	0
3	Ca(OH) ₂	0	979,934	930,937	0
4	CaCO ₃	0	0	0	1257,54
5	H ₂ O	0	617296,6	0	226,348
Total		1182,730	618276,6	1483,898	1483,884

No	Komponen	KELUAR	
		Aliran <17>	Aliran <18>
1	CH ₄	436,556	0
2	CO ₂	193,213	0
3	Ca(OH) ₂	0	48,997
4	CaCO ₃	0	1257,536
5	H ₂ O	14,824	617508,16
Total		644,593	618814,69

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran <14>	1182,730	Aliran <17>	644,593
Aliran <15>	618276,564	Aliran <18>	618814,688
Generasi	1483,884	Konsumsi	1483,898
Total	620943,179	Total	620943,179

5. Bubble Column Reactor II (R-220)

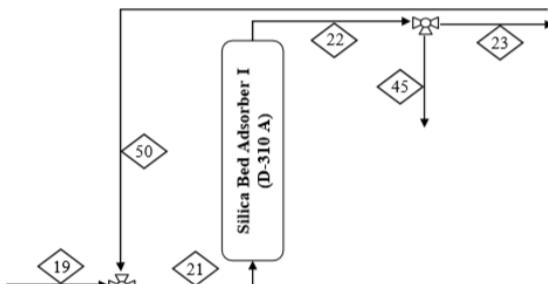


Tabel IV.7 Neraca Massa Bubble Column Reactor II (R-220)

No	Komponen	MASUK		REAKSI	
		Aliran <16>	Aliran <17>	Konsumsi	Generasi
1	CH ₄	0	436,556	0	0
2	CO ₂	0	193,213	143,183	0
3	Ca(OH) ₂	253,743	0	241,056	0
4	CaCO ₃	0	0	0	325,625
5	H ₂ O	159841,9	14,824	0	58,610
Total		160095,6	644,593	384,238	384,235
No	Komponen	KELUAR			
		Aliran <19>	Aliran <20>		
1	CH ₄	436,556	0		
2	CO ₂	50,030	0		
3	Ca(OH) ₂	0	12,687		
4	CaCO ₃	0	325,625		
5	H ₂ O	15,818	159899,51		
Total		502,404	160237,83		

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran <16>	160095,641	Aliran <19>	502,404
Aliran <17>	644,593	Aliran <20>	160237,825
Generasi	384,235	Konsumsi	384,238
Total	16124,468	Total	161124,468

6. Silica Bed Adsorber I (D-310 A)



Tabel IV.8 Neraca Massa Valve/Mixer Masukan D-310 A

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		Aliran <19>		Aliran <50>		Aliran <21>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0,87	436,6	0,86	48,17	0,87	484,9
2	CO ₂	0,1	50,03	0,09	5,529	0,1	55,77
3	H ₂ O	0,03	15,82	0,05	2,551	0,03	18,13
Total		1	502,4	1	56,25	1	558,7

Aliran Masuk (kg) 558,649

Aliran Keluar (kg) 558,649

Tabel IV.9 Neraca Massa Silica Bed Adsorber I (D-310 A)

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <21>		Aliran <22>		H ₂ O Teradsorpsi	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0,87	484,9	0,89	484,8	0	0
2	CO ₂	0,1	55,77	0,10	55,77	0	0
3	H ₂ O	0,03	18,13	0,00	0,363	1	17,76
Total		1	558,7	1	540,9	1	17,76

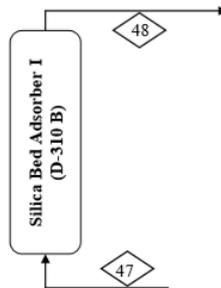
Aliran Masuk (kg) 558,649
 Aliran Keluar (kg) 558,649

Tabel IV.10 Neraca Massa Valve/Mixer Keluaran D-310 A

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <22>		Aliran <23>		Aliran <45>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0,89	484,8	0,89	436,3	0,89	48,48
2	CO ₂	0,10	55,77	0,10	50,19	0,10	5,577
3	H ₂ O	0,00	0,363	0,00	0,326	0,00	0,036
Total		1	540,9	1	486,8	1	54,09

Aliran Masuk (kg) 540,886
 Aliran Keluar (kg) 540,886

7. Silica Bed Adsorber I (D-310 B)



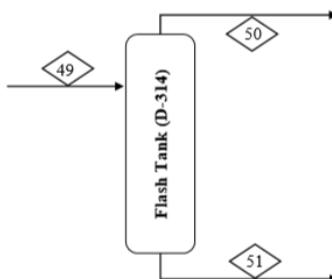
Tabel IV.11 Neraca Massa Silica Bed Adsorber I (D-310 B)

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		H ₂ O Teradsorpsi		Aliran <47>		Aliran <48>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0	0	0,89	48,48	0,68	48,48
2	CO ₂	0	0	0,10	5,577	0,08	5,577
3	H ₂ O	1	17,76	0,00	0,036	0,25	17,79
Total		1	17,76	1	54,09	1	71,85

Aliran Masuk (kg) 71,852

Aliran Keluar (kg) 71,852

8. Flash Tank (D-314)

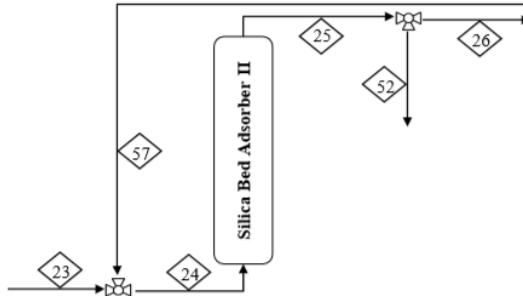


Tabel IV.12 Neraca Massa Flash Tank (D-314)

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <49>		Aliran <50>		Aliran <51>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0,68	48,48	0,86	48,17	0	0
2	CO ₂	0,08	5,577	0,09	5,529	0	0
3	H ₂ O	0,25	17,79	0,05	2,551	1	15,61
Total		1	71,85	1	56,25	1	15,61

Aliran Masuk (kg) 71,852
 Aliran Keluar (kg) 71,852

9. Silica Bed Adsorber II (D-320 A)



Tabel IV.13 Neraca Massa Valve/Mixer Masukan D-320 A

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		Aliran <23>		Aliran <57>		Aliran <24>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0,89	436,3	0,86	48,51	0,89	484,8
2	CO ₂	0,10	50,19	0,09	5,461	0,10	55,6
3	H ₂ O	0,00	0,326	0,05	2,719	0,01	3,045
Total		1	486,8	1	56,69	1	543,5

Aliran Masuk (kg) 543,491
 Aliran Keluar (kg) 543,491

Tabel IV.14 Neraca Massa Silica Bed Adsorber II (D-320 A)

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <24>		Aliran <25>		H ₂ O Teradsorpsi	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0,89	484,8	0,89	484,8	0	0
2	CO ₂	0,10	55,65	0,10	55,65	0	0
3	H ₂ O	0,01	3,045	0,00	0,061	1	2,984
Total		1	543,5	1	540,5	1	2,984

Aliran Masuk (kg) 543,491

Aliran Keluar (kg) 543,491

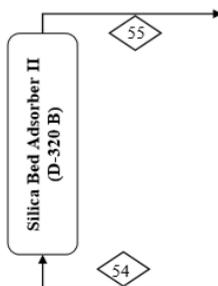
Tabel IV.15 Neraca Massa Valve/Mixer Keluaran D-320 A

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <25>		Aliran <26>		Aliran <52>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0,89	484,8	0,89	436,3	0,89	48,48
2	CO ₂	0,10	55,65	0,10	50,09	0,10	5,565
3	H ₂ O	0,00	0,006	0,00	0,055	0,00	0,006
Total		1	540,5	1	486,5	1	54,05

Aliran Masuk (kg) 540,507

Aliran Keluar (kg) 540,507

10. Silica Bed Adsorber II (D-320 B)



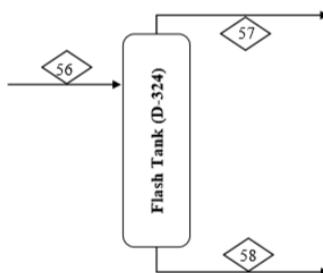
Tabel IV.16 Neraca Massa Silica Bed Adsorber II (D-320 B)

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		H ₂ O Teradsorpsi		Aliran <54>		Aliran <55>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0	0	0,89	48,48	0,85	48,48
2	CO ₂	0	0	0,10	5,565	0,09	5,565
3	H ₂ O	1	2,984	0,00	0,006	0,05	2,991
Total		1	2,984	1	54,05	1	57,04

Aliran Masuk (kg) 57,035

Aliran Keluar (kg) 57,035

11. Flash Tank (D-324)

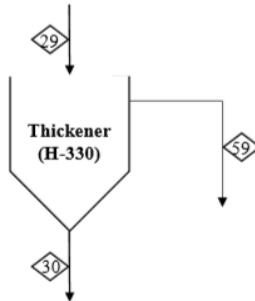


Tabel IV.17 Neraca Massa Flash Tank (D-324)

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <56>		Aliran <57>		Aliran <58>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CH ₄	0,85	48,48	0,86	48,51	0	0
2	CO ₂	0,09	5,565	0,09	5,461	0	0
3	H ₂ O	0,05	2,991	0,05	2,719	1	0,341
Total		1	57,04	1	56,69	1	0,341

Aliran Masuk (kg) 57,035
 Aliran Keluar (kg) 57,035

12. Thickener (H-330)

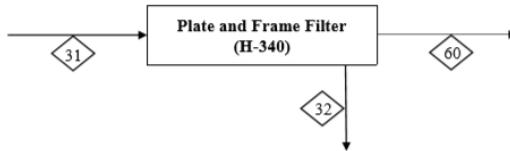


Tabel IV.18 Neraca Massa Thickener (H-330)

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <29>		Aliran <30>		Aliran <59>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CaCO ₃	0,00	1583	0,45	1583	0	0
2	Ca(OH) ₂	0,00	61,68	0	0	0,00	61,68
3	H ₂ O	0,99	7,77x 10 ⁵	0,55	1935	0,99	7,78x 10 ⁵
Total		1	7,78x 10 ⁵	1	3518		7,78x 10 ⁵

Aliran Masuk (kg) 779052,513
 Aliran Keluar (kg) 779052,513

13. Plate and Frame Filter (H-340)

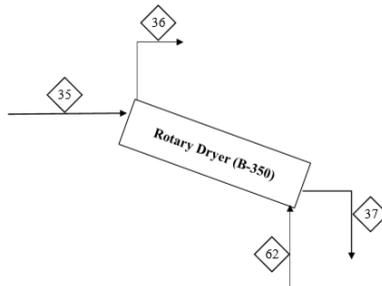


Tabel IV.19 Neraca Massa Plate and Frame Filter (H-340)

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <31>		Aliran <32>		Aliran <60>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CaCO ₃	0,45	1583	0,99	1583	0	0
2	H ₂ O	0,55	1934	0,01	19,35	1	1915
Total		1	3518	1	1602	1	1915

Aliran Masuk (kg) 3518,135
 Aliran Keluar (kg) 3518,135

14. Rotary Dryer (B-350)



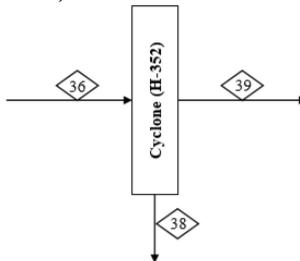
Tabel IV.20 Neraca Massa Rotary Dryer (B-350)

No	Komponen	Masuk			
		Aliran <35>		Aliran <62>	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	CaCO ₃	0,99	1583,2	0	0
2	H ₂ O	0,01	19,3	0	0
3	O ₂	0	0	0,21	3,655
4	N ₂	0	0	0,79	13,748
Total		1	1602,5	1	17,403
No	Komponen	Keluar			
		Aliran <36>		Aliran <37>	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	CaCO ₃	0,302	15,832	1	1567,33
2	H ₂ O	0,366	19,156	0	0,193
3	O ₂	0,070	3,655	0	0
4	N ₂	0,262	13,748	0	0
Total		1	52,391	1	1567,52

Aliran Masuk (kg) 1619,913

Aliran Keluar (kg) 1619,913

15. Cyclone (H-352)



Tabel IV.21 Neraca Massa Cyclone (H-352)

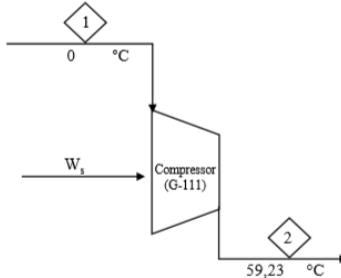
No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <36>		Aliran <38>		Aliran <39>	
		x	Massa (kg)	x	Massa (kg)	x	Massa (kg)
1	CaCO ₃	0,30	15,83	1	15,83	0	0
2	H ₂ O	0,37	19,16	0	0	0,52	19,16
3	O ₂	0,07	3,655	0	0	0,1	3,655
4	N ₂	0,26	13,75	0	0	0,38	13,75
Total		1	52,39	1	15,83	1	36,56

Aliran Masuk (kg) 52,391

Aliran Keluar (kg) 52,391

IV.2 NERACA ENERGI

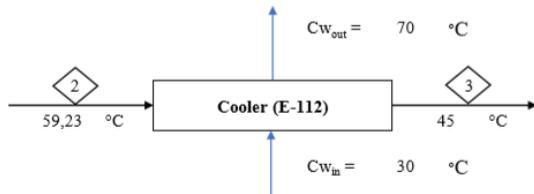
1. Compressor (G-111)



Tabel IV.22 Neraca Energi Compressor (G-111)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <1>	-38956,459	Aliran <2>	56499,133
W_s	95455,593		
Total	56499,133	Total	56499,133

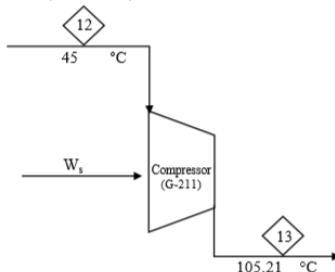
2. Cooler (E-112)



Tabel IV.23 Neraca Energi Cooler (E-112)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <2>	56499,133	Aliran <3>	32597,459
		Q	23901,674
Total	56499,133	Total	56499,133

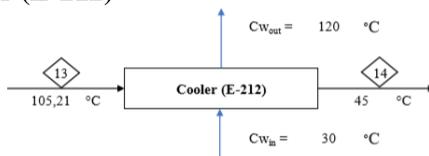
3. Compressor (G-211)



Tabel IV.24 Neraca Energi Compressor (G-211)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <12>	32289,900	Aliran <13>	136226,913
W_s	103937,013		
Total	136226,913	Total	136226,913

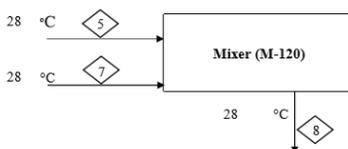
4. Cooler (E-212)



Tabel IV.25 Neraca Energi Cooler (E-212)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <13>	136226,913	Aliran <14>	33967,528
		Q	102259,385
Total	136226,913	Total	136226,913

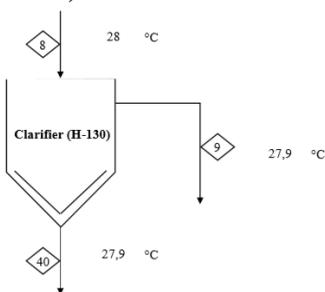
5. Mixer (M-120)



Tabel IV.26 Neraca Energi Mixer (M-120)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <5>	9771272,21	Aliran <8>	9775307,343
Aliran <7>	2671,466	ΔH_r	-1363,666
Total	9773943,68	Total	9773943,677

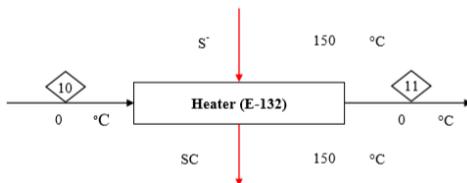
6. Clarifier (H-130)



Tabel IV.27 Neraca Energi Clarifier (H-130)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <8>	9775307,83	Aliran <9>	9283763,851
		Aliran <40>	2778,586
		Q _{loss}	488765,391
Total	9775307,83	Total	9775307,83

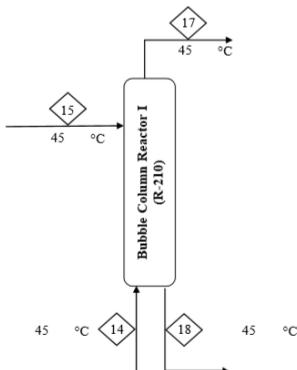
7. Heater (E-132)



Tabel IV.28 Neraca Energi Heater (E-132)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <10>	9283763,85	Aliran <11>	65201853,361
Q	55918089,5		
Total	65201853,4	Total	65201853,361

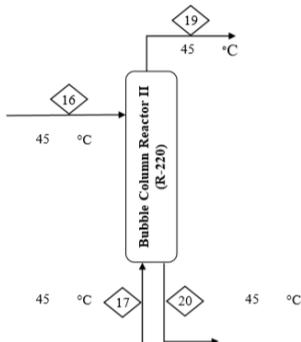
8. Bubble Column Reactor I (R-210)



Tabel IV.29 Neraca Energi Bubble Column Reactor I (R-210)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <14>	33967,53	Aliran <17>	24004,76
Aliran <15>	51760422,9	Aliran <18>	51771023,3
		ΔH_r	-637,62
Total	51794390,4	Total	51794390,4

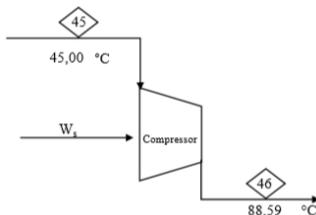
9. Bubble Column Reactor II (R-220)



Tabel IV.30 Neraca Energi Bubble Column Reactor II (R-220)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <16>	13402769,1	Aliran <19>	21621,2
Aliran <17>	24004,8	Aliran <20>	13405317,8
		ΔH_r	-165,1
Total	13426773,9	Total	13426773,9

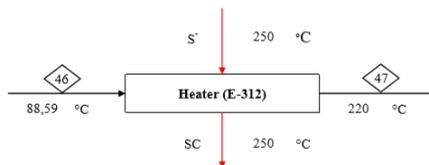
10. Compressor (G-311)



Tabel IV.31 Neraca Energi Compressor (G-311)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <45>	2254,284	Aliran <46>	7446,254
W_s	5191,970		
Total	7446,254	Total	7446,254

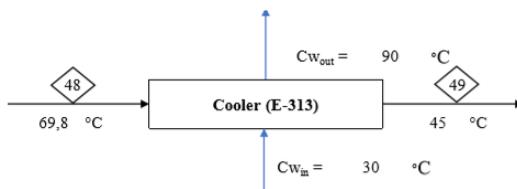
11. Heater (E-312)



Tabel IV.32 Neraca Energi Heater (E-312)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <46>	7446,254	Aliran <47>	25293,958
Q	17847,704		
Total	25293,958	Total	25293,958

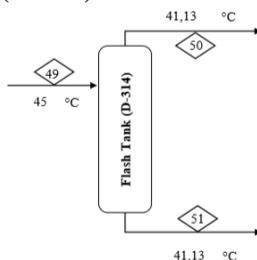
12. Cooler (E-313)



Tabel IV.33 Neraca Energi Cooler (E-313)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <48>	8500,743	Aliran <49>	3746,043
		Q	4754,700
Total	8500,743	Total	8500,743

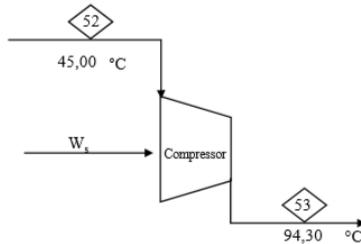
13. Flash Tank (D-314)



Tabel IV.34 Neraca Energi Flash Tank (D-314)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <49>	3746,043	Aliran <50>	1972,326
		Aliran <51>	1054,662
		Q _{loss}	719,055
Total	3746,043	Total	3746,043

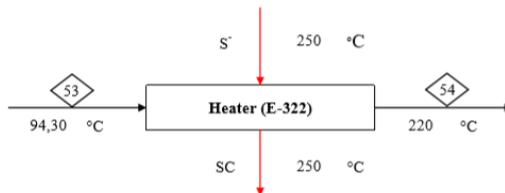
14. Compressor (G-321)



Tabel IV.35 Neraca Energi Compressor (G-321)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <52>	2254,258	Aliran <53>	8154,070
W _s	5899,812		
Total	8154,070	Total	8154,070

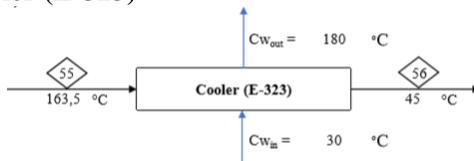
15. Heater (E-322)



Tabel IV.36 Neraca Energi Heater (E-322)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <53>	8154070	Aliran <54>	25293,735
Q	17139,664		
Total	25293,735	Total	25293,735

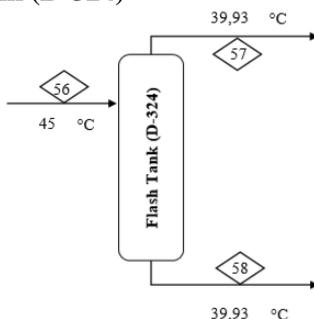
16. Cooler (E-323)



Tabel IV.37 Neraca Energi Cooler (E-323)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <55>	18975,633	Aliran <56>	2504,892
		Q	16470,741
Total	18975,633	Total	18975,633

17. Flash Tank (D-324)

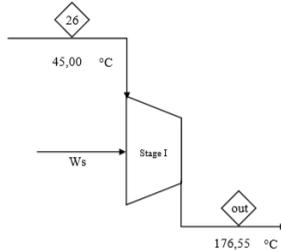


Tabel IV.38 Neraca Energi Flash Tank (D-324)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <56>	2504,892	Aliran <57>	1844,976
		Aliran <58>	21,314
		Q _{loss}	638,602
Total	2504,892	Total	2504,892

18. Biomethane Multistage Compressor (F-325)

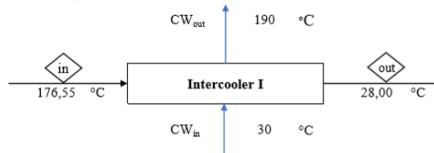
18.1 Biomethane Compressor Stage I



Tabel IV.39 Neraca Energi Biomethane Compressor Stage I

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <26>	20288,320	Aliran <out>	171390,147
W_s	151101,827		
Total	171390,147	Total	171390,147

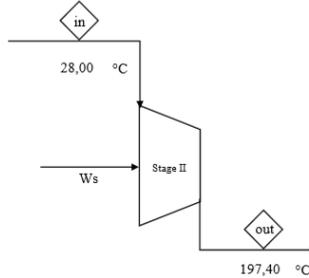
18.2 Intercooler I



Tabel IV.40 Neraca Energi Intercooler I

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <in>	171390,147	Aliran <out>	2996,993
		Q	168393,154
Total	171390,147	Total	171390,147

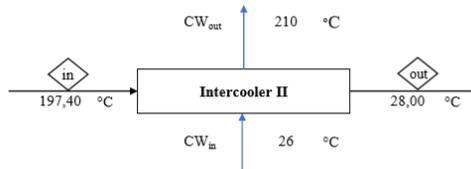
18.3 Biomethane Compressor Stage II



Tabel IV.41 Neraca Energi Biomethane Compressor Stage II

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <in>	2996,993	Aliran <out>	198025,218
W_s	195028,224		
Total	198025,218	Total	198025,218

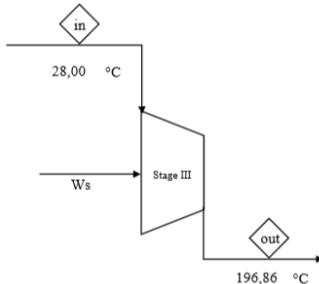
18.4 Intercooler II



Tabel IV.42 Neraca Energi Intercooler II

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <in>	198025,218	Aliran <out>	2996,993
		Q	195028,224
Total	198025,218	Total	198025,218

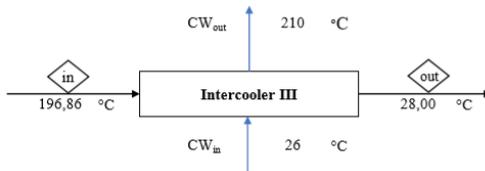
18.5 Biomethane Compressor Stage III



Tabel IV.43 Neraca Energi Biomethane Compressor Stage III

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <in>	198025,218	Aliran <out>	197316,258
W_s	-708,959		
Total	197316,258	Total	197316,258

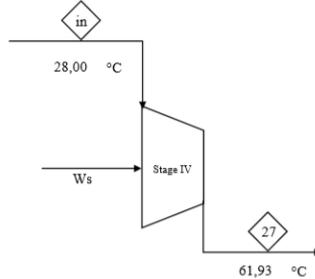
18.6 Intercooler III



Tabel IV.44 Neraca Energi Intercooler III

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <in>	197316,258	Aliran <out>	2996,993
		Q	194319,265
Total	197316,258	Total	197316,258

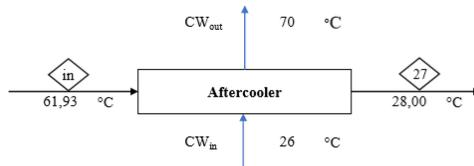
18.7 Biomethane Compressor Stage IV



Tabel IV.45 Neraca Energi Biomethane Compressor Stage IV

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <in>	2996,993	Aliran <27>	38039,990
W_s	35042,997		
Total	38039,990	Total	38039,990

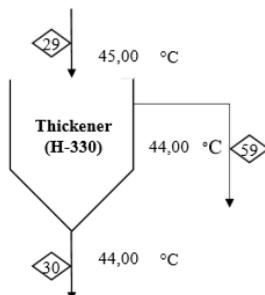
18.8 Aftercooler



Tabel IV.46 Neraca Energi Aftercooler

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <in>	38039,990	Aliran <27>	2996,993
		Q	35042,997
Total	38039,990	Total	38039,990

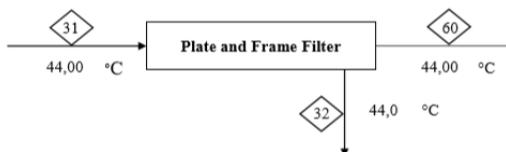
19. Thickener (H-330)



Tabel IV.47 Neraca Energi Thickener (H-330)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <29>	65175719,4	Aliran <30>	179242,490
		Aliran <59>	61738453,438
		Q_{loss}	3258785,971
Total	65175719,4	Total	65175719,4

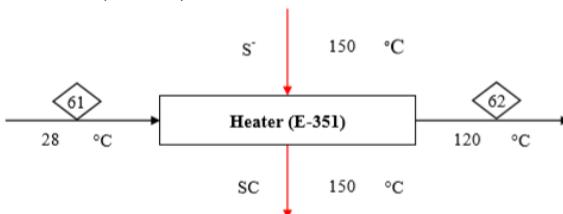
20. Plate and Frame Filter (H-340)



Tabel IV.48 Neraca Energi Plate and Frame Filter (H-340)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <31>	179242,49	Aliran <32>	26735,708
		Aliran <60>	152506,782
Total	179242,49	Total	179242,49

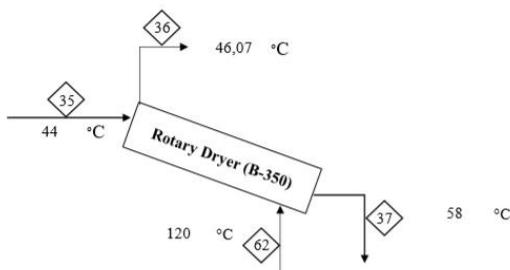
21. Heater (E-351)



Tabel IV.49 Neraca Energi Heater (E-351)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <61>	52,969	Aliran <62>	1691,319
Q	1638,350		
Total	1691,319	Total	1691,319

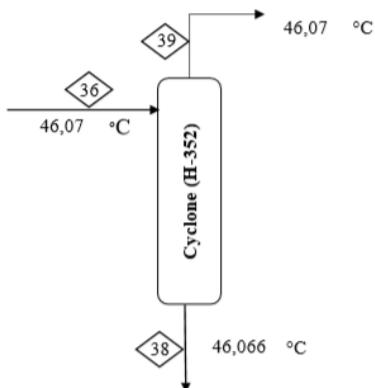
22. Rotary Dryer (B-350)



Tabel IV.50 Neraca Energi Rotary Dryer (B-350)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <35>	1185,405	Aliran <36>	2056,600
Aliran <62>	1702,984	Aliran <37>	831,789
Total	2888,389	Total	2888,389

23. Cyclone (H-352)

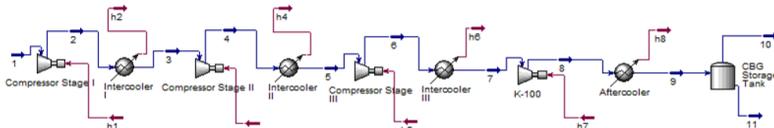


Tabel IV.51 Neraca Energi Cyclone (H-352)

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <36>	2042,291	Aliran <38>	280,018
		Aliran <39>	1762,273
Total	2042,291	Total	2042,291

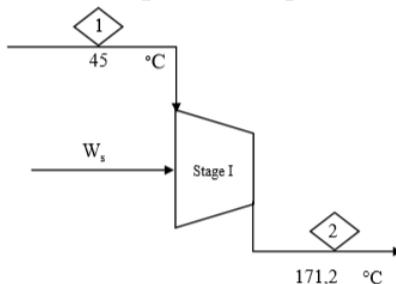
24. Perhitungan Biomethane Compressor Package Menggunakan Aspen Hysys

Untuk opsi kedua, perhitungan neraca energi menggunakan Aspen Hysys untuk mengetahui tekanan dan suhu keluaran pada masing-masing compressor dan intercooler.



Gambar B.1 Ilustrasi Simulasi Biomethane Multistage Compressor dan Intercooler

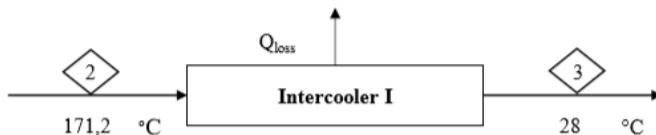
24.1 Biomethane Compressor Stage I



Tabel IV.52 Neraca Energi Biomethane Compressor Stage I

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <1>	-2465302,412	Aliran <2>	-2323618,77
W_s	141683,641		
Total	-2323618,77	Total	-2323618,77

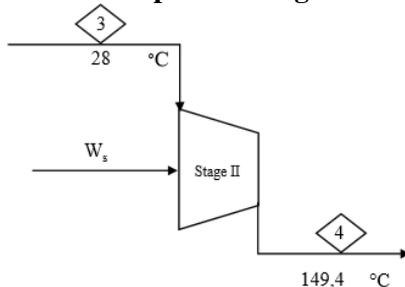
24.2 Intercooler I



Tabel IV.53 Neraca Energi Intercooler I

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <2>	-2323618,77	Aliran <3>	-2486372,62
		Q	162754
Total	-2323618,77	Total	-2323618,77

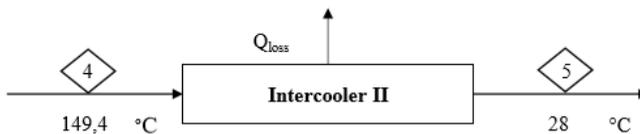
24.3 Biomethane Compressor Stage II



Tabel IV.54 Neraca Energi Biomethane Compressor Stage II

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <3>	-2486372,625	Aliran <4>	-2356181,15
W_s	130191,477		
Total	-2356181,15	Total	-2356181,15

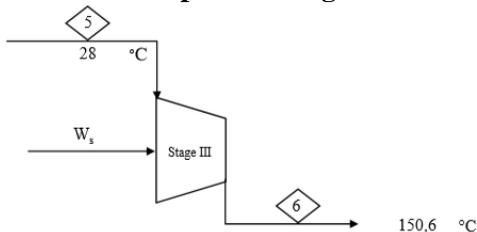
24.4 Intercooler II



Tabel IV.55 Neraca Energi Intercooler II

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <4>	-2356181,15	Aliran <5>	-2503551,89
		Q	147371
Total	-2356181,15	Total	-2356181,15

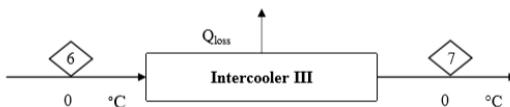
24.5 Biomethane Compressor Stage III



Tabel IV.56 Neraca Energi Biomethane Compressor Stage III

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <5>	-2503551,89	Aliran <6>	-2380521,42
W_s	123030,467		
Total	-2380521,42	Total	-2380521,42

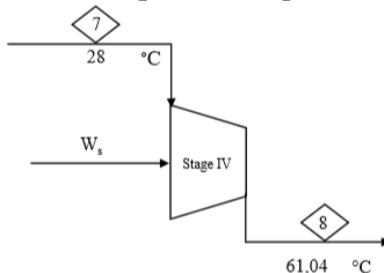
24.6 Intercooler III



Tabel IV.57 Neraca Energi Intercooler III

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <6>	-2380521,42	Aliran <7>	-2549474,25
		Q	168952,826
Total	-2380521,42	Total	-2380521,42

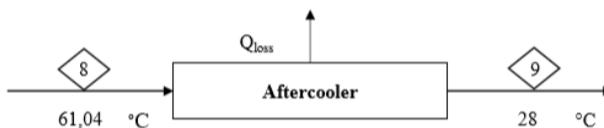
24.7 Biomethane Compressor Stage IV



Tabel IV.58 Neraca Energi Biomethane Compressor Stage IV

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <7>	-2549474,25	Aliran <8>	-2518769,96
W_s	30704,291		
Total	-2518769,96	Total	-2518769,96

24.8 Aftercooler



Tabel IV.59 Neraca Energi Aftercooler

Aliran Masuk Energi (kJ)		Aliran Keluar Energi (kJ)	
Aliran <8>	-2518769,96	Aliran <9>	-2569568,94
		Q	50798,982
Total	-2518769,96	Total	-2518769,96

BAB V SPESIFIKASI DAN HARGA ALAT

Berikut ini adalah daftar alat beserta spesifikasi alat yang digunakan pada Pabrik Purifikasi Biogas PT Eneo dengan Karbonasi Mineral $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dari Limbah Asetilena dengan Menggunakan *Bubble Column Reactor*.

1. Compressor (G-111)

Nama Alat	: Biogas Compressor
Kode Alat	: G-111
Tipe	: Centrifugal compressor
Fungsi	: Menaikkan tekanan biogas : sebelum disimpan
Jumlah compressor	: 1 buah compressor
Kondisi operasi	: $P_{\text{suction}} = 1 \text{ atm}$ $P_{\text{discharge}} = 2 \text{ atm}$
Jumlah stage	: 1 stage
Bahan	: Cast Iron
Kapasitas	: 1182,27 kg/jam
Mechanical Efficiency	: 80%
Power	: 100,0 kW
Harga per unit	: US\$ 8.440

2. Cooler (E-112)

Nama Alat	Cooler (E-112)
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menurunkan suhu biogas sebelum masuk ke adsorber
Tipe	2-8 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A

Suhu Fluida	$T_1 = 30^\circ\text{C}$ $t_1 = 59^\circ\text{C}$ $T_2 = 200^\circ\text{C}$ $t_2 = 45^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 12 in = 0,3048 m Baffle space = 12 in = 0,3048 m Passes = 1 $\Delta P = 1,132 \times 10^{-9} \text{ psi} = 7,8 \times 10^{-11} \text{ bar}$
Tube side (biogas)	Diameter luar = 0,5 in = $1,27 \times 10^{-2} \text{ m}$ Jumlah tube = 18 BWG = 12 Pitch = 0,9375 in = 0,0238 m $a'' = 0,1309 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0399 \text{ m}^2/\text{m}$ $a' = 0,0625 \text{ in}^2 = 0,0040 \text{ m}^2$ Passes = 8 $\Delta P = 0,06917 \text{ psi} = 0,00477 \text{ bar}$
Rd	0,0030 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	20,1552 ft ² = 1,8725 m ²
Jumlah Alat	2 unit
Harga per unit	US\$ 1.880

3. Laterite Soil Fixed Bed (D-110)

Spesifikasi	: Soil Laterite Fixed Bed (D-110)
Material	: SA 167 type 304 grade 3
Jumlah	: 2 unit
Fungsi	: Menghilangkan kandungan H ₂ S yang terkandung pada aliran biogas dengan menggunakan laterite soil
Tipe	: Silinder packing dengan tutup atas dan bawah
Jenis sambungan	: Double welded butt
OD	: 42 in = 1,0668 m
ID	: 40,628 in = 1,0320 m

H bed	: 65,005 in = 1,6511 m
Tinggi shell	: 81,257 in = 2,0639 m
Tebal shell	: 0,188 in = 0,0048 m
Tebal tutup atas	: 0,188 in = 0,0048 m
Straight flange (sf)	: 0,5 in = 0,0127 m
Tinggi tutup atas	: 9,111 in = 0,2314 m
Tebal tutup bawah	: 0,188 in = 0,0048 m
Tinggi tutup bawah	: 9,111 in = 0,2314 m
Tinggi tangki total	: 99,479 in = 2,5268 m
Harga per unit	: US\$ 4.000

4. Compressor (G-211)

Nama Alat	: Biogas Compressor
Kode Alat	: G-211
Tipe	: Centrifugal compressor
Fungsi	: Menaikkan tekanan biogas : sebelum disimpan
Jumlah compressor	: 1 buah compressor
Kondisi operasi	: $P_{\text{suction}} = 1,9 \text{ atm}$ $P_{\text{discharge}} = 3,5 \text{ atm}$
Jumlah stage	: 1 stage
Bahan	: Cast Iron
Kapasitas	: 1182,73 kg/jam
Mechanical Efficiency	: 80%
Power	: 100,0 kW
Harga per unit	: US\$ 18.050

5. Cooler (E-212)

Nama Alat	Cooler (E-212)
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menurunkan suhu biogas sebelum masuk ke reaktor
Tipe	2-8 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 30^\circ\text{C}$

	$t_1 = 103^\circ\text{C}$
	$T_2 = 200^\circ\text{C}$
	$t_2 = 45^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 12 in = 0,3048 m
	Baffle space = 12 in = 0,3048 m
	Passes = 1
	$\Delta P = 1,132 \times 10^{-9} \text{ psi} = 7,8 \times 10^{-11} \text{ bar}$
Tube side (biogas)	Diameter luar = 0,5 in = $1,27 \times 10^{-2} \text{ m}$
	Jumlah tube = 18
	BWG = 12
	Pitch = 0,9375 in = 0,0238 m
	$a'' = 0,1309 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0399 \text{ m}^2/\text{m}$
	$a' = 0,0625 \text{ in}^2 = 0,0040 \text{ m}^2$
	Passes = 8
$\Delta P = 0,0436 \text{ psi} = 0,00300 \text{ bar}$	
Rd	0,0029 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	20,1552 ft ² = 1,8725 m ²
Jumlah Alat	2 unit
Harga per unit	US\$ 1.880

6. Acetylene Waste Storage (F-121)

Tipe	=	Bangunan balok
Jumlah	=	1 buah
Kapasitas	=	550,8795 m ³
Dimensi	=	p = 11,3678 m
		l = 5,6839 m
		t = 8,5258 m
Bahan konstruksi	=	Batu bata dan semen
Harga	=	US\$ 15.940

7. Pompa (L-122)

Nama alat	:	Mixer Tank Pump
Kode alat	:	L-122
Fungsi alat	:	Memompa air menuju mixer tank
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Cast iron</i>
Kapasitas	:	779120,1 kg/jam (778,09 m ³ /jam)
Pipa	:	Pipa 8 in sch 40
Power	:	55 kW
Head	:	20 m
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	US\$ 11.730

8. Belt Conveyor (J-123)

Nama alat	:	Belt Conveyor (J-123)
Fungsi	:	Memindahkan limbah asetilena padat ke mixer tank
Lebar belt	:	14 in = 35,56 cm = 0,356 m
Tinggi skrit plate	:	7 in = 17,78 cm = 0,178 m
Kecepatan normal conveying	:	120 ft/menit = 2 ft/s = 0,61 m/s
Kemiringan	:	40°
Kapasitas Maksimum	:	32 ton/jam
Power	:	15 kW
Harga Alat	:	US\$ 8.440

9. Mixer (M-120)

Nama alat	:	Mixer Tank
Kode Alat	:	M-120
Fungsi Alat	:	Melarutkan limbah asetilena dengan air menjadi larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$
Tipe	:	Tangki berpengaduk berbentuk silinder dengan tutup atas standard dish head dan tutup bawah conical dengan 2 pengaduk
Kapasitas	:	$549,78 \text{ ft}^3 = 15,57 \text{ m}^3$
Bahan Konstruksi	:	Stainless steel 316
Spek tangki	:	
Diameter (OD)	:	18 ft = 5,373 m
Diameter (ID)	:	18 ft = 5,364 m
Tebal shell	:	0,063 in = 0,00159 m
Tutup atas	:	0,068 in = 0,00172 m
Tutup bawah	:	0,006 in = 0,00014 m
Tinggi liquid	:	6,4 m
Spek Nozzle Aliran Utama	:	
Diameter (OD)	:	4,1 in = 0,104 m
Jenis pipa	:	Pipa schedule 80-inch sch 40
Spek Nozzle Aliran Air	:	
Diameter (OD)	:	4,1 in = 0,104 m
Jenis pipa	:	Pipa schedule 80-inch sch 40
Spek Pengaduk	:	
Jenis	:	Three blade propeller
Jumlah	:	2 unit
Diameter	:	1,341 m
Lebar blade (W)	:	0,268 m
Panjang blade (L)	:	0,335 m
Lebar baffle (J)	:	0,447 m
Power	:	$1738,75 \text{ hp} = 1296,58 \text{ kW}$
Harga	:	US\$ 18000

10. Clarifier (H-130)

Nama alat	:	Clarifier (H-130)
Kode alat	:	H-130
Fungsi alat	:	Memisahkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dari pengotor lainnya
Tipe	:	<i>Sludge Recirculation</i>
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 302
Dimensi	:	Tinggi : 3,50 m Diameter : 12 m
Kapasitas	:	356,12 m ³
Kondisi operasi	:	Suhu : 28°C Tekanan : 1 atm
Power	:	2 kW
Waktu tinggal	:	0,21 jam
Jumlah	:	1 unit
Harga Alat	:	US\$ 18170

11. Pompa (L-131)

Nama alat	:	Bubble Column Pump
Kode alat	:	L-131
Fungsi alat	:	Mengalirkan larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ke bubble column
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Cast iron</i>
Kapasitas	:	778833,5 kg/jam (778,12 m ³ /jam)
Pipa	:	Pipa 8 in sch 40
Power	:	110 kW
Head	:	42 m
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	US\$ 10550

12. Heater (E-132)

Nama Alat	Heater (E-132)
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menaikkan suhu larutan Ca(OH)_2 sebelum masuk ke reaktor
Tipe	2-8 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 150^\circ\text{C}$
	$t_1 = 28^\circ\text{C}$
	$T_2 = 150^\circ\text{C}$
	$t_2 = 45^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 15,25 in = 0,3874 m
	Baffle space = 12,2 in = 0,3099 m
	Passes = 4
	$\Delta P = 1,9268 \text{ psi} = 0,1328 \text{ bar}$
Tube side (biogas)	Diameter luar = 1,5 in = 0,0381 m
	Jumlah tube = 32
	BWG = 18
	Pitch = 1,875 in = 0,0476 m
	$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$
	$a' = 1,54 \text{ in}^2 = 0,0010 \text{ m}^2$
	Passes = 4
$\Delta P = 0,1644 \text{ psi} = 0,01133 \text{ bar}$	
Rd	0,0640 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	4,0675 ft ² = 0,3779 m ²
Jumlah Alat	2 unit
Harga per unit	US\$ 1.880

13. Bubble Column Reactor I (R-210)

Alat	: Reaktor
Kode	: R-210
Fungsi	: Sebagai tempat mereaksikan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan gas CO_2 untuk menghasilkan CBG dan PCC
Tipe	: <i>Bubble reactor</i>
Dimensi	: Diameter shell (D) = 11,44 ft = 3,486 m
	: Tinggi shell (H) = 34,02 ft = 10,370 m
	: Teball shell (ts) = 3/8 inch = 0,010 m
	: Tebal head (th) = 7/16 inch = 0,0143 m
Tekanan desain	: 50,0465 psi = 3,4503 bar
Bahan konstruksi	: High alloy steel SA-240 grade M type 316
Jumlah	: 1 buah
Harga Alat	: US 16645

14. Bubble Column Reactor II (R-220)

Alat	: Reaktor
Kode	: R-220
Fungsi	: Sebagai tempat mereaksikan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan gas CO_2 untuk menghasilkan CBG dan PCC
Tipe	: <i>Bubble reactor</i>
Dimensi	: Diameter shell (D) = 6,00 ft = 1,829 m
	: Tinggi shell (H) = 21,96 ft = 6,693 m
	: Teball shell (ts) = 1/3 inch = 0,08 m
	: Tebal head (th) = 3/8 inch = 0,010 m
Tekanan desain	: 50,4202 psi = 3,4761 bar
Bahan konstruksi	: High alloy steel SA-240 grade M type 316
Jumlah	: 1 buah
Harga Alat	: US 7270

15. Silica Bed Adsorber I (D-310 A/B)

Spesifikasi	: Silica Bed Adsorber I (D-310)
Material	: SA 167 type 304 grade 3
Jumlah	: 2 unit
Fungsi	: Menghilangkan kandungan H ₂ O yang terkandung pada aliran biometana
Tipe	: Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head
Jenis sambungan	: Double welded butt
OD	: 33,176 in = 0,8427 m
H bed	: 52,519 in = 1,3340 m
Tinggi shell	: 65,649 in = 1,6675 m
Tebal shell	: 0,188 in = 0,0048 m
Tebal tutup atas	: 0,188 in = 0,0048 m
Straight flange (sf)	: 0,50 in = 0,0127 m
Tinggi tutup atas	: 10,563 in = 0,2683 m
Tebal tutup bawah	: 0,188 in = 0,0048 m
Tinggi tutup bawah	: 10,563 in = 0,2683 m
Tinggi tangki total	: 86,774 in = 2,2041 m
Harga per unit	: US\$ 3940

16. Compressor (G-311)

Nama Alat	: Compressor (G-311)
Tipe	: Centrifugal compressor
Fungsi	: Menaikkan tekanan biogas sebelum disimpan
Jumlah compressor	: 1 buah compressor
Kondisi operasi	: $P_{suction} = 1,8 \text{ atm}$ $P_{discharge} = 2,8 \text{ atm}$
Jumlah stage	: 1 stage
Bahan	: Cast Iron
Kapasitas	: 54,089 kg/jam
Mechanical Efficiency	: 80%
Power	: 5,5 kW
Harga per unit	: US\$ 245

17. Heater (E-312)

Nama Alat	Heater (E-312)
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menaikkan suhu biomethane pada regenerasi
Tipe	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 250^\circ\text{C}$
	$t_1 = 89^\circ\text{C}$
	$T_2 = 250^\circ\text{C}$
	$t_2 = 220^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 15,25 in = 0,3874 m
	Baffle space = 12,2 in = 0,3099 m
	Passes = 4
	$\Delta P = 1,49 \times 10^{-7} \text{ psi} = 1,27 \times 10^{-8} \text{ bar}$
Tube side (biogas)	Diameter luar = 1,5 in = 0,0381 m
	Jumlah tube = 32
	BWG = 16
	Pitch = 1,875 in = 0,0476 m
	$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$
	$a' = 1,54 \text{ in}^2 = 0,0010 \text{ m}^2$
	Passes = 4
$\Delta P = 0,0197 \text{ psi} = 0,00135 \text{ bar}$	
Rd	0,0002 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	59,0073 ft ² = 5,4820 m ²
Jumlah Alat	1 unit
Harga per unit	US\$ 2465

18. Cooler (E-313)

Nama Alat	Cooler (E-313)
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menurunkan suhu biomethane pada regenerasi
Tipe	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 30^\circ\text{C}$
	$t_1 = 70^\circ\text{C}$
	$T_2 = 90^\circ\text{C}$
	$t_2 = 45^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 12 in = 0,3084 m
	Baffle space = 12 in = 0,3048 m
	Passes = 1
	$\Delta P = 1,986 \times 10^{-11}$ psi = $1,369 \times 10^{-12}$ bar
Tube side (biogas)	Diameter luar = 0,5 in = $1,27 \times 10^{-2}$ m
	Jumlah tube = 18
	BWG = 12
	Pitch = 0,9375 in = 0,0238 m
	$a'' = 0,1309$ ft ² /ft = 0,0399 m ² /m
	$a' = 0,0625$ in ² = 0,00004 m ²
	Passes = 8
$\Delta P = 0,0542$ psi = 0,00374 bar	
Rd	0,0030 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	20,1552 ft ² = 1,8725 m ²
Jumlah Alat	1 unit
Harga per unit	US\$ 2465

19. Flash Tank (D-314)

Nama alat	:	Flash Tank (D-314)
Fungsi Alat	:	Memisahkan air dari kondensat biometana untuk regenerasi silica
Tipe	:	Flash separator
Kapasitas	:	71,8490 kg/jam
Bahan Konstruksi	:	SA 240 Grade A Tipe 410
Jumlah	:	1
Spesifikasi	:	
Outside Diameter	:	228 inch = 5,791 m
Inside Diameter	:	18 ft = 5,486 m
Tinggi Weir	:	5,078 inch = 0,129 m
Panjang Tangki	:	36 ft = 10,973 m
Jarak ke Weir	:	6 ft = 1,829 m
Tebal shell	:	0,313 inch = 0,008 m
Tebal tutup atas	:	0,25 inch = 0,006 m
Tebal tutup bawah	:	0,25 inch = 0,006 m
Tekanan operasi	:	35,940 psia = 2,478 bar
Tinggi tutup atas	:	3,042 ft = 0,927 m
Tinggi tutup bawah	:	3,042 ft = 0,927 m
Harga	:	US\$ 12310

20. Silica Bed Adsorber II (D-320)

Spesifikasi	:	Silica Bed Adsorber II (D-320)
Material	:	SA 167 type 304 grade 3
Jumlah	:	2 unit
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan H ₂ O yang terkandung pada aliran biometana
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head
Jenis sambungan	:	Double welded butt
OD	:	18,417 in = 0,4678 m

H bed	: 0,015 in = 0,0004 m
Tinggi shell	: 36,225 in = 0,9201 m
Tebal shell	: 0,188 in = 0,0048 m
Tebal tutup atas	: 0,188 in = 0,0048 m
Straight flange (sf)	: 0,500 in = 0,0127 m
Tinggi tutup atas	: 4,104 in = 0,1043 m
Tebal tutup bawah	: 0,188 in = 0,0048 m
Tinggi tutup bawah	: 4,104 in = 0,1043 m
Tinggi tangki total	: 44,434 in = 1,1286 m
Harga per unit	: US\$ 3940

21. Compressor (G-321)

Nama Alat	: Compressor
Kode Alat	: G-321
Tipe	: Centrifugal compressor
Fungsi	: Menaikkan tekanan biogas : sebelum disimpan
Jumlah compressor	: 1 buah compressor
Kondisi operasi	: $P_{\text{suction}} = 1,6 \text{ atm}$ $P_{\text{discharge}} = 2,6 \text{ atm}$
Jumlah stage	: 1 stage
Bahan	: Cast Iron
Kapasitas	: 54,051 kg/jam
Mechanical Efficiency	: 80%
Power	: 5,5 kW
Harga per unit	: US\$ 245

22. Heater (E-322)

Nama Alat	Heater (E-322)
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menaikkan suhu biomethane pada regenerasi
Tipe	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 250^\circ\text{C}$
	$t_1 = 100^\circ\text{C}$
	$T_2 = 250^\circ\text{C}$
	$t_2 = 220^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 15,25 in = 0,3874 m
	Baffle space = 12,2 in = 0,3099 m
	Passes = 4
	$\Delta P = 1,374 \times 10^{-7}$ psi = $9,472 \times 10^{-9}$ bar
Tube side (biogas)	Diameter luar = 1,5 in = $3,81 \times 10^{-2}$ m
	Jumlah tube = 32
	BWG = 16
	Pitch = 1,875 in = 0,0476 m
	$a'' = 0,3925$ ft ² /ft = 0,1196 m ² /m
	$a' = 1,54$ in ² = 0,0010 m ²
	Passes = 4
$\Delta P = 0,0200134$ psi = 0,00138 bar	
Rd	0,0039 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	6,1906 ft ² = 0,5751 m ²
Jumlah Alat	1 unit
Harga per unit	US\$ 2465

23. Cooler (E-323)

Nama Alat	Cooler (E-323)
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menurunkan suhu biomethane pada regenerasi
Tipe	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 30^\circ\text{C}$
	$t_1 = 70^\circ\text{C}$
	$T_2 = 180^\circ\text{C}$
	$t_2 = 45^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 12 in = 0,3084 m
	Baffle space = 12 in = 0,3048 m
	Passes = 1
	$\Delta P = 3,771 \times 10^{-11} \text{ psi} = 2,6 \times 10^{-12} \text{ bar}$
Tube side (biogas)	Diameter luar = 0,5 in = $1,27 \times 10^{-2} \text{ m}$
	Jumlah tube = 18
	BWG = 12
	Pitch = 0,9375 in = 0,0238 m
	$a'' = 0,1309 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0399 \text{ m}^2/\text{m}$
	$a' = 0,0625 \text{ in}^2 = 0,00004 \text{ m}^2$
	Passes = 8
$\Delta P = 0,0542 \text{ psi} = 0,00374 \text{ bar}$	
Rd	0,0032 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	20,1552 ft ² = 1,8725 m ²
Jumlah Alat	1 unit
Harga per unit	US\$ 2465

24. Flash Tank (D-324)

Nama alat	:	Flash Tank (D-324)
Fungsi Alat	:	Memisahkan air dari kondensat biometana untuk regenerasi silica
Tipe	:	Flash separator
Kapasitas	:	57,0165 kg/jam
Bahan Konstruksi	:	SA 240 Grade A Tipe 410
Jumlah	:	1
Spesifikasi	:	
Outside Diameter	:	228 inch = 5,791 m
Inside Diameter	:	18 ft = 5,486 m
Tinggi Weir	:	4,675 inch = 0,119 m
Panjang Tangki	:	36 ft = 10,973 m
Jarak ke Weir	:	6 ft = 1,829 m
Tebal shell	:	0,250 inch = 0,006 m
Tebal tutup atas	:	0,188 inch = 0,005 m
Tebal tutup bawah	:	0,188 inch = 0,005 m
Tekanan operasi	:	33,200 psia = 2,289 bar
Tinggi tutup atas	:	3,042 ft = 0,927 m
Tinggi tutup bawah	:	3,042 ft = 0,927 m
Harga	:	US\$ 12310

25. Biogas Multistage Compressor (G-325)

Nama Alat	:	Biomethane Multistage Compressor
Kode Alat	:	G-325
Tipe	:	Centrifugal compressor
Fungsi	:	Menaikkan tekanan biogas sebelum disimpan
Jumlah compressor	:	1 buah compressor, 4 stage
Kondisi operasi	:	$P_{\text{suction}} = 1,6 \text{ atm}$ $P_{\text{discharge}} = 197,4 \text{ atm}$

Rasio	:	3,34 per stage
Stage I	:	3,45 $P_{in} = 1,58 \text{ atm}$ $P_{out} = 5,452 \text{ atm}$
Stage II	:	3,38 $P_{in} = 5,452 \text{ atm}$ $P_{out} = 17,26 \text{ atm}$
Stage III	:	3,35 $P_{in} = 17,26 \text{ atm}$ $P_{out} = 56,75 \text{ atm}$
Stage IV	:	3,48 $P_{in} = 56,75 \text{ atm}$ $P_{out} = 197,4 \text{ atm}$
Bahan	:	Cast Iron
Kapasitas	:	243,228kg/jam
Mechanical Efficiency	:	80%
Power	:	45 kW Stage I = 11,0752 kW Stage II = 11,2967 kW Stage III = 11,2967 kW Stage IV = 11,2229 kW
Harga per unit	:	US\$ 13175

Intercooler I

Nama Alat	Intercooler I
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menurunkan suhu biogas pada compressor
Tipe	2-8 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 30^\circ\text{C}$
	$t_1 = 177^\circ\text{C}$
	$T_2 = 190^\circ\text{C}$
	$t_2 = 28^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 12 in = 0,3084 m
	Baffle space = 12 in = 0,3048 m
	Passes = 1
	$\Delta P = 3,46 \times 10^{-9} \text{ psi} = 2,385 \times 10^{-10} \text{ bar}$
Tube side (biogas)	Diameter luar = 0,5 in = $1,27 \times 10^{-2} \text{ m}$
	Jumlah tube = 18
	BWG = 12
	Pitch = 0,9375 in = 0,0238 m
	$a'' = 0,1309 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0399 \text{ m}^2/\text{m}$
	$a' = 0,0625 \text{ in}^2 = 0,00004 \text{ m}^2$
	Passes = 8
$\Delta P = 0,0321 \text{ psi} = 0,00221 \text{ bar}$	
Rd	0,0022 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	104,7441 ft ² = 9,7310 m ²
Jumlah Alat	1 unit

Intercooler II

Nama Alat	Intercooler II
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menurunkan suhu biogas pada compressor
Tipe	2-8 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 26^\circ\text{C}$
	$t_1 = 197^\circ\text{C}$
	$T_2 = 210^\circ\text{C}$
	$t_2 = 28^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 12 in = 0,3084 m
	Baffle space = 12 in = 0,3048 m
	Passes = 1
	$\Delta P = 3,53 \times 10^{-9} \text{ psi} = 2,415 \times 10^{-10} \text{ bar}$
Tube side (biogas)	Diameter luar = 0,5 in = $1,27 \times 10^{-2} \text{ m}$
	Jumlah tube = 18
	BWG = 12
	Pitch = 0,9375 in = 0,0238 m
	$a'' = 0,1309 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0399 \text{ m}^2/\text{m}$
	$a' = 0,0625 \text{ in}^2 = 0,00004 \text{ m}^2$
	Passes = 8
$\Delta P = 0,0329 \text{ psi} = 0,00227 \text{ bar}$	
Rd	0,0022 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	288,3708 ft ² = 26,7905 m ²
Jumlah Alat	1 unit

Intercooler III

Nama Alat	Intercooler III
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menurunkan suhu biogas pada compressor
Tipe	2-8 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 26^\circ\text{C}$
	$t_1 = 197^\circ\text{C}$
	$T_2 = 210^\circ\text{C}$
	$t_2 = 28^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 12 in = 0,3084 m
	Baffle space = 12 in = 0,3048 m
	Passes = 1
	$\Delta P = 3,477 \times 10^{-9} \text{ psi} = 2,397 \times 10^{-10} \text{ bar}$
Tube side (biogas)	Diameter luar = 0,5 in = $1,27 \times 10^{-2} \text{ m}$
	Jumlah tube = 18
	BWG = 12
	Pitch = 0,9375 in = 0,0238 m
	$a'' = 0,1309 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,0399 \text{ m}^2/\text{m}$
	$a' = 0,0625 \text{ in}^2 = 0,00004 \text{ m}^2$
	Passes = 8
$\Delta P = 0,0329 \text{ psi} = 0,00227 \text{ bar}$	
Rd	0,0025 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	57,6742 ft ² = 5,3581 m ²
Jumlah Alat	1 unit

Aftercooler

Nama Alat	Aftercooler
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menurunkan suhu biogas pada compressor
Tipe	2-8 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 26^\circ\text{C}$
	$t_1 = 197^\circ\text{C}$
	$T_2 = 190^\circ\text{C}$
	$t_2 = 28^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 12 in = 0,3084 m
	Baffle space = 12 in = 0,3048 m
	Passes = 1
	$\Delta P = 9,82 \times 10^{-13}$ psi = $6,77 \times 10^{-14}$ bar
Tube side (biogas)	Diameter luar = 0,5 in = $1,27 \times 10^{-2}$ m
	Jumlah tube = 18
	BWG = 12
	Pitch = 0,9375 in = 0,0238 m
	$a'' = 0,1309$ ft ² /ft = 0,0399 m ² /m
	$a' = 0,0625$ in ² = 0,00004 m ²
	Passes = 8
$\Delta P = 0,0329$ psi = 0,00227 bar	
Rd	0,0030 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	7,4034 ft ² = 0,6878 m ²
Jumlah Alat	1 unit

26. CBG Storage Tank (F-326)

Nama Alat	: CBG Storage Tank
Kode Alat	: F-326
Fungsi Alat	: Menyimpan biogas yang dihasilkan
Tipe	: <i>Spherical Storage</i>
Kapasitas	: $545,8 \text{ ft}^3 = 15,46 \text{ m}^3$
Bahan	: High alloy steel SA 240 Grade B
Jumlah tangki	: 2 unit
Spek tangki	: Diameter tangki (OD) = 3,143 m Tebal = 0,147 m
Harga per unit	: US\$ 12310

27. Thickener (H-330)

Nama Alat	: Thickener
Kode Alat	: H-330
Fungsi Alat	: Memisahkan PCC dari air
Tipe	: <i>Sludge Recirculation</i>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA 302
Dimensi	: Tinggi : 4,40 m Diameter : 18,00 m
Kapasitas	: $985,72 \text{ m}^3$
Kondisi operasi	: Suhu : 45°C Tekanan : 1 atm
Power	: 5 kW
Waktu tinggal	: 1,07 jam
Jumlah	: 1 unit
Harga per unit	: US\$ 18170

28. Pompa (L-331)

Nama alat	:	Plate and Frame Filter Press Pump
Kode alat	:	L-331
Fungsi alat	:	Mengalirkan sludge CaCO ₃ ke Plate and Frame Filter Press
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Cast iron</i>
Kapasitas	:	3518,1 kg/jam (3,51 m ³ /jam)
Pipa	:	Pipa 8 in sch 40
Power	:	2,24 kW
Head	:	40,92 m
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	US\$ 1175

29. Plate and Frame Filter Press (H-340)

Nama alat	:	Plate and Frame Filter Press
Kode alat	:	H-340
Fungsi alat	:	Memisahkan cake PCC dengan filtrat
Tipe	:	<i>Horizontal plate and frame</i>
Bahan	:	<i>Cast iron</i>
Kapasitas	:	Luas filter = 1,1 m ² Jumlah frame = 6 buah Jumlah plate = 7 buah
Jumlah cake/siklus	:	6537 kg
Waktu tinggal	:	4,079 jam
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	US\$ 17000

30. PCC Cake Belt Conveyor (J-341)

Nama alat	:	PCC Cake Belt Conveyor
Kode alat	:	J-341
Fungsi alat	:	Memindahkan PCC cake ke PCC Cake Storage
Lebar belt	:	14 in = 36 cm = 0,356 m
Tinggi skrit plate	:	7 in = 18 cm = 0,178 m
Kecepatan normal conveyor	:	120 ft/menit = 2 ft/s = 0,610 m/s
Kemiringan	:	40°
Kapasitas Maksimum	:	32 ton/jam
Power	:	23 kW
Harga	:	US\$ 8440

31. PCC Cake Storage (F-342)

Nama alat	:	PCC Cake Storage
Kode alat	:	F-342
Jumlah storage	:	1 buah
Kapasitas	:	37713,174 ft ³ = 1067,91 m ³
Ukuran		
Panjang	:	46,50 ft = 14,17 m
Lebar	:	23,25 ft = 7,087 m
Tinggi	:	34,88 ft = 10,63 m
Bahan konstruksi	:	Batu bata dan semen
Harga	:	US\$ 20220

32. PCC Cake Screw Conveyor (J-343)

Nama alat	:	PCC Cake Screw Conveyor
Kode alat	:	J-343
Fungsi alat	:	Mencacah dan memindahkan PCC Cake menuju Rotary Dryer
Material classification	:	III E
Tipe Bearing	:	<i>Sealmaster Bearing</i>
Rotasi Screw	:	0,599 rpm
Power dibutuhkan	:	0,018 kW
Jumlah	:	2
Harga	:	US\$ 9145

33. Heater (E-351)

Nama Alat	Heater (E-351)
Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Menaikkan suhu udara sebelum masuk ke rotary dryer
Tipe	2-4 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Fluida	$T_1 = 28^\circ\text{C}$
	$t_1 = 200^\circ\text{C}$
	$T_2 = 120^\circ\text{C}$
	$t_2 = 100^\circ\text{C}$
Shell side (water)	Diameter dalam = 15,25 in = 0,3874 m
	Baffle space = 12,2 in = 0,3099 m
	Passes = 4
	$\Delta P = 7,195 \times 10^{-6} \text{ psi} = 4,96 \times 10^{-7} \text{ bar}$
Tube side (biogas)	Diameter luar = 1,5 in = 0,0381 m
	Jumlah tube = 32
	BWG = 18
	Pitch = 1,875 in = 0,0476 m
	$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft} = 0,1196 \text{ m}^2/\text{m}$
	$a' = 1,54 \text{ in}^2 = 0,0010 \text{ m}^2$
	Passes = 4
$\Delta P = 0,02752 \text{ psi} = 0,00190 \text{ bar}$	
Rd	0,0921 hr.ft ² .°F/Btu
Luas area	12,1375 ft ² = 1,1276 m ²
Jumlah Alat	2 unit
Harga per unit	US\$ 1880

34. Rotary Dryer (B-350)

Nama alat	: Rotary Dryer
Kode alat	: B-350
Fungsi alat	: Mengeringkan PCC setelah dari Plate and Frame Filter Press
Tipe	: Direct Continuous Rotary Dryer
Kapasitas	: 3532,9 lb/jam = 1602,510 kg/jam
Panjang	: 10,06 m
Diameter	: 1,47 m
Putaran	: 5 rpm
Kemiringan	: 3,44°
Waktu tinggal	: 0,09 jam = 5,18 menit
Harga	: US\$ 11720

35. Cyclone (H-352)

Nama alat	: Cyclone
Kode alat	: H-352
Fungsi alat	: Memisahkan padatan CaCO_3 yang masih terkandung dalam aliran udara pengering keluar dari Rotary Dryer
Tipe	: High Efficiency Cyclone
Bahan	: Cast Iron
Dimensi	: Dc = 0,377 m De = 0,189 m Hc = 0,189 m Lc = 0,755 m Zc = 0,755 m Jc = 0,094 m Sc = 0,047 m Bc = 0,094 m
Harga	: US\$ 2110

36. PCC Screw Conveyor (J-353)

Nama alat	:	PCC Cake Screw Conveyor
Kode alat	:	J-353
Fungsi alat	:	Mencacah dan memindahkan PCC menuju PCC Storage
Material classification	:	III E
Tipe Bearing	:	<i>Sealmaster Bearing</i>
Rotasi Screw	:	0,592 rpm
Power dibutuhkan	:	0,018 kW
Jumlah	:	2
Harga	:	US\$ 9145

37. Ball Mill (C-360)

Nama alat	:	Ball Mill
Kode alat	:	C-360
Fungsi alat	:	Mengecilkan ukuran partikel PCC
Tipe	:	<i>Horizontal Mill</i>
Dimensi	:	Power : 22,0 kW Diameter Tube : 0,9 m Panjang Tube : 3,0 m
Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint
Kecepatan	:	36 rpm
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	US\$ 1465

38. PCC Storage (F-361)

Nama alat	:	PCC Storage
Kode alat	:	F-361
Jumlah storage	:	1 buah
Kapasitas	:	37262,355 ft ³ = 1055,15 m ³
Ukuran		
Panjang	:	46,32 ft = 14,12 m
Lebar	:	23,16 ft = 7,059 m
Tinggi	:	34,74 ft = 10,59 m
Bahan konstruksi	:	Batu bata dan semen
Harga	:	US\$ 27830

BAB VI

ANALISIS 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 Pabrik Purifikasi Biogas dan Produsen *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) dari Pengolahan Limbah Asetilena ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dan terintegrasi dengan PT Energi Agro Nusantara (PT Enero) untuk memasok bahan baku berupa biogas. Perseroan terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, yaitu 40% modal sendiri dan 60% pinjaman dari bank. Modal yang digunakan berasal dari dalam negeri karena beberapa pertimbangan, seperti:

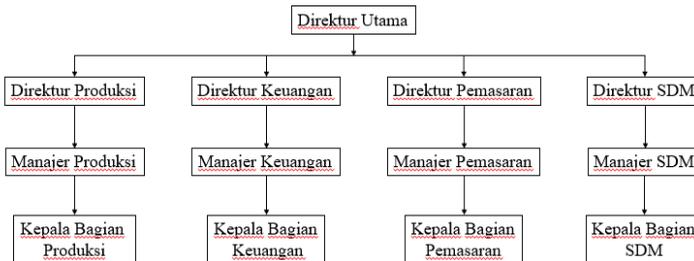
1. Modal perusahaan lebih mudah diperoleh.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan (direktur utama).
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan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

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

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:

- Baik digunakan untuk pabrik besar dengan produksi yang kontinyu.
- Untuk menciptakan budaya disiplin kerja, terdapat hubungan yang sinergis antara pimpinan 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 perusahaan dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada komisaris.



Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

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

- **Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah pemilik kekuasaan tertinggi dalam perusahaan dan sesuai dengan besarnya modal saham yang dimiliki pada perusahaan. Pemegang saham berhak untuk menentukan dewan komisaris yang dipilih beserta gajinya melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut:

- a. Memilih, mengangkat, dan memberhentikan dewan komisaris yang dilaksanakan dalam rapat tahunan
- b. Menetapkan gaji direktur
- c. Meminta pertanggungjawaban kepada dewan komisaris
- d. Mengadakan rapat umum sedikitnya satu kali dalam setahun

- **Dewan Komisaris (Pemimpin)**

Dewan komisaris merupakan wakil dari pemegang saham. Dewan komisaris diketuai oleh pemegang saham yang memiliki modal paling banyak dan dipilih dari RUPS.

Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah sebagai berikut:

- a. Membuat program kerja yang detail dan sistematis
- b. Menjalin koordinasi dan hubungan yang bersinergi dengan para staf
- c. Melakukan pengawasan secara menyeluruh mengenai pelaksanaan kerja di seluruh unit di pabrik
- d. Melakukan evaluasi dan tinjauan secara kontinyu mengenai pelaksanaan pekerjaan di tiap-tiap bagian unit kerja
- e. Memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.

- f. Memberikan hasil evaluasi kerja kepada dewan komisaris mengenai hal-hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.
- g. Sebagai perwakilan dari pihak pabrik untuk berbagai kepentingan termasuk perundingan dengan pihak dari luar.

- **Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pemegang kepemimpinan perusahaan dan bertanggungjawab langsung pada dewan komisaris.

Tugas dan wewenang direktur utama adalah:

- a. Bertanggungjawab kepada dewan komisaris mengenai anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
- b. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana dan cara pelaksanaannya
- c. Memberikan instruksi kepada bawahan untuk melaksanakan tugasnya
- d. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- e. Mengangkat dan memberhentikan pegawai atau karyawan
- f. Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

- **Direktur**

Direktur bertanggung jawab kepada direktur utama dan bertugas untuk mengarahkan dan menyelenggarakan kegiatan sesuai dengan bidang yang dibawahinya. Direktur harus berkoordinasi dengan direktur lain agar tidak terjadi miskomunikasi dan tercipta keselarasan dalam lingkungan kerja.

- **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. Pembagian Kerja dalam Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi atau perusahaan ini adalah :

1. Direktur Produksi

Direktur produksi bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugas yang berhubungan dengan pengoperasian pabrik dalam hal proses untuk produksi, *maintenance* peralatan, *plant technical*, dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Produksi dibantu oleh Manajer Produksi dan Kepala Bagian Produksi yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Produksi adalah:

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

- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manajer Produksi :

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

2. **Direktur Keuangan**

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

Tugas Direktur Keuangan :

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

- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manajer Keuangan :

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

3. Direktur Pemasaran

Direktur pemasaran yang bertugas mengatur segala hal yang berkaitan dengan pemasaran, pembukuan perusahaan, personalia dan umum yang meliputi pemilihan dan penentuan daerah pemasaran, pembelian kebutuhan pabrik, menjalin dan meningkatkan hubungan kerjasama dengan perusahaan lain , serta menetapkan harga jual produk dan mempromosikan hasil produksi. Dalam hal ini Direktur Pemasaran dibantu oleh Manager Pemasaran dan Kepala Bagian Pemasaran yang masing-masing membawahi staff di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Pemasaran :

- Bekerja sama dengan direktur keuangan dalam hal perencanaan kebijakan yang berkaitan dengan pemasaran, penentuan harga jual produk, serta pembelian bahan baku.
- Menentukan kebijakan yang berkaitan dengan branding produk.
- Membawahi manajer pemasaran serta business development yang diperlukan untuk menunjang pemasaran produk.

Tugas Manajer Pemasaran :

- Mengawasi segala pelaksanaan dari kebijakan yang berkaitan dengan pemasaran yang telah ditentukan.
- Memberikan laporan peranggungjawaban dan berkas dari staff/karyawan pemasaran kepada direktur pemasaran.
- Memastikan jalannya program pemasaran dan kebijakan yang telah disepakati
- Menentukan strategi dan pengembangan pemasaran produk, sehingga didapatkan untung sebanyak-banyaknya.

4. Direktur Sumber Daya Manusia

Direktur sumber daya manusia yang bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan hal pengelolaan perusahaan dan karyawan. Direktur Sumber Daya Manusia biasanya membawahi manager HR (human resources/sumber daya manusia). Berikut ini merupakan tugas dari direktur sumber daya manusia dan manajer sumber daya manusia:

Tugas Direktur Sumber Daya Manusia :

- Menetapkan dan mengatur kebijakan yang berkaitan dengan penentuan sistem employment.
- Menetapkan dan mengatur kebijakan mengenai evaluasi kerja.
- Menetapkan dan mengatur kebijakan yang berkaitan dengan pelatihan dan pengembangan staff dan karyawan dalam rangka meningkatkan kualitas kerja dari karyawan.
- Mengatur kebijakan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan dan pekerja.

Tugas Manager Sumber Daya Manusia :

- Merencanakan dan mengkoordinasikan tenaga kerja perusahaan yang hanya mempekerjakan karyawan yang berbakat
- Menjadi penghubung antara Manajemen dengan karyawannya
- Melakukan pelayanan karyawan
- Mengawasi proses perekrutan, wawancara kerja, seleksi, dan penempatan karyawan baru.

VI.1.4. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

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

IV.1.4.1 Penentuan Jumlah Karyawan Operasi (Proses)

Dari Gambar 6-9 buku *Plant Design and Economics* (Timmerhaus), didapat jumlah karyawan proses sebanyak 16 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 $\text{Ca}(\text{OH})_2$, 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, seperti 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, POT*)
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 (*Sales, S*)
4. Total Pendapatan

Total pendapatan dihitung untuk mengetahui besarnya pendapatan bersih yang didapatkan sehingga apabila pabrik ini

mendapatkan laba yang sesuai maka pabrik yang sedang direncanakan ini layak untuk didirikan, akan tetapi apabila pabrik yang direncanakan mengalami kerugian maka pabrik ini tidak layak untuk didirikan. 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 peralatan tiap tahun cenderung naik, sehingga untuk menentukan harga sekarang dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan FOB (*Free On Board*) dari *Gulf Coast USA* pada tahun 2014 yang diperoleh dari www.matche.com 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 Investment* (FCI).
- h. Kapasitas produksi :

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

VI.3.2.1 Investasi

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

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

Internal rate of return berdasarkan metode *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran

modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* harga i , yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

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

Keterangan:

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

Dari hasil perhitungan pada Appendix D, didapatkan harga $i = 15,84\%$ yang lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $9,95\%$ per tahun. Dengan harga $i = 15,84\%$ 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:

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

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

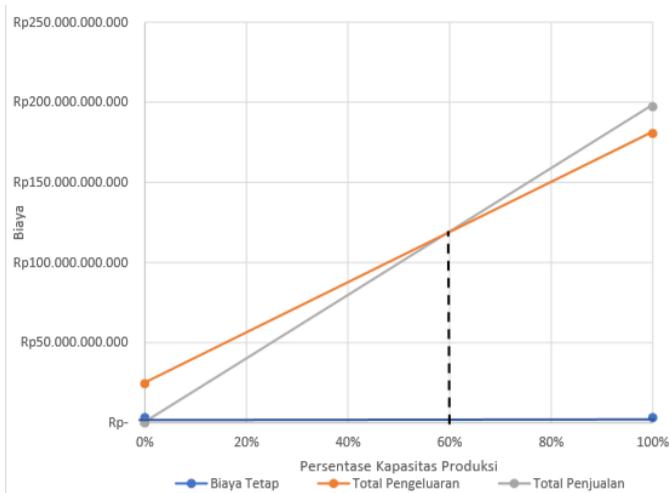
Dari hasil perhitungan pada Appendix D, didapatkan nilai NPV sebesar Rp70.469.451.987. Harga *Net Present Value* yang diperoleh bernilai positif ($NPV > 0$). Hal ini menunjukkan bahwa proyek akan menambah nilai bagi perusahaan sehingga proyek pembangunan pabrik ini layak dilaksanakan.

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

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 2,544 tahun. Nilai POT ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 10 tahun.

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

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) = 60% dan secara analisis, nilai BEP sebesar 59,54%.



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

BAB VII KESIMPULAN

Berdasarkan uraian pada bab-bab sebelumnya, maka dapat diambil kesimpulan dari analisis studi kelayakan pada Pra Desain Pabrik Kimia Purifikasi Biogas PT Enero dengan Karbonasi Mineral $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dari Limbah Pabrik Asetilena Menggunakan Bubble Column Reactor ini. Studi kelayakan yang dimaksud meliputi studi kelayakan secara teknis maupun secara ekonomis. Secara singkat, evaluasi tersebut dapat disajikan sebagai berikut:

1. Secara Teknis

Pabrik purifikasi biogas menggunakan limbah pabrik asetilena dapat didirikan di Kecamatan Gedek, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur dengan kapasitas 9.490 ton/tahun yang akan menghasilkan 3.855 ton CBG/tahun dan 12.540 ton PCC/tahun dengan jumlah limbah asetilena yang digunakan sebanyak 8.190 ton/tahun.

2. Secara Ekonomis

Berdasarkan analisis ekonomi dengan metode *Discounted Cash Flow* terhadap faktor ekonomi pra desain pabrik ini, maka diperoleh hasil sebagai berikut:

- a. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return, IRR*) sebesar 15,84% per tahun yang lebih besar dari suku bunga bank sebesar 9,95% per tahun.
- b. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*) adalah selama 2,544 tahun.
- c. Titik Impas (*Break Even Point, BEP*) adalah sebesar 59,54%.

Ditinjau dari aspek teknis dan ekonomis yang telah dijabarkan tersebut, maka dapat disimpulkan bahwa Pra Desain Pabrik Kimia Purifikasi Biogas PT Enero dengan Karbonasi Mineral $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dari Limbah Pabrik Asetilena Menggunakan Bubble Column Reactor ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Awe, et.al. 2017. A Review of Biogas Utilization, Purification and Upgrading Technologies Waste and Biomass Valorization, Springer, Van Godewijckstart
- Badan Pusat Statistika. Demografi Mojokerto. www.bps.go.id. Diakses pada 12 November 2019
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959. Process Equipment Design. New Delhi : Wiley Eastern Limited.
- Britannica. Adsorption. www.britannica.com. Diakses pada tanggal 9 Oktober 2019
- E. Rykebosch, et.al. 2011. Techniques for Transformation of Biogas to Biomethane. Univeristy College of West-Flanders, Belgium. Journal of Biomass and Bioenergy vol. 35 page 1633-1644.
- Engineering Toolbox. Kurva Kelarutan CO₂. www.engineeringtoolbox.com. Diakses pada tanggal 9 Oktober 2019
- Gas Processors Supplier Association. 2004. Engineering Data Book Volume I & II. Tulsa Oklahoma.
- Geankoplis, Christie John. 2003. Transport Processes and Separation Process Principles (Includes Unit Operation), 4th Edition. USA : Pearson Education Inc.
- Jakobsen. 2008. Chemical Reactor Modelling. Berlin : Springer Verlag
- Jean Paul. 2004. Industrial Equipment for Chemical Engineering. UK: Elseveier
- Kantarci, et.al. 2004. Bubble Column Reactor. Elsevier Inc.
- Kern, Donald. 1950. Process Heat Transfer. New York : McGraw-Hill Book Company.
- Kidnay & Parrish. 2006. Fundamental of Natural Gas Processing. New York :Taylor and Francis.
- Kusnarjo. 2010. Desain Alat Industri Kimia. Surabaya : ITS Press.

- Ludwig. 1983. Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plant Volume 3 Third Edition. Boston : Gulf Professional Publishing
- Lita, dkk. 2018. Identifikasi Potensi Pemanfaatan Limbah Karbit dan Abu Sekam Padi sebagai Bahan Alternative Pengganti Sekam.Surabaya : Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya.
- Mamun Al, et.al. 2015. Removal of H₂S and H₂O by Chemical Treatment to Upgrade Methane of Biogas Generated from Anaerobic Co-Digestion of Organic Biomass Waste IPASJ Vol 3. Kumamoto : Kumamoto University, Japan.
- Montebello, et.al. 2012. Biotransformation in Petroleum Refining. UK: Wiley
- N. Kennedy, Q-B. Zhao, J. Ma, S. Chen, C. Frear, 2015. The Selective Removal of H₂S Over CO₂ from Biogas in a Bubble Column Using Pretreated Digester Effluent, Separation and Purification Technology.
- Perry, H. Robert. 1997. Chemical Engineering Handbook 7th Edition. New York : McGrawHill.
- Prasetyo, B.H. 2009. Tanah Merah dari Berbagai Bahan Induk di Indonesia : Prospek dan Strategi Pengelolaannya. Bogor : Balai Besar Litbang Sumberdaya Lahan Pertanian.
- S. Adisasmito. 2019. Hydrogen Sulfide Separation From Biogas Using Laterite Soil Adsorbent. Bandung : Institut Teknologi Bandung
- Saing Zubair, et.al. 2016. Strength Characteristic of Ferro Laterite Soil with Lime Stabilization as Subgrade material.International of Lowland Technology and Institute of Lowland and Marine Research. Jepang.
- Shah, et.al. 2016. Purification of Biogas Using Chemical Scrubbing and Application of Purified biogas as Fuel for Automotive Engines, Gujarat: Research Journal of Recent Sciences Vol. 5 Page 1-7.
- Shih Shim-Min. 1999. Kinetics of the Reaction of Ca(OH)₂ with CO₂ at Low Temperature. National Taiwan University : Taipei, Taiwan.

- Stewart Maurice I. 2014. Surface Production Operations : Design of Gas-Handling Systems and Facilities 3rd Edition. Elsevier
- Sundstrom W Donald, et al. 1979. Wastewater Treatment. Prentice Hall : New Jersey.
- Timmerhauss D Klaus. 1980. Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th Edition. McGraw Hill, Inc.
- Ulrich, G. D. 1959. A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic. John Wiley and Sons Inc. New York.
- Van Ness, S. 1967. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4th Edition.
Singapore : International Edition, McGraw-Hill Inc.
- Walas, S. M. (1988). Chemical Process Equipment: Selection and Design. Boston: Butterworths.