

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



**PRA DESAIN PABRIK
“BIOMETHANE DARI LIMBAH CAIR PABRIK KELAPA SAWIT”**

Disusun Oleh :

Syafrizal Syafrul
NRP. 0221154000059

Muhammad Nur Rahmat
NRP. 0221154000073

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

**LABORATORIUM MEKANIKA FLUIDA DAN PENCAMPURAN
SURABAYA
2019**

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

“PRA-DESAIN PABRIK BIOMETHANE DARI LIMBAH CAIR PABRIK KELAPA SAWIT”

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

Oleh :

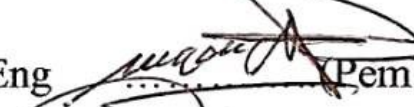

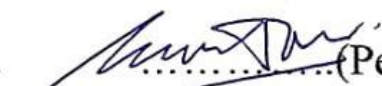

Syafrizal Syafrul

NRP. 0221154000059

Muhammad Nur Rahmat

NRP. 0221154000073

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng  (Pembimbing I)
2. Dr. Suci Madha Nia, S.T., M.T.  (Pembimbing II)
3. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.T.  (Penguji I)
4. Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA  (Penguji II)



INTISARI

Minyak kelapa sawit (CPO) saat ini adalah sumber minyak nabati terbesar di dunia. Menurut laporan oil world pada tahun 2011, minyak kelapa sawit memberikan andil sekitar 27% atau 46 juta ton terhadap total minyak nabati di dunia. Tingginya kebutuhan CPO Indonesia mendorong pihak produsen untuk meningkatkan produksi industri CPO seoptimal mungkin. Pengembangan PKS menyerap banyak tenaga kerja, namun disisi lain menimbulkan limbah cair yang berbahaya bagi lingkungan. Setiap ton CPO yang dihasilkan akan mengeluarkan limbah cair (*Palm Oil Mill Effluent/POME*) sebanyak 3 ton (Suprihatin,dkk, 2014), berarti untuk mencapai produksi minyak sawit sebesar 23 juta ton akan menghasilkan 69 juta ton POME. Data ini menunjukkan betapa besarnya beban yang ditanggung oleh lingkungan akibat pencemaran lingkungan karena karakteristik limbah cair tersebut mengandung COD (*Chemical Oxygen Demand*) yang sangat tinggi berkisar 50.000 mg/L (Nuruliana, 2012).

Berdasarkan data pada Gambar 1.2 maka akan direncanakan pembangunan Pabrik *Biomethane* dari Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit di Medan. Pemilihan lokasi tersebut dikarenakan Medan memiliki lahan perkebunan kelapa sawit yang cukup luas dan Limbah POME yang akan diolah menjadi *Biomethane* berasal dari Pabrik Kelapa Sawit yang ber (Rada di Medan. Mengacu pada salah satu pabrik kelapa sawit yang berada di medan yaitu PT. Singo Ringo yang berlokasi di Desa Bandar Kumbang Kecamatan Bilah Barat, Kab. Labuhanbatu. Pabrik ini mempunyai luas perkebunan sebesar 8 ha. Dengan kapasitas produuksi sebesar 60 ton/jam menghasilkan limbah POME sebesar 30000 kg/jam. Sehingga pabrik kelapa sawit tersebut menjadi *refrensi* dalam pembangunan Pabrik *Biomethane*.

Proses pembuatan *Biomethane* dari POME ada tiga tahap, yaitu tahap netralisasi, tahap fermentasi, dan tahap pemurnian. Netralisasi dimaksudkan untuk menetralkan kondisi keasaman, dengan dilakukan penambahan Ca(OH)_2 . Hal ini bertujuan agar pH POME sekitar 6-7. Tahap kedua adalah tahap fermentasi, dimana pada tahap ini dilakukan persiapan *starter* terlebih dahulu di dalam Tangki *starter* (R-120). Hal ini berfungsi sebagai tempat adaptasi dari mikroorganisme sebelum masuk *biodigester*. POME yang masuk dalam tangki *starter* kemudian dicampur dengan *cow manure* (*mix microorganism*) dan untuk nutrisi

mikroorganisme ditambahkan urea sebagai sumber N, serta DAP sebagai sumber P. Waktu tinggal pada tangki starter adalah 5 hari, sehingga mikroorganisme berada pada fase log saat dimasukkan ke dalam *biodigester*.

Reaksi yang terjadi pada tahap pembuatan starter ini adalah pembentukan sel-sel mikroorganisme sehingga *substrat* hasil dari tangki *starter* ini berupa mikroorganisme pada kondisi fase log dialirkan dengan pompa menuju *biodigester*. Pada tahap fermentasi di dalam *biodigester* (R-210) tipe CSTR dengan *Side-Entering Mixer*. POME dan *substrat* dari tangki *starter* dialirkan menuju *biodigester* dengan perbandingan substrat dan POME yang dimasukkan reaktor sebanyak 1 : 14 berdasarkan perhitungan neraca massa. *Biodigester* tipe CSTR dilengkapi dengan pengaduk, guna mencegah terbentuknya buih yang dapat mengganggu proses fermentasi yang terdiri dari beberapa tahap yaitu reaksi hidrolisa, asidogenik, asetogenik serta metanogenik. Proses didalam tangki ini terjadi selama 18 hari dengan suhu operasi mesophilic sekitar 20-45°C. Komposisi biogas yang dihasilkan terdiri atas CH₄, CO₂, serta sedikit gas nitrogen dan hydrogen. Kemudian gas tersebut dialirkan dengan kompresor menuju proses pemurnian biogas. Sedangkan produk bawah berupa *slurry* dialirkan dengan pompa menuju *clarifier* yang selanjutnya masuk ke *filter press* untuk dipisahkan antara *cake* dan filtrat yang dapat digunakan sebagai pupuk.

Tahap ketiga adalah tahap pemurnian. Biogas akan dimurnikan dengan proses *water scrubber* (D-310) dengan menggunakan air dalam kolom absorbs. Sebelum masuk kolom absorbs, biogas dinaikkan tekanannya menjadi 10 atm untuk meningkatkan kelarutan karbon dioksida (CO₂) dengan menggunakan kompresor disertai dengan cooler. Hasil dari kolom absorbs adalah produk *Biomethane* dengan kadar CH₄ 94,52%, CO₂ 3,81%, N₂ 0,6%, H₂ 0,47% dan H₂O sebesar 0,6%. Sedangkan air yang telah bercampur dengan CO₂ akan diregenerasi menggunakan stripper (D-320) menggunakan udara. *Biomethane* yang telah dimurnikan kemudian disimpan pada Tangki Penyimpanan Biogas (F-315).

Proses produksi juga didukung oleh utilitas proses, antara lain kebutuhan air yang digunakan untuk sanitasi, air proses, air pendingin, listrik sebagai sumber tenaga penggerak peralatan proses dan penerangan.

Untuk dapat mendirikan pabrik biogas dari limbah cair pabrik kelapa sawit (*palm oil mill effluent*) diperlukan modal investasi total sebesar Rp 166.510.828.571 dengan estimasi

penjualan pertahun Rp101.800.910.994 . Dari perhitungan analisa ekonomi didapatkan *internal rate of return* (IRR) sebesar 26,24%, *pay out time* (POT) 4,89 tahun dan *break even point* (BEP) sebesar 27,26%. Ditinjau dari aspek teknis dan ekonomis, pabrik *Biomethane* dari limbah cair pabrik kelapa sawit (*palm oil mill effluent*) ini layak untuk dilanjutka ke tahap perencanaan.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kepada Tuhan yang Maha Esa karena atas rahmat-Nya penyusunan “TUGAS PRA DESAIN PABRIK *BIOMETHANE* DARI LIMBAH CAIR KELAPA SAWIT” ini dapat kami selesaikan.

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

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 1 dan Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Ibu Dr. Suci Madha Nia, ST, MT selaku Dosen Pembimbing 2 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 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, 16 Januari 2019

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
INTISARI	iii
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL	x
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
2.1 Kapasitas	II-1
2.2 Lokasi.....	II-1
2.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-3
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	III-1
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....	IV-1
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN.....	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI.....	VI-1
VI.1 Struktur Organisasi	VI-1
VI.2 Sistem Utilitas	VI-6
VI.3 Harga Peralatan	VI-8
VI.4 Analisa Ekonomi.....	VI-8
BAB VII KESIMPULAN.....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	xii
APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA	A-1
APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI.....	B-1
APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT.....	C-1
APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI.....	D-1
LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Peta Wilayah Penyebaran Kelapa Sawit di Indonesia	II-2
Gambar II.2	Peta Persebaran Luas Lahan dan Produksi Kelapa Sawit di Indonesia ..	II-3
Gambar II.3	Proses Pembentukan metana pada anaerobic digestion	II-5
Gambar III.1	<i>Flow Diagram</i> pada Proses Absorpsi CO ₂	III-8
Gambar III.2	<i>Flow Diagram Process High Pressure Water Scrubbing</i>	III-9
Gambar III.3	<i>Flow Diagram Process Pressure Swing Adsorption (PSA)</i>	III-10
Gambar III.4	<i>Flow Diagram</i> Proses <i>Cryogenic Separation</i>	III-10
Gambar III.5	<i>Flow Diagram</i> Proses <i>Membrane Separation</i>	III-11
Gambar III.6	Grafik Uraian Proses	II-20
Gambar VI.1	Bagan Struktur Organisasi Perusahaan	VI-6

DAFTAR TABEL

Tabel II.1	Luas Area Kelapa Sawit dan Produksi CPO Tahun 2010-2017	II-2
Tabel II.2	Karakteristik POME.....	II-4
Tabel II.3	Reaksi yang terjadi oleh bakteri asetogenik.....	II-6
Tabel II.4	Reaksi yang terjadi oleh bakteri Metanogenik.....	II-7
Tabel II.5	Komposisi DAP	II-8
Tabel II.6	Komposisi Biogas yang Ditargetkan.....	II-9
Tabel III.1	Kelebihan dan Kekurangan Beberapa Metode dalam Pengolahan POME ..	III-1
Tabel III.2	Perbedaan open digester system dan closed digester system.....	III-13
Tabel III.3	Perbandingan Metode Pengolahan Secara Anaerobik	III-14
Tabel III.4	Keuntungan dan Kerugian Metode Pengolahan Limbah Anaerobik	III-14
Tabel III.5	Perbandingan Performa Metode Purifikasi	III-17
Tabel III.6	Perbandingan Performa Alat <i>Dewatering</i>	III-18
Tabel III.7	Perbandingan Total Biaya Metode <i>Dewatering</i>	III-18
Tabel III.8	Perbandingan Suhu operasi pada reaktor	III-19
Tabel IV.1	Komposisi Feed POME	III-1
Tabel IV.2	Neraca Massa Kolam POME	III-2
Tabel IV.3	Neraca Massa Tangki Netralisasi.....	III-3
Tabel IV.4	Neraca Massa Tangki Starter	III-3
Tabel IV.5	Neraca Massa Reaktor Side Entering.....	III-5
Tabel IV.6	Neraca Massa BUFFER TANK.....	III-6
Tabel IV.7	Neraca Massa Water Trap.....	III-6
Tabel IV.8	Neraca Massa Overall Sistem Water Scrubber,Stripping,Tangki Make-Up	III-7
Tabel IV.9	Neraca Massa Water Scrubber	III-8

Tabel IV.10	Neraca Massa Stripper	III-9
Tabel IV.11	Neraca Massa Tangki Make Up.....	III-9
Tabel IV.12	Neraca Massa Tangki Penampung.....	III-10
Tabel IV.13	Neraca Massa Clarifier.....	III-10
Tabel IV.14	Neraca Massa Filter Press	III-11

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Minyak kelapa sawit (CPO) saat ini adalah sumber minyak nabati terbesar di dunia. Menurut laporan oil world pada tahun 2011, minyak kelapa sawit memberikan andil sekitar 27% atau 46 juta ton terhadap total minyak nabati di dunia. Produksi minyak nabati berikutnya diikuti oleh soybean, rapeseed dan sun flower (Oil world, 2011). Indonesia merupakan negara penghasil minyak kelapa sawit paling besar. Pabrik kelapa sawit (PKS) berjumlah lebih dari 640 diseluruh Indonesia dimana memproduksi CPO sekitar 23 juta ton atau sekitar 46% dari total produksi CPO di dunia.

Tingginya kebutuhan CPO Indonesia mendorong pihak produsen untuk meningkatkan produksi industri CPO seoptimal mungkin. Pengembangan PKS menyerap banyak tenaga kerja, namun disisi lain menimbulkan limbah cair yang berbahaya bagi lingkungan. Setiap ton CPO yang dihasilkan akan mengeluarkan limbah cair (*Palm Oil Mill Effluent/POME*) sebanyak 3 ton (Suprihatin,dkk, 2014), berarti untuk mencapai produksi minyak sawit sebesar 23 juta ton akan menghasilkan 69 juta ton POME. Data ini menunjukkan betapa besarnya beban yang ditanggung oleh lingkungan akibat pencemaran lingkungan karena karakteristik limbah cair tersebut mengandung COD (*Chemical Oxygen Demand*) yang sangat tinggi berkisar 50.000 mg/L (Nuruliana, 2012). Sementara itu baku mutu yang ditetapkan oleh pemerintah RI melalui KEPMEN LH No. 5 tahun 2014 nilai ambang batas COD sebesar 150 mg/L dan BOD₅ 75 mg/L.

Limbah yang keluar dari PKS berbentuk padatan, cair dan gas. Limbah yang keluar dari PKS sebenarnya belum bisa dikatakan sebagai limbah, lebih tepat dikatakan produk samping atau *side product*, karena dapat diolah lebih lanjut untuk menjadi produk yang lebih bermanfaat. Limbah yang menjadi perhatian di PKS adalah limbah cair atau yang lebih dikenal dengan POME. POME adalah air buangan yang dihasilkan oleh pabrik kelapa sawit yang kental, berwarna coklat pekat, mengandung bahan tersuspensi yang tinggi, kaya akan karbon organik dengan nilai COD tinggi. POME sebagian besar berasal dari air kondensat pada proses sterilisasi, air dari proses klarifikasi air *hydrocyclone (claybath)*, dan air dari proses *sludge separator*. Sumber POME berasal dari unit pengolahan yang berbeda, terdiri dari:

- 60% dari total POME berasal dari unit klarifikasi
- 36% dari total POME berasal dari unit rebusan
- 4% dari total POME berasal dari unit inti

Secara alami gas metana dihasilkan pada kolam-kolam limbah cair Pabrik Kelapa Sawit (PKS). Limbah cair yang ditampung didalam kolam- kolam terbuka akan melepaskan gas metana (CH₄) dan karbon dioksida (CO₂). Kedua gas ini merupakan emisi gas penyebab efek rumah kaca yang berbahaya bagi lingkungan. Selama ini kedua gas tersebut dibiarkan saja menguap ke udara. Berdasarkan penelitian, limbah cair pabrik kelapa sawit termasuk sumber energi alternatif (biogas) yang besar konversinya. Saat ini, Indonesia memiliki kebun sawit terluas di dunia sebesar 9,27 juta hektar. Menurut data Badan Pusat Statistik tahun 2013, luas lahan perkebunan kelapa sawit di Sumatra Utara mencapai 1.026.644 ha dengan produksi CPO sebesar 3.200.673 ton dan limbah cair kelapa sawit tersebut berpotensi menghasilkan biogas yang sangat bermanfaat dan merupakan salah satu sumber energi terbarukan, mengurangi efek rumah kaca dan mitigasi pemanasan global, mengurangi ketergantungan terhadap sumber energi fosil, mengurangi gas, dan pabriknya bisa membuka lapangan kerja. Bagi petani kelapa sawit ini bisa bermanfaat bagi keberlanjutan kerjanya, pupuk cair dari pengolahan limbah dapat dijadikan sebagai penyubur tanaman.

(Al Seadi, dkk, 2008)

Untuk itu, perlu dicari solusi untuk menangani limbah cair pabrik kelapa sawit (*palm oil mill effluent*) yang melimpah di Indonesia yang selama ini belum dimanfaatkan dengan baik, yakni dengan melakukan pengolahan limbah POME menjadi biogas yang dapat digunakan sebagai sumber kebutuhan listrik. Sehingga, perlu dibuat suatu pra rancangan pabrik untuk mengolah POME menjadi biogas. Dengan latar belakang inilah maka dipilih judul :

“Pra Desain Pabrik *Biomethane* dari Limbah Cair Kelapa Sawit”

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Pabrik integrasi adalah pabrik CPO yang terletak di kota medan provinsi sumatera utara dengan kapasitas *Feed* sebesar 60 ton TBS/Jam. Dengan estimasi, tiap ton TBS dihasilkan 0,5 ton limbah cair kelapa sawit, maka didapatkan bahwa tiap tahunnya dihasilkan limbah cair kelapa sawit sebesar 30 ton limbah cair/Jam. Pabrik biogas ini direncanakan berdekatan dengan pabrik integrasi sehingga memudahkan perolehan bahan baku.

Basis Perhitungan untuk pabrik biogas yaitu sebagai berikut

Kapasitas pabrik	= 971,2106 kg biogas/jam
	= 7.691.988 ton biogas/tahun
Waktu Operasi	= 330 hari/tahun
Jam Kerja	= 24 jam dalam 3 shift
Basis	= 1 jam

II.2 Lokasi

Proses pengolahan tandan buah segar (TBS) menjadi *crude palm oil* (CPO) menghasilkan biomassa produk samping yang jumlahnya sangat besar. Tahun 2004 volume produk samping sawit sebesar 12.365 juta ton tandan kosong kelapa sawit (TKKS), 10.215 juta ton cangkang dan serat, dan 32.257 – 37.633 juta ton limbah cair (POME). Jumlah ini akan terus meningkat dengan meningkatnya produksi TBS Indonesia. Produksi TBS Indonesia di tahun 2004 mencapai 53.762 juta ton dan pada tahun 2010 diperkirakan mencapai 64.000 juta ton. Berikut data produksi CPO beberapa pabrik, dan estimasi produksi POME. Dari produksi 1 ton CPO rata-rata dapat menghasilkan 3 ton POME.

(Suprihatin, dkk, 2014)

Tabel II.1 Luas Area Kelapa Sawit dan Produksi CPO Tahun 2010-2017

Tahun	Luas Tanaman (Ha)				Produksi (Ton)
	PR	PBN	PBS	Jumlah	CPO
2010	3.387.257	631.520	4.366.617	8.385.394	21.958.120
2011	3.752.480	678.378	4.561.966	8.992.824	23.096.541
2012	4.137.620	683.227	4.751.868	9.572.715	26.015.518
2013	4.356.087	727.767	5.381.166	10.465.020	27.782.004
2014	4.422.365	729.022	5.603.414	10.754.801	29.278.189
2015	4.535.400	743.894	5.980.982	11.260.277	31.070.015
2016^{*)}	4.656.648	747.948	6.509.903	11.914.499	33.229.381
2017^{**)}	4.756.272	752.585	6.798.820	12.307.677	35.359.384

^{*)} : Sementara PR : Perkebunan Rakyat

^{**)} : Estimasi PBN : Perkebunan Negara

PBS : Perkebunan Swasta

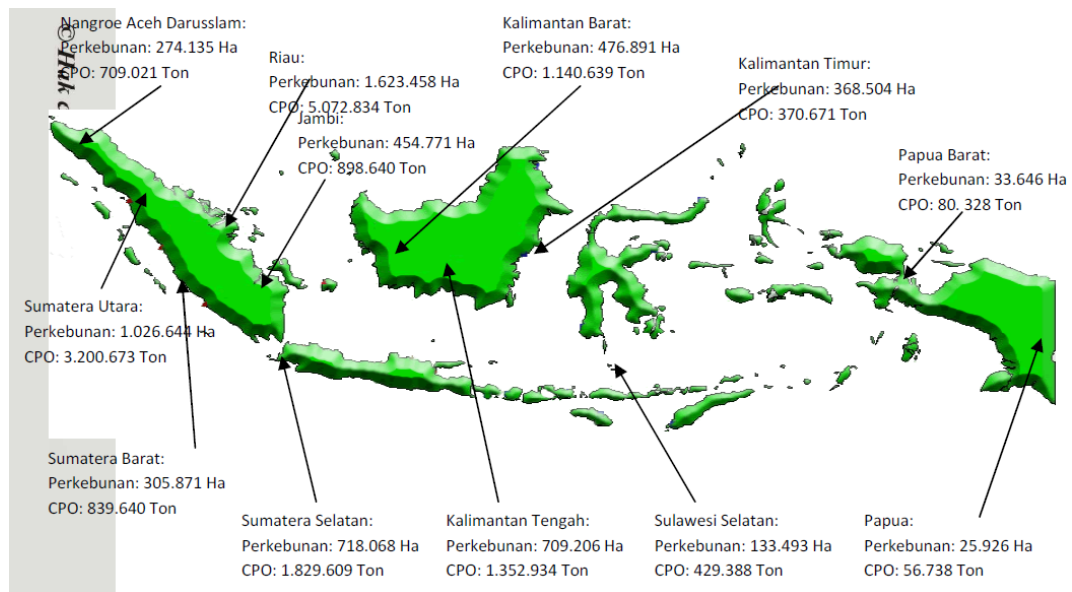
(Direktorat Jendral Perkebunan, 2017)

Berdasarkan data Badan Koordinasi Penanaman Modal (BKPM) yang diambil dari kementerian perindustrian, persebaran kelapa sawit di Indonesia sangat merata hampir di semua daerah seperti yang terlihat Gambar II.1 dan Gambar II.2.



(www.kemenperin.go.id)

Gambar II.1 Peta wilayah Penyebaran Kelapa Sawit di Indonesia



(www.kemenperin.go.id)

Gambar 11.2 Peta Persebaran Luas Lahan dan Produksi Kelapa Sawit di Indonesia

Berdasarkan data diatas maka akan direncanakan pembangunan Pabrik Biogas dari Limbah Cair Pabrik Kelapa Sawit di Medan. Pemilihan lokasi tersebut dikarenakan Medan memiliki lahan perkebunan kelapa sawit yang cukup luas dan Limbah POME yang akan diolah menjadi Biogas berasal dari Pabrik Kelapa Sawit yang berada di Medan. Mengacu pada salah satu pabrik kelapa sawit yang berada di medan yaitu PT. Singo Ringo yang berlokasi di Desa Bandar Kumbang Kecamatan Bilah Barat, Kab. Labuhanbatu. Pabrik ini mempunyai luas perkebunan sebesar 8 ha. Dengan kapasitas produksi sebesar 60 ton/jam menghasilkan limbah POME sebesar 30000 kg/jam. Sehingga pabrik kelapa sawit tersebut menjadi *refrensi* dalam pembangunan Pabrik Biogas.

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Limbah POME

POME mengandung berbagai senyawa terlarut termasuk serat-serat pendek, hemiselulosa dan turunannya, protein, asam organik bebas dan campuran mineral-mineral. POME mengandung karbohidrat sebanyak 44%, protein 12% dan 21% lemak. Berikut karakteristik POME:

Tabel II.2 Karakteristik POME

Parameter	Unit	Jumlah Kisaran
Ph	-	4-5
<i>Biological Oxygen Demand (BOD)</i>	Mg/L	25000-65714
<i>Chemical Oxygen Demand (COD)</i>	Mg/L	44300-102696
<i>Total Solids (TS)</i>	Mg/L	40500-72058
<i>Suspended Solids (SS)</i>	Mg/L	18000-46011
<i>Volatile Solids (VS)</i>	Mg/L	34000-49300
<i>Oil and Grease (O and G)</i>	Mg/L	4000-9341
<i>Ammonia Nitrogen (NH₃-N)</i>	Mg/L	35-103
<i>Total Nitrogen (TN)</i>	Mg/L	750-770

Parameter yang menggambarkan karakteristik limbah terdiri dari sifat fisik, kimia, dan biologi. Karakteristik limbah berdasarkan sifat fisik meliputi suhu, kekeruhan, bau, dan rasa, berdasarkan sifat kimia meliputi kandungan bahan organik, protein, BOD, COD, sedangkan berdasarkan sifat biologi meliputi kandungan bakteri patogen dalam air limbah. Berdasarkan Keputusan Menteri Negara Lingkungan Hidup ada 6 parameter utama yang dijadikan acuan baku mutu limbah meliputi :

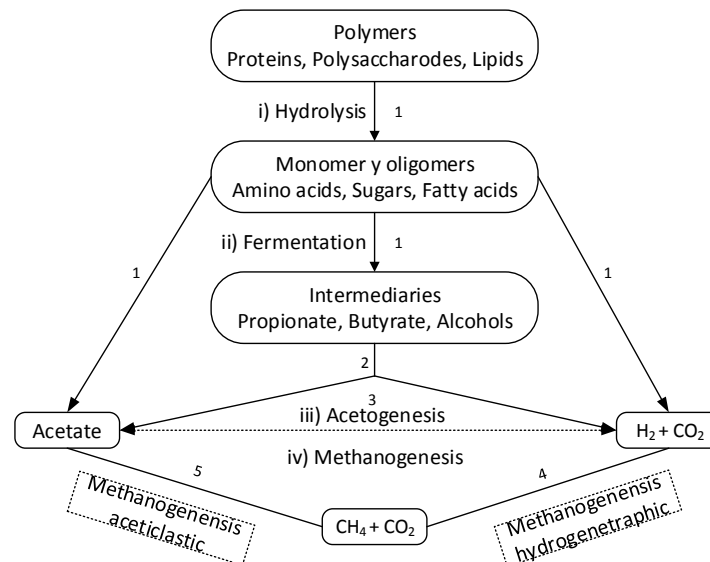
- a. Tingkat keasaman (pH), ditetapkannya parameter pH bertujuan agar mikroorganisme dan biota yang terdapat pada penerima tidak terganggu, bahkan diharapkan dengan pH yang alkalis dapat menaikkan pH badan penerima.
- b. BOD, kebutuhan oksigen hayati yang diperlukan untuk merombak bahan organik. Semakin tinggi nilai BOD air limbah, maka daya saingnya dengan mikroorganisme atau biota yang terdapat pada badan penerima akan semakin tinggi.
- c. COD, kelarutan oksigen kimiawi adalah oksigen yang diperlukan untuk merombak bahan organik dan anorganik, oleh sebab itu nilai COD lebih besar dari BOD.
- d. *Total suspended solid (TSS)*, menggambarkan padatan melayang dalam cairan limbah. Pengaruh TSS lebih nyata pada kehidupan biota dibandingkan dengan *total solid*. Semakin tinggi TSS, maka bahan organik membutuhkan oksigen untuk perombakan yang lebih tinggi.
- e. Kandungan total nitrogen, semakin tinggi kandungan total nitrogen dalam cairan limbah, maka akan menyebabkan keracunan pada biota.

- f. Kandungan *oil and grease*, dapat mempengaruhi aktifitas mikroba dan merupakan pelapis permukaan cairan limbah sehingga menghambat proses oksidasi pada saat kondisi aerobik.

II.3.2 Kotoran Sapi

Kotoran sapi merupakan substrat yang dianggap paling cocok sebagai sumber pembuat biogas, karena substrat tersebut telah mengandung bakteri penghasil gas metan yang terdapat dalam perut hewan ruminansia. Keberadaan bakteri di dalam usus besar ruminansia tersebut membantu proses fermentasi, sehingga proses pembentukan biogas pada tangki pencerna dapat dilakukan lebih cepat (*respository.usu.ac.id*)

Pada *anaerobic digestion* terjadi proses seperti dibawah ini:



Gambar II.3 Proses pembentukan metana pada *anaerobic digestion* (sunil, 2012)

Kotoran sapi digunakan sebagai *starter* karena mengandung bakteri-bakteri yang dibutuhkan untuk proses *anaerobic digestion*.

a. Bakteri hidrolitik

Kelompok bakteri anaerobik memecah molekul organik kompleks (protein, selulose dan lignin) menjadi molekul monomer yang terlarut seperti asam amino, glukosa, asam lemak dan gliserol. Molekul monomer ini dapat langsung dimanfaatkan oleh kelompok bakteri berikutnya. Contoh bakteri hidrolitik adalah bakteri genus *Bacillus sp.* Walaupun demikian proses penguraian anaerobic sangat lambat dan menjadi terbatas dalam penguraian limbah sellulotik yang mengandung lignin.

b. Bakteri Asidogenik Fermentatif

Bakteri asidogenik (pembuat asam) seperti *Clostridium* merubah gula, asam amino dan asam lemak menjadi asam organik (seperti asam asetat, asam propionate, asam laktat, atau asam formiat), alkohol dan keton (seperti etanol, methanol, gliserol, aseton), asetat, CO₂ dan H₂. Asetat adalah produk utama dalam fermentasi karbohidrat. Hasil dari fermentasi ini bervariasi tergantung jenis bakteri dan kondisi kultur seperti temperature, pH dan potensial redoks.

c. Bakteri Asetogenik

Bakteri asetogenik (bakteri yang memproduksi asam asetat dan H₂) seperti asam propionat, asam butirat, dan alkohol menjadi asetat, hidrogen dan karbondioksida yang digunakan oleh bakteri pembentuk metana (metanogen). Kelompok ini membutuhkan ikatan hidrogen rendah untuk merubah asam lemak; oleh karenanya diperlukan monitoring hidrogen yang ketat. Reaksi yang terjadi pada tahap ini dapat dilihat pada table berikut:

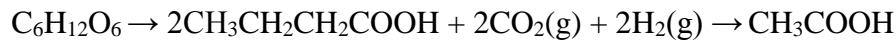
Tabel II.3 Reaksi yang terjadi oleh bakteri asetogenik

<i>Substrate</i>	<i>Reaction</i>
Propionic acid	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + \text{CO}_2 + 3\text{H}_2$
Butyric acid	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
Valeric acid	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)\text{COOH} + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{CH}_3\text{COOH} + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
Isovaleric acid	$(\text{CH}_3)_2\text{CHCH}_2\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + \text{H}_2$
Capronic acid	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4\text{COOH} + 4\text{H}_2\text{O} \rightarrow 3\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 5\text{H}_2$
Carbondioxide/hydrogen	$2\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2\text{O}$
Glycerine	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + \text{CO}_2 + 3\text{H}_2$
Lactic acid	$\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$
Ethanol	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOH} + 2\text{H}_2$

Syntrophomonas wolfei bersifat anaerobik, hidup bersama bakteri metanogen. Di bawah kondisi tekanan H₂ parsial yang relatif tinggi, pembentukan asetat berkurang dan substrat diubah menjadi asam propionate, asam butirat dan etanol dari metan. Ada hubungan simbiotik antara bakteri asetogenik dan metanogen. Metanogen membantu menghasilkan ikatan hidrogen rendah yang dibutuhkan oleh bakteri asetogenik. Reaksi yang terjadi pada aktivitas bakteri ini adalah:



Glukosa Asam laktat Asam asetat



Glukosa Asam butirat Asam asetat



Glukosa Asam propionate Asam asetat

d. Bakteri Metanogen

Bakteri metanogen terbentuk secara alami didalam sedimen yang dalam atau dalam pencernaan herbivora. Kelompok ini dapat berupa kelompok bakteri gram positif dan gram negatif dengan banyak variasi bentuk. Mikroorganisme metanogen tumbuh secara lambat dalam air limbah dan waktu tumbuh berkisar 3 hari pada suhu 35°C sampai dengan 50 hari pada suhu 10 °C. Reaksi yang terjadi akibat aktivitas bakteri ini dapat dilihat pada table berikut:

Table II.4 Reaksi yang terjadi oleh bakteri Metanogenik

<i>Substrate</i>	<i>Chemical Reaction</i>	<i>G_f</i> (kJ mol ⁻¹)	<i>Methanogenic species</i>
CO ₂ ⁻ Type	4H ₂ +HCO ₃ ⁻ +H ⁺ →CH ₄ +3H ₂ CO ₂ +4H ₂ → CH ₄ +2H ₂ O	-135,4	All species
CO ₂ ⁻ Type	4HCOO ⁻ + H ₂ O+ H ⁺ → CH ₄ +3HCO ₃ ⁻	-131,0	Many species
Acetate	CH ₃ COO ⁻ +H ₂ O→ CH ₄ + HCO ₃ ⁻	-130,4	Some species
Methyl Type	4CH ₃ OH →3 CH ₄ + HCO ₃ ⁻ + H ⁺ + H ₂ O	-30,9	One species
Methyl Type	CH ₃ OH+ H ₂ → CH ₄ +H ₂ O	-314,3	
e.g Methyl Type: Ethanol	2CH ₃ CH ₂ OH+CO ₂ → CH ₄ +2CH ₃ COOH	-116,3	

(Deublein, D. dan Steinhauser, A., 2008)

II.3.3 Diamonium Phosphat

Memiliki formula (NH₄)₂HPO₄, yang berfungsi sebagai nutrisi untuk mikroorganisme. Memiliki sifat fisika berupa berbentuk kristal putih, larut dalam air, dijual dalam bentuk yang berwarna. Komposisi kimianya adalah sebagai berikut:

Tabel II.5 Komposisi DAP

Parameter	Satuan	Kuantitas/Deskripsi
<i>Ammoniacal Nitrogen</i>	Persen berat	18 (minimal)
<i>Total P₂O₅</i>	Persen berat	46 (minimal)
<i>Water soluble P₂O₅</i>	Persen berat	41 (minimal)
<i>Moisture</i>	Persen berat	1 (minimal)
Ukuran partikel	Persen berat	1-4 mm: 90 (minimal) <1 mm: 5 (maksimal)

Berfungsi sebagai nutrisi untuk pembiakan mikroorganisme:

Sifat fisika:

- *Melting point* 155°C
- *Specific gravity* 1,619 g/mL
- Larut dalam air, tidak larut dalam alkohol dan aseton
- Tidak mudah terbakar
- Kapasitas panas= 1,25 kJ/kg K

(chemspider.com)

II.3.4 Urea

Selain Diamonium Phosphat , terdapat urea yang juga berfungsi sebagai nutrient dari mikroorganisme. Berikut adalah ciri-ciri dari urea:

- Mengandung Nitrogen (N) berkadar tinggi.
- Berbentuk butir-butir Kristal berwarna putih.
- Memiliki rumus kimia (CO(NH₂)₂).
- Mudah larut dalam air dan sifatnya sangat mudah menghisap air (higroskopis).
- Mengandung unsur hara N sebesar 46%.

(pusri.co.id)

II.3.5 Ca(OH)₂

Kalsium hidroksida dapat berupa Kristal tak berwarna atau bubuk putih. Kalsium hidroksida dihasilkan melalui reaksi kalsium oksida (CaO) dengan air. Senyawa ini juga dapat dihasilkan dalam bentuk endapan melalui pencampuran larutan kalsium klorida (CaCl₂) dengan larutan natrium hidroksida (NaOH). *Calcium dihydroxide*, Ca(OH)₂, digunakan untuk menaikkan pH pada POME atau bisa dikatakan sebagai agen penetralisasi. Sifat fisik *calcium dihydroxide* adalah:

- *Melting point* 580°C
- *Specific gravity* 2,24 g/ml
- Berbentuk serbuk putih dan tidak bewarna
- Larut dalam air, gliserol dan asam. Tidak larut dalam alcohol
- Bersifat stabil dan *incompatible* dengan asam kuat

(Wikipedia.org)

II.4 Target Produk

Biogas merupakan produk akhir dari degradasi anaerobik bahan organik oleh bakteri –bakteri anaerobik dalam lingkungan dengan sedikit oksigen. Komposisi dari biogas terdiri dari 55-70 % Metana (CH₄), 30-45% Karbondioksida (CO₂), dan gas-gas lainnya. Perolehan kadar ini jika dipurifikasi lebih lanjut, maka komposisi biogas akan menjadi sebagai berikut:

Tabel II.6 Komposisi Biogas yang Ditargetkan

Komponen	% Volume
Metana	94,517
Karbondioksida	3,814
Nitrogen	0,6
Hidrogen	0,4693
H ₂ O	0,006

II.5 Penggunaan Produk

Dalam perkembangannya, biogas dapat dimanfaatkan untuk berbagai keperluan diantaranya:

1. Biogas dapat digunakan untuk memanaskan boiler. Panas yang dihasilkan memiliki banyak aplikasi seperti yang digunakan dalam pabrik atau memproduksi uap air untuk proses industri. Boiler tidak memerlukan gas berkualitas tinggi.

2. Biogas juga digunakan pada unit *Combined Heat and Power* (CHP). Unit CHP digunakan untuk menghasilkan listrik dan panas untuk *anaerobic digester*. Contohnya pemanasan *digester* dan sterilisasi *digestate* dapat dilakukan dengan panas tersebut.
3. Biogas dapat digunakan sebagai bahan bakar kendaraan, tetapi harus melalui pengolahan yang lebih lanjut untuk menghasilkan biogas yang berkualitas tinggi.
4. Metana yang terkandung dalam biogas dapat juga digunakan sebagai bahan bakar untuk *fuel cells*, yang akan memproduksi energi dalam bentuk listrik dan panas.
5. Gas yang dihasilkan, dapat dimanfaatkan sebagai pengganti kayu bakar dimana tidak menimbulkan jelaga sehingga peralatan dan ruang dapur tetap bersih.
6. Limbah hasil proses *anaerobic digestion* baik yang padat maupun yang cair dapat dimanfaatkan sebagai pupuk organik.
 - Limbah padat sangat baik untuk pupuk karena tahapan proses lebih sempurna dibanding pupuk kandang yang ditumpuk di udara terbuka.
 - Pupuk hasil limbah ini selain mengandung unsur hara yang tinggi juga dapat berfungsi memperbaiki struktur tanah.
7. Kesehatan dan kebersihan lingkungan terjamin karena semua kotoran ternak langsung dimasukkan ke *digester* sehingga parasite-parasit seperti cacing akan hancur didalam *digester*. *Digester* juga mengurangi bau yang menyengat dari kotoran ternak.
8. Limbah hasil proses *anaerobic digestion* memiliki kandungan nutrisi (nitrogen, fosfor dan kalium) yang tinggi sehingga sering digunakan sebagai pupuk untuk memperoleh produk berkualitas tinggi, dengan nilai *digestate* dapat diproses menjadi kompos. (Uli Werner, 1989)
9. CO₂ hasil purifikasi dari unit *stripper* dapat dimanfaatkan sebagai pelarut proses superkritis pada pabrik CPO, sebagai sumber nutrisi untuk budidaya alga merah, sebagai bahan aditif DMC (dimetil karbonat) untuk meningkatkan nilai oktan premium.

BAB III

SELEKSI PROSES DAN URAIAN PROSES

Saat ini metode alternative yang tersedia untuk pengolahan limbah POME adalah :
Pengolahan secara anaerobic, pengolahan secara aerobic, system pengolahan membrane dan metode evaporasi (penguapan). Keuntungan dan kerugian dari berbagai metode pengolahan tersebut dapat dilihat dari table dibawah ini :

Tabel III.1 Kelebihan dan Kekurangan Beberapa Metode dalam Pengolahan POME

Metode Pengolahan	Kelebihan	Kekurangan	Referensi
Membran	Air hasil pengolahan memiliki kualitas yang baik, tidak membutuhkan ruang yang luas, dapat mendisinfeksi air yang diolah	Mahal dibandingkan dengan metode pengolahan lainnya, waktu hidup membrane pendek	[Ahmad et al. 2006] [Metcalf et al. 2003]
Anaerobik	Energi yang dibutuhkan rendah (tidak membutuhkan aerasi), biaya murah, hasil samping yang berupa lumpur dapat digunakan untuk aplikasi lahan (pupuk)	Waktu retensi yang lama, butuh area yang luas untuk digester konvensional, <i>start-up</i> lambat (granulasi reaktor)	[Metcalf et. Al 1997] [Borja et al. 2006]
Evaporasi	Konsentrat padat dari proses dapat dimanfaatkan sebagai feed dalam industri pupuk	Konsumsi energi yang besar	[MA et. Al 1997]
Aerobik	Waktu retensi lebih efektif dalam menangani limbah beracun	Butuh energi yang besar (perlu aerasi), tingkat patogen inaktivasi lebih rendah di lumpur	[Jr et al. 1999] [doble et al. 2005]

		aerobic dibandingkan lumpur anaerobic sehingga tidak cocok diaplikasikan pada lahan (sebagai pupuk)	
--	--	-----------------------------------------------------------------------------------------------------	--

Bedasarkan kebutuhan energi, pengolahan secara anaerobic memiliki keuntungan yang lebih besar disbanding metode lainnya karena tidak memutuhkan energi untuk aerasi. Jelas bahwa pengolahan anaerobic memiliki keunggulan yang lebih baik dibandingkan lainnya dari segi *capital cost*. Kekurangan pengolahan secara anaerobic adalah waktu retensi yang lama dan *start-up* yang lambat. Namun, kekurangan tersebut dapat diatasi. Untuk masalah waktu retensi yang lama dapat dipersingkat dengan menggunakan bioreactor anaerob yang memiliki waktu retensi yang kecil. Untuk *start-up* yang lambat dapat disingkat dengan menggunakan pasir lumbr benih, memanfaatkan lumpur brnih dari proses yang sama atau mempertahankan suhu dan pH yang cocok untuk pertumbuhan bakteri.

(Abdurrahman, 2013)

Faktor-faktor yang mempengaruhi proses anaerobic antara lain :

1. Temperatur

Biasanya, digester anaerobic dirancang untuk beroperasi pada kondisi mesofilik (20°C-45°C) atau termofilik (45°C-60 °C). Semakin tinggi suhu, produksi biogas semakin tinggi, tetapi ketika suhu tinggi dapat menyebabkan proses metabolisme menurun. Produksi biogas terbaik ketika suhu digester 32°C -40°C.

2. pH

Fermentasi biogas optimum pH netral antara 6,8-7,2. Saat pH kurang dari 4 atau lebih dari 9 proses akan terhambat atau bahkan berhenti untuk memproduksi gas karena efek toksik pada populasi metanogen.

3. *Volatile Solid*

Konsentrasi padatan dari *influent* ke biodigester dapat mempengaruhi tingkat fermentasi. *Organic Loading Rate* (OLR) didefinisikan sebagai jumlah volatile padatan per unit volume biodigester aktif per hari. Nilai OLR adalah antara 0,2 dan 2kg VS/m³/hari. Ini mengansumsikan bahwa total padatan (TS) adalah 17% dari berat segar *manure* dan bahwa *volatile solid* (VS) adalah 77%.

4. Konsentrasi mikroorganisme metanogen

Produksi biogas tidak mungkin tanpa jumlah bakteri anaero yang cukup. Dalam kotoran segar, konsentrasi tersebut rendah. Inokulasi kotoran segar dapat meningkatkan produksi gas hingga 30% dan itu sangat penting dalam digester, nutrisi utama yang dibutuhkan oleh mikroorganisme yang terlibat dalam biodigestion anaerobik adalah karbon, nitrogen, dan garam anorganik.

5. Rasio C/N

Rasio karbon / nitrogen (C/N) mengungkapkan hubungan antara jumlah karbon dan nitrogen yang ada dalam bahan organik. Setiap bahan yang berbeda memiliki rasio C/N. Rasio C/N yang ideal untuk biodigestion anaerobic adalah antara 20:1 dan 30:1.

Jika rasio C/N lebih tinggi dari kisaran tersebut, produksi biogas akan rendah. Hal ini dikarenakan nitrogen akan dikonsumsi cepat oleh bakteri metanogen untuk memenuhi kebutuhan protein dan tidak akan lagi bereaksi dengan karbon yang tersisa dalam materi.

6. Pengadukan

Pengadukan sangat penting dalam pengolahan air limbah yang kaya organik. Dengan kata lain, dapat meningkatkan proses anaerobik dengan mencegah stratifikasi substrat, mencegah pembentukan kerak, memastikan sisa partikel padat tersuspensi, mentransfer panas seluruh digester, mengurangi ukuran partikel selama proses pencernaan dan melepaskan biogas dari konten digester. Pengadukan digunakan untuk mencegah pembentukan endapan dan meningkatkan jontak antaravmikroorganisme dan substrat.

(Sunil, 2012)

III.1 Macam- Macam Proses

Macam-macam proses pengolahan limbah POME menjadi biogas secara anaerobic adalah sebagai berikut :

III.1.1 Proses Netralisasi

Limbah POME bersifat asam, sehingga perlu dilakukan treatment sebelum diolah menjadi biogas. Untuk mengoptimalkan pertumbuhan mikroorganisme pada pengolahan limbah secara biologi, pH perlu dijaga pada kondisi pH netral. Limbah cair kelapa sawit (POME) memiliki pH 4,7 sehingga perlu dilakukan netralisasi untuk menaikkan pH nya menjadi netral

(sekitar 7). Pemilihan bahan/reagen untuk proses netralisasi banyak ditentukan oleh biaya dan praktisnya.

III.1.2 Proses Fermentasi

III.1.2.1 Pengolahan dengan Kolam Anaerobik

Kolam pengolahan anaerobik adalah metode pengolahan limbah cair kelapa sawit yang paling sering digunakan, sekitar 85% pabrik minyak kelapa sawit memakai metode ini. Jumlah kolam pengolahan bervariasi sesuai dengan kapasitas pabrik. Kolam anaerobik terdiri dari *de-oiling tank*, kolam asidifikasi, kolam anaerobik, dan kolam aerobik. Ukuran kolam anaerobik tergantung pada kapasitas pabrik kelapa sawit dan juga lahan yang tersedia. Kolam anaerobik memiliki *retention time* yang paling lama, yaitu 20-200 hari. Kolam anaerobik memiliki emisi gas metan yang tinggi yaitu sekitar 54,4%. Kolam anaerobik umumnya memiliki kedalaman 2-5m. Pada kolam inilah air limbah mulai diolah dibawah kondisi anaerobik oleh berbagai jenis mikroorganisme anaerobik. Mikroorganisme anaerobik mengubah senyawa anaerob dalam air limbah menjadi gas CO₂, H₂S, dan CH₄ yang akan menguap ke udara, sementara berbagai padatan dalam air limbah akan mengalami sedimentasi dan terkumpul di dasar kolam sebagai lumpur. Kolam anaerobik dapat menerima masukan beban anaerob dalam jumlah yang sangat besar (biasanya > 300 mg/l BOD atau setara dengan 3000 kg/Ha/hari untuk kolam kedalaman 3 m).

(Abdurrahman, 2013)

III.1.2.2 Pengolahan dengan *Anaerobic Filtration*

Anaerobic filter telah diterapkan untuk menangani berbagai jenis limbah termasuk pengolahan air limbah kedelai, *wine* anggur, lindi, air limbah kota, pembuatan bir air limbah, air limbah obat, dan air gula bir.

Anaerobic filter dipilih untuk pengolahan air limbah karena (a) efisiensi removal substrat tinggi (b) membutuhkan volume reaktor kecil yang beroperasi pada waktu hidrolisis pendek (HRT), (c) kemampuan untuk mempertahankan konsentrasi tinggi dari biomassa dalam kontak dengan air limbah tanpa mempengaruhi efisiensi, dan (d) toleransi terhadap beban kejutan. Selain itu, biaya investasi dan operasionalnya lebih murah dan jumlah padatan tersuspensi dalam limbah kecil.

Namun, *clogging* (penyumbatan pada filter) adalah masalah utama dalam operasi *anaerobic filtration* yang dioperasikan secara terus menerus dalam pengolahan air limbah. Secara umum, anaerobic filtration mampu mengolah air limbah untuk mendapatkan kualitas limbah cair yang baik dengan mengurangi 70% COD dan menghasilkan gas dengan komposisi metana lebih dari 50%.

Dalam pengolahan POME, efisiensi pengurangan COD tertinggi adalah 94% dengan komposisi metana 63% pada OLR dari 4,5 kg COD / m³/ hari, sedangkan COD *removal* secara umum efisiensinya mencapai 90% dengan komposisi gas metana rata-rata 60%.

(Abdurrahman, 2013)

III.1.2.3 Pengolahan dengan *Fluidized Bed Reactor*

Reaktor *fluidized bed* memiliki beberapa keunggulan yang membuat reaktor ini sangat berguna untuk pengolahan limbah yang mempunyai COD dan BOD tinggi. Reaktor ini memiliki luas permukaan yang sangat besar untuk beasar untuk biomassa yang memungkinkan untuk pengolahan limbah OLR tinggi dan HRT pendek selama operasi. Selain itu, *fluidized bed* memiliki kemungkinan masalah *channeling* yang rendah. Kecepatan alir ke atas yang tinggi dari POME harus dipertahankan dalam reaktor *fluidized bed* agar memungkinkan terjadinya ekspansi sari material bed. Kemudian, biomassa akan tumbuh pada bahan pendukung dalam material bed. Beberapa penelitian dan penerapan telah dilakukan pada penerapan *fluidized bed* untuk mengolah air limbah untuk mengolah air limbah pengolahan minyak, limbah industri tekstil, limbah anggur, limbah es krim, limbah dari rumah pemotongan hewan, limbah farmasi dan limbah cair kelapa sawit (POME). *Fluidized bed* dapat mengilangkan sedikitnya 65% dan hingga lebih dari 90% COD.

Dalam pengolahan POME, *fluidized bed* lebih baik daripada pengolahan dengan anaerobic filter karena kemampuannya yang dapat menangani limbah dengan OLR yang tinggi dan lebih baik dalam produksi gas metana. Waktu retensi yang lebih singkat (6 jam) juga menjadi keunggulan dibanding dengan pengolahan POME dengan anaerobic filter

(Abdurrahman, 2013)

III.1.2.4 Pengolahan dengan Up-flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor

UASB berguna untuk mengolah minyak tipe limbah pabrik. Prinsip dasar dari operasi reaktor UASB adalah *sludge* yang akan diolah memiliki tingkat pengendapan yang baik. Sejauh ini, penggunaan UASB telah diterapkan dalam pengolahan limbah sampah domestik, limbah pemotongan hewan, limbah es krim, limbah cair kelapa sawit (POME), limbah farmasi, dan limbah kopi instan. UASB memiliki desain yang sederhana dimana *sludge* dari material organik yang didegradasi dan biomassa akan mengendap di reaktor. Materi organik dari limbah yang berkontak dengan *sludge* akan diolah dengan *granule* biomassa.

Pengolahan POME dengan UASB telah terbukti sukses dengan efisiensi pengukuran COD hingga 98,4% dengan OLR sebesar 10,63 kg COD/m³ day. Pengolahan dengan reaktor UASB memiliki keunggulan karena kemampuannya untuk mengolah limbah dengan kandungan *suspended solid* tinggi, dan produksi metana yang tinggi. Namun, reaktor ini memiliki waktu *start-up* yang lama. Penelitian yang telah dilakukan membuktikan bahwa UASB yang diisi dengan *granulated sludge* dapat mencapai performa yang lebih tinggi dengan waktu singkat.

(Abdurrahman, 2013)

III.1.2.5 Pengolahan dengan Up-flow Anaerobic Sludge Fixed-Film (UASFF) Reactor

UASFF adalah gabungan antara UASB reaktor dan *anaerobic filter*. UASFF menggabungkan keunggulan dari kedua reaktor dan meminimalkan kekurangan masing masing reaktor. Penelitian yang telah dilakukan, membuktikan bahwa reaktor UASFF lebih efisien dibandingkan dengan UASB dan *anaerobic filter*. Masalah *clogging* juga tidak pernah dilaporkan dalam pengoperasian reaktor ini. Reaktor ini umumnya dapat mengolah OLR yang tinggi jika dibandingkan dengan UASB dan *anaerobic filter*.

Reaktor UASFF dapat mencapai efisiensi pengurangan COD sebesar 70%. Produksi metana dari reaktor ini juga memuaskan. Dalam pengolahan POME didapatkan bahwa internal packing dan recycle ratio yang tinggi dapat berpengaruh dalam performa reaktor UASFF.

(Abdurrahman, 2013)

III.1.2.6 Pengolahan dengan Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)

CSTR adalah tangki digester yang diberi *mixer* (pengaduk). Agitator ini berfungsi untuk memperluas kontak area dengan biomassa sehingga dapat meningkatkan produksi gas. Dalam pengolahan POME dengan CSTR, telah diaplikasikan oleh pabrik Kock Seng, Johor, Malaysia

dan inilah satu-satunya reactor yang beroperasi secara kontinyu sejak tahun 1980. Aplikasi lain dari CSTR dalam pengolahan limbah antara lain adalah limbah pabrik selai dan pabrik *coke*.

Reactor Kock Seng mempunyai efiseinsi pengurangan COD sebesar 83%. Untuk komposisi metana ditemukan sebesar 62,5% untuk pengolahan POME, dan 22,5-76,9% untuk pengolahan limbah harian. Jenis CSTR lainnya mengindikasikan efisiensi pengurangan COD sebesar 93,6%-97,7% Perbedaan ini dapat disebabkan karena perbedaan kondisi operasi.

(Abdurrahman, 2013)

III.1.2.7 Pengolahan dengan *Anaerobic Digester*

Pengolahan dengan teknik ini dilaksanakan ketika lahan yang tersedia kecil, tidak mencukupi untuk pembuatan kolam anaerobik. Anaerobik digester memiliki *retention time* selama 20 hari, dengan emisi metana sebesar 30%, lebih kecil daripada kolam anaerobik. Komposisi metana yang kecil ini disebabkan karena adanya transfer oksigen yang terjadi saat feed dimasukkan kedalam tangki. *Anaerobic digester* dapat dilengkapi dengan *mixer* (pengaduk). Pengadukan dalam tangki digester dapat meningkatkan proses *digestion* yang disebabkan karena bakteri akan lebih sering berkontak dengan feed.

(Abdurrahman, 2013)

III.1.3 Proses Purifikasi

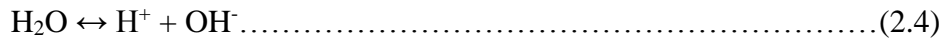
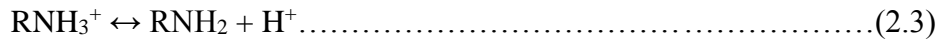
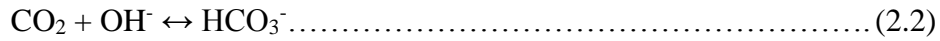
Dalam meningkatkan kualitas biogas terdapat lima teknik yang dapat digunakan untuk memisahkan metana dari komponen polutan. Berikut kelima metode tersebut:

III.1.3.1 *Chemical Absorption*

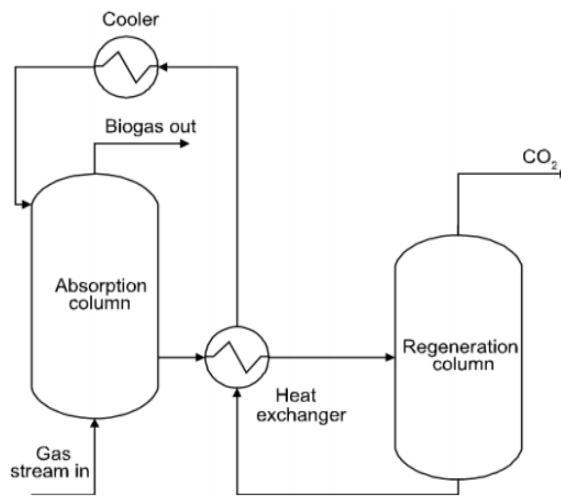
Pada metode pertama ini, *chemical absorption* dilakukan untuk memisahkan kedua komponen polutan biogas, yaitu CO₂. Teori yang berhubungan dengan pemisahan CO₂ dari biogas sangat bervariasi walaupun seringkali kontradiktif. Secara umum, absorpsi CO₂ menggunakan larutan asam amino. Asam amino terlarut dalam air yang kemudian disebut sebagai *zwitter ion*. Setelah mengalami tahap deprotonasi, asam amino akan bereaksi dengan CO₂.



Selain itu terdapat beberapa reaksi yang akan terjadi yaitu:



Reaksi 2.2 akan terjadi namun tidak terlalu signifikan, sementara itu karena pH bersifat asam maka ion OH^- berjumlah terbatas. Apabila ion OH^- dan asam amino mengalami fase kesetimbangan, maka reaksi 2.3 dan 2.4 akan terjadi. Berikut *flow diagram* pada proses absorpsi CO_2 .

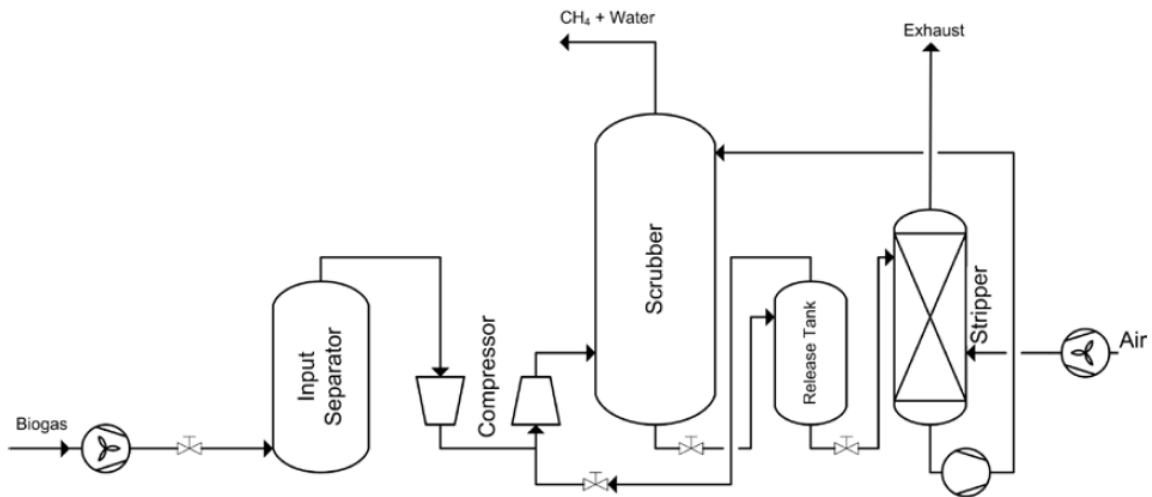


Gambar III.1 *Flow Diagram* Proses Absorpsi CO_2 .

Pada proses ini larutan asam amino akan mengabsorpsi gas CO_2 dari biogas, yang selanjutnya akan dialirkan menuju *Regeneration column* akan memisahkan antara CO_2 dengan larutan asam amino. Larutan asam amino hasil pemisahan dalam *regeneration column*, akan di *recycle* kembali ke dalam *absorption column*. (Q. Zhao E, 2010)

III.1.3.2 High Pressure Water Scrubbing

Water Scrubbing adalah sebuah teknik dasar yang memanfaatkan sifat fisika kelarutan gas dalam liquid. *Water Scrubbing* dapat melarutkan gas H_2S , CO_2 dan komponen lainnya yang lebih larut di dalam air daripada gas metana. *Flow diagram* prosesnya dapat dilihat pada gambar berikut:

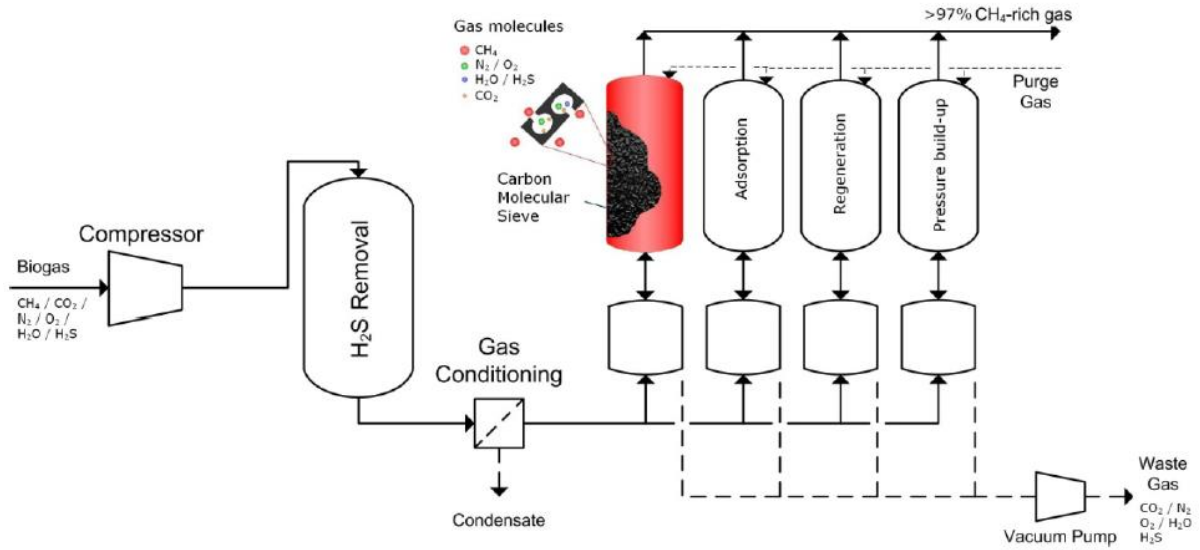


Gambar III.2 Flow Diagram Proses High Pressure Water Scrubbing

Biogas masuk ke dalam *scrubber* yang bertekanan tinggi. Tekanan yang tinggi ini menyebabkan kelarutan gas dalam air semakin meningkat. Pada umumnya, kolom *scrubber* merupakan *packed column* agar permukaan kontak gas dan air lebih luas. Air di *spray* dari atas dan mengalir kebawah secara *counter-current* dengan gas. Air dalam kolom *scrubber* akan mengambil gas-gas polutan yang ada di biogas. Biogas akan keluar dari bagian atas *scrubber* dengan kandungan gas metana 94-98 %. Air dalam *scrubber* akan keluar dari bagian bawah dengan membawa gas-gas polutan biogas. Air tersebut akan masuk di *flash tank*, dalam *flash tank* akan terjadi penurunan tekanan sehingga gas metana yang masih terkandung dalam air akan keluar. Kemudian air masuk ke kolom *stripper* untuk diregenerasi dengan udara. Gas H_2S dan CO_2 akan keluar dari bagian atas *stripper*. (Q.Zhao E, 2010).

III.1.3.3 Pressure Swing Adsorption (PSA)

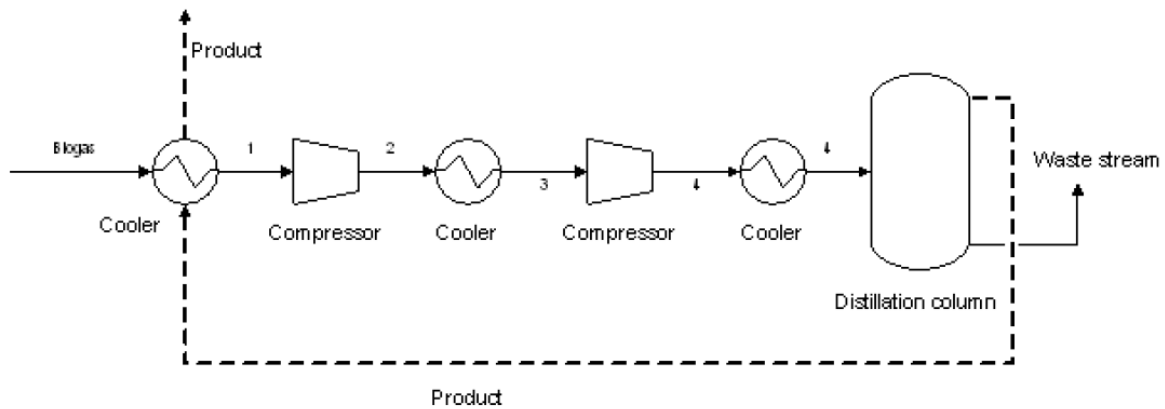
Teknologi PSA memisahkan komponen dalam campuran gas di bawah tekanan dengan berdasarkan karakteristik molecular dan afinitas untuk penyerapan material. Dalam proses yang normal, biogas masuk pada bagian bawah kolom dan melewati *adsorber vessel*. Kemudian pada bagian akhir, biogas akan keluar dari atas kolom dengan kemurnian lebih dari 97 %. (Q.Zhao E, 2010).



Gambar III.3 Flow Diagram Proses Pressure Swing Adsorption (PSA)

II.1.3.4 Cryogenic Separation

Dari nama *cryogenic*, dapat diketahui bahwa teknik ini beroperasi pada suhu rendah sekitar -90°C dan bertekanan tinggi sekitar 40 bar. Karena CO_2 , CH_4 dan semua kontaminan biogas lainnya terlarut dalam domain suhu-tekanan yang berbeda, adalah mungkin untuk mendapatkan CH_4 dari biogas dengan cara pendinginan dan penekanan *crude* biogas untuk mencairkan CO_2 yang kemudian dengan mudah dipisahkan dari gas yang tersisa. Keuntungan dari *cryogenic separation* adalah kemurnian CH_4 mencapai 99%, namun peralatan yang dibutuhkan sangatlah banyak diantaranya mainly compressors, turbines dan heat exchangers (Q.

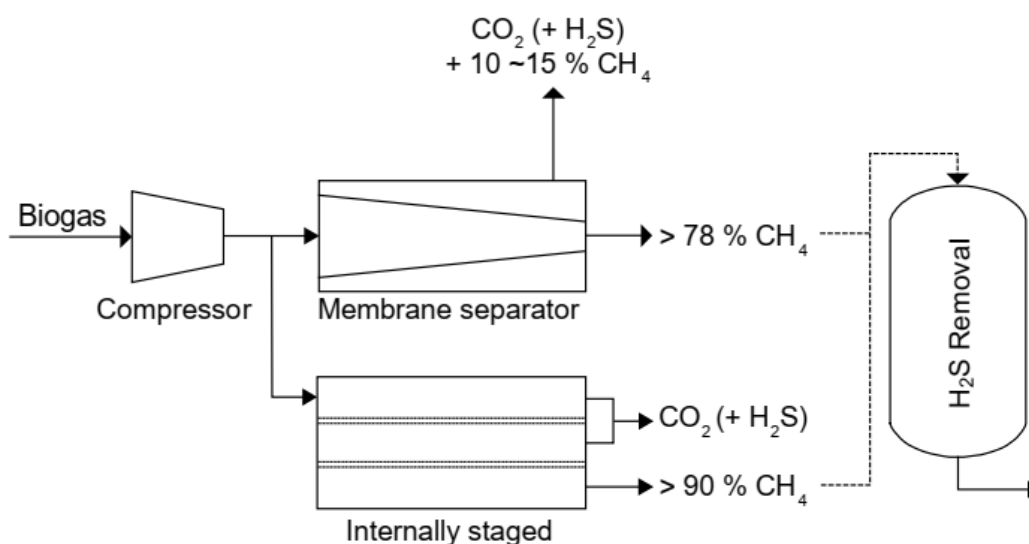


Zhao E, 2010).

Gambar 3.4 Flow Diagram Proses Cryogenic Separation

III.1.3.5 Membrane Separation

CH_4 dan CO_2 juga dapat dipisahkan dengan menggunakan membrane, karena perbedaan ukuran partikel atau *afinitas*, molekul tertentu dapat melewati membrane sedangkan yang lain tidak. *Driving force* dibalik proses ini adalah perbedaan tekanan parsial gas. Teknik pemisahan ini sangat bergantung pada jenis membrane yang digunakan. Tersedia banyak membrane dengan spesifikasi berbeda-beda, tetapi secara umum prinsip kerjanya sama. Membrane pemisah gas beroperasi berdasarkan selektifitas *permeation*. Teknologi ini mengaambil keuntungan dari fakta bahwa gas larut dan menyebar ke dalam bahan polimer. Jika perbedaan tekanan diatur disisi berlawanan film polimer, membrane transportasi di film (permeasi) akan terjadi. Tingkat perpindahan ditentukan oleh koefisien difusi. Molekul sangat kecil dan sangat mudah terlarut (seperti H_2 , CO_2 , dan H_2S) meresap lebih cepat dari molekul besar (seperti C_1 , C_2 dan hidrokarbon yang lebih berat termasuk CH_4). Ketika aliran biogas yang mengandung CO_2 diumpankan ke membrane, CO_2 akan menembus membran pada tingkat lebih cepat dari komponen biogas lainnya. Dengan demikian, aliran *feed* bertekanan dipisahkan menjadi aliran yang kaya CO_2 pada sisi bertekanan rendah, pada sisi kanan, dan aliran kaya CH_4 bertekanan tinggi (Q. Zhao E, 2010).



Gambar 3.5 Flow Diagram Proses Membrane Separation

III.1.5 Proses Dewatering

III.1.5.1 Filter Press

Plate and Frame Filter Press terdiri dari *plate* dan *frame* yang tergabung menjadi satu dengan kain saring pada tiap sisi *plate*. *Plate* memiliki saluran sehingga filtrate jenuh dapat melewati tiap *plate*. *Slurry* dipompa menuju *plate and frame* dan mengalir melalui saluran pada *frame* sehingga *slurry* memenuhi *frame*. Filter mengalir melalui kain dan padatan menumpuk dalam bentuk *cake* pada kain saring. Filtrat mengalir antara kain saring dan *plate* melalui saluran keluar. Bila menggunakan polimer, *filter press* biasanya dapat menghasilkan lumpur dengan 18-23 % kandungan padatan dan biasanya dapat menangkap lebih dari 95% dari padatan. *Filter press* adalah proses yang terbuka dan bau mungkin terjadi. Oleh karena itu, control dari polusi udara diperlukan (Geankoplis, 1933).

III.1.5.2 Centrifuge

Prinsip kerjanya adalah *nozzle separator* berputar dengan gaya sentrifugal dimana pemisahannya, fraksi berat (lumpur, kotoran) terlempar ke dinding bowl dan fraksi ringan (air dan minyak) akan ke tengah. Air yang mempunyai densitas lebih kecil akan menuju poros dan terdorong keluar melalui *paring disk*, dan ditampung di *reclaimed tank*. Sedangkan *sludge* (mengandung air) yang mempunyai densitas lebih besar akan terdorong ke bagian dinding *bowl* dan keluar melalui *nozzle*, kemudian *sludge* keluar melalui saluran pembuangan menuju *fat pit*. Alat ini umumnya dapat menghasilkan *cake* dengan konsentrasi sebanding dengan atau lebih tinggi dari *filter press* untuk aplikasi yang serupa. Bila menggunakan polimer, sentrifugal biasanya dapat menghasilkan lumpur sebesar 20-25% kandungan padatan dan biasanya menangkap lebih dari 95% dari padatan. (Geankoplis, 1993)

III.1.5.3 Rotary Screw Press

Dalam *screw press*, seperti dalam *press belt filter*, polimer ditambahkan ke padatan terflokulasi dalam proses *flow-through* sesaat sebelum *rotary screw press*. Proses ini berlangsung secara terus-menerus bersamaan dengan padatan terflokulasi jatuh ke kotak *header* yang memungkinkan padatan yang terflokulasi untuk bergerak melalui *screw* yang tertutup. *Rotary screw press* memiliki efisiensi terendah (kurang dari 95%). (Geankoplis, 1993)

III.2 Seleksi Proses

III.2.1 Pemilihan Berdasarkan Proses Netralisasi

Bedasarkan segi ekonomi, pada proses netralisasi limbah POME menggunakan $\text{Ca}(\text{OH})_2$. $\text{Ca}(\text{OH})_2$ sering digunakan untuk peningkatan pH larutan. Peningkatan pH optimum akan memacu proses pembusukan, sehingga meningkatkan efektivitas kerja mikroba dan meningkatkan produksi biogas

(caesarvery.com)

III.2.2 Pemilihan Berdasarkan Tipe Digester

Pada tahap ini dilakukan pemilihan metode untuk pengolahan limbah POME menjadi biogas. Perbandingan *open & closed digester* adalah sebagai berikut :

Table III.2 Perbedaan open digester system dan closed digester system

Parameters	Open digester system	Closed anaerobic digester
COD removal efficiency (%)	81%	97%
HRT (days)	20	10
Methane utilization	Released to atmosphere	Recoverable
Methane yield (kg CH_4 /kg COD removed)	0.11	0.2
Methane content (%)	36	55
Solid discharge (g/L)	20	8

(Sulaiman, 2007)

Di samping itu kelemahan dari system terbuka adalah sebagai berikut :

1. Kotoran (*sludge*) yang dikeluarkan adalah sebesar 100mg/L atau 100ppm
2. Butuh area produksi yang sangat luas
3. Emisi biogas tinggi yakni sebesar 20m/m³

Dari uraian diatas dapat disimpulkan bahwa *closed digester system* atau *anaerobic digestion* merupakan metode yang paling menguntungkan untuk pengolahan limbah POME menjadi biogas. Lebih lanjut lagi biaya operasi bisa turun dari pemanfaatan biogas untuk energi panas

atau listrik di pabrik kelapa sawit skala kecil. Metode ini juga bias diterapkan untuk pembuangan (disposal) limbah dengan kualitas yang baik dengan harga yang murah.

III.2.3 Pemilihan Berdasarkan Proses Pengolahan Anaerobik

Berikut adalah perbandingan antara beberapa metode pengolahan secara anaerobik :

Tabel III.3 Perbandingan Metode Pengolahan Secara Anaerobik

Metode Pengolahan Anaerobik	Operating OLR (Kg COD/m³/day)	Hydraulic Retention Time (days)	Methane composition (%)	COD removal efficiency (%)
Anaerobic pond	1,40	40,0	54,4	97,8
Anaerobic filtration	4,50	15,00	63,0	94,0
Fluidized Bed	40,00	0,25	N/A	78,0
UASB	10,63	4,00	54,2	98,4
UASFF	11,58	3,00	71,9	97,0
CSTR	3,33	18,00	62,5	80,0

(Abdurrahman, 2013)

Berikut adalah perbandingan keuntungan dan kerugian beberapa metode pengolahan secara anaerobic :

Table III.4 Keuntungan dan Kerugian Metode Pengolahan Limbah Anaerobik

Metode Pengolahan Anaerobik	Keuntungan	Kerugian
Kolam Anaerobik	<ul style="list-style-type: none"> - Modal pembuatan murah, - Biaya perawatan dan pengoperasian murah - Mudah mentolerir masukan besar dari materi organik, sehingga saat musim panen tiba, POME dapat mudah diproses - Lumpur di-recovery dapat dijual sebagai pupuk 	<ul style="list-style-type: none"> - Membutuhkan volume yang besar - Retention time yang panjang - Tidak ada fasilitas untuk menangkap biogas - Emisi metan yang rendah

Anaerobic Filtration	<ul style="list-style-type: none"> - Volume reactor yang dibutuhkan kecil - Memproduksi effluent dengan kualitas yang tinggi - Hydraulic retention times pendek - Dapat mentolerir feed dalam jumlah besar yang dimasukkan secara tiba-tiba 	<ul style="list-style-type: none"> - Ketika OLR tinggi, dapat menjadi clogging - Biaya pendukung tinggi - Tidak cocok untuk limbah yang memiliki Total Suspended Solid yang tinggi
Fluidized Bed	<ul style="list-style-type: none"> - Memiliki luas permukaan yang sangat besar untuk biomassa yang memungkinkan untuk pengolahan limbah dengan OLR tinggi dan HRT pendek - Masalah channeling rendah - Proses pencampuran sangat baik dalam kondisi apapun 	<ul style="list-style-type: none"> - Membutuhkan energy yang besar untuk fluidization bed - Biaya mahal - Tidak cocok untuk limbah yang memiliki suspended solid yang tinggi
UASFF	<ul style="list-style-type: none"> - Organic Loading Rate lebih besar daripada anaerobic filtration - Tidak ada masalah clogging - Penyimpanan biogas lebih besar - Operasi lebih stabil - Dapat mentolerir masukan yang tiba-tiba 	<ul style="list-style-type: none"> - OLR rendah ketika mengolah limbah yang mengandung Total Suspended Solid tinggi
UASB	<ul style="list-style-type: none"> - Sesuai untuk pengolahan limbah yang mengandung suspended solid yang tinggi - Kualitas effluent yang tinggi - Tidak ada media lain yang dibutuhkan 	<ul style="list-style-type: none"> - Performa reactor tergantung pada kecepatan pengendapan sludge - Foaming dan pengapungan sludge pada OLR yang tinggi - Waktu start up cukup lama jika tidak memakai sludge yang susah

CSTR	<ul style="list-style-type: none"> - Dalam proses pencampuran, kontak antara limbah dan biomassa lebih efektif - Produksi gas lebih besar daripada conventional method (kolam anaerobik) 	<ul style="list-style-type: none"> - Produksi gas akan kurang efisien saat volume masukan dalam reactor besar - Penyimpanan biomassa sedikit
------	------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

(Abdurrahman, 2013)

Melihat dari aspek ekonomi dan kebutuhan maka *anaerobic biodigester* dengan tipe CSTR dirasa cukup memberikan keuntungan. Agitasi juga berpengaruh terhadap produksi biogas, dimana pemberian agitasi yang berpengaruh lebih baik pada peningkatan laju produksi biogas dibandingkan tanpa agitasi. Hal ini terjadi karena dengan agitasi substrat akan homogen, inokulum kontak langsung dengan substrat dan merata, sehingga proses perombakan lebih efektif. Barford (1983) menyatakan bahwa agitasi dapat meningkatkan intensitas kontak antar organisme dan substrat, dibandingkan tanpa agitasi. Pengadukan dimaksudkan agar kontak antara limbah segar dan bakteri perombak lebih baik, dan menghindari padatan terbang atau mengendap, yang akan mengurangi keefektifan digester dan menimbulkan ‘*plugging*’ gas dan lumpur

(Edwi, 2007)

Side entering adalah *mixer* yang masuk ke tangki atau vessel dari samping. *Side entering* digunakan untuk tangki yang besar karena alirannya dapat mencapai semua bagian dari tangki. *Mixer* sering dipasang dekat dengan bagian bawah untuk menjamin pencampuran dari isi tangki bahkan sampai di level liquid paling rendah. Pengadukan dalam tangki digester meningkatkan proses *digestion* yang disebabkan bakteri akan lebih sering berkontak dengan *feed* sehingga akan membuat daerah anaerob yang semakin besar. Keuntungan lainnya adalah biaya awal yang rendah dan tidak ada pemasangan bantalan diatas tangki. Penurunan kecepatannya sederhana karena kecepatan operasinya lebih tinggi daripada kebanyakan turbine *mixer*. *Side entering agitator* digunakan untuk *blending* zat cair yang viskositasnya rendah pada tangki yang besar, dimana ini tidak dapat digunakan untuk agitator konvensional yang didukung dari atas tangki. Sehingga dari beberapa penggunaan reactor anaerobik diatas, penggunaan biodigester tipe *side entering mixer* dipilih.

III.2.4 Pemilihan berdasarkan Metode Purifikasi

III.2.4.1 Pemilihan Berdasarkan Proses Acid Gas Removal

Tabel III.5 Perbandingan Performa Metode Purifikasi

No	Parameter	<i>Chemical Absorption</i>	<i>Pressure Water Scrubbing</i>	<i>Pressure Swing Adsorption</i>	Satuan
1	Konsumsi energi	0.3 - 0,4	0,2 – 0,3	0,22 – 0,25	kWh/m ³
2	Efisiensi energi	91 – 92	95 – 96	96 – 97	%
3	Metan terbawa	0,1 – 0,2	0,6 – 0,8	1 – 3	%
4	Kualitas gas	99	98	98	%CH ₄
5	<i>Recovery CO₂</i>	No	<i>Kualitas Green House</i>	No	
6	Zat yang dipakai	Katalis/Air	Air	<i>Activated Carbon</i>	
7	Kemudahan	+	++		
8	Operasi	+	++	+	
9	Fleksibilitas	0,35	0,25	-	
10	Biaya operasi	1,1 – 1,3	0,8	0,26	Euro/m ³
11	Biaya pemasangan			1,3 – 1,4	Juta Euro

Dari beberapa metode purifikasi gas diatas, dapat disimpulkan bahwa metode *High Pressure Water Scrubbing* lebih menguntungkan dibandingkan dengan metode lainnya.

III.2.5 Pemilihan Berdasarkan Metode *Dewatering*

Tabel III.6 Perbandingan Performa Alat *Dewatering*

	Kriteria	<i>Filter Press</i>	<i>Centrifuge</i>	<i>Rotary Screw Press</i>
<i>Performance</i>	<i>% Discharge solids</i>	20	25	20
	<i>Solids Capture</i>	>98%	95%	90-95%
	<i>Efficiency</i>	<i>High</i>	<i>Low</i>	<i>Low</i>
	<i>Operator Attention</i>	<i>Medium</i>	<i>High</i>	<i>Low</i>
	<i>Required</i>	<i>High</i>	<i>High</i>	<i>High</i>
	<i>Maintenance</i>			
<i>Physical</i>	<i>Reliability</i>			
	<i>Footprint (ft²) each unit</i>	406,56		228

(Lloyd Slezak, 2011)

Tabel III.7 Perbandingan Total Biaya Metode *Dewatering*

Type Alat	<i>Connected Power,</i> hp	<i>No. of Units</i>	<i>Installed Equipment Cost</i>	<i>Installed Total Equipment Cost</i>
<i>Filter Press</i>	35	3	\$393.500	\$1.195.500
<i>Centrifuge</i>	100	2	\$794.400	\$1.588.800
<i>Rotary Screw</i>	7,5	3	\$503.580	\$1.510.740

Maka dapat disimpulkan bahwa metode *dewatering* dengan *filter pree* lebih menguntungkan dari segi pengoperasian dan total biaya pembuatan. (Lloyd Slezak, 2011)

III.2.6 Pemilihan berdasarkan Suhu *Digester*

Proses pembuatan biogas dalam reaktor dapat dibedakan berdasarkan suhu. Suhu pada reaktor dapat bervariasi tergantung pada jenis mikroba yang dapat tumbuh optimal pada suhu kondisi tersebut. Pada proses menggunakan *anaerobic digester side entering mixer*, suhu dipertahankan konstan untuk mempertahankan rute gas yang diproduksi. Secara garis besar, kondisi dari suhu dapat dibagi menjadi dua yaitu *mesophilic* dan *thermophilic*.

Pada kondisi *thermophilic* lebih efisien pada *retention time*, *loading* rute dan jumlah produksi gas, namun membutuhkan panas yang lebih besar dibandingkan *mesophilic*. Selain itu, kondisi *thermophilic* lebih sensitive terhadap variabel operasi dan lingkungan sehingga membuat proses menjadi tidak stabil dibandingkan kondisi *mesophilic*.

Tabel III.8 Perbandingan Suhu operasi pada reaktor

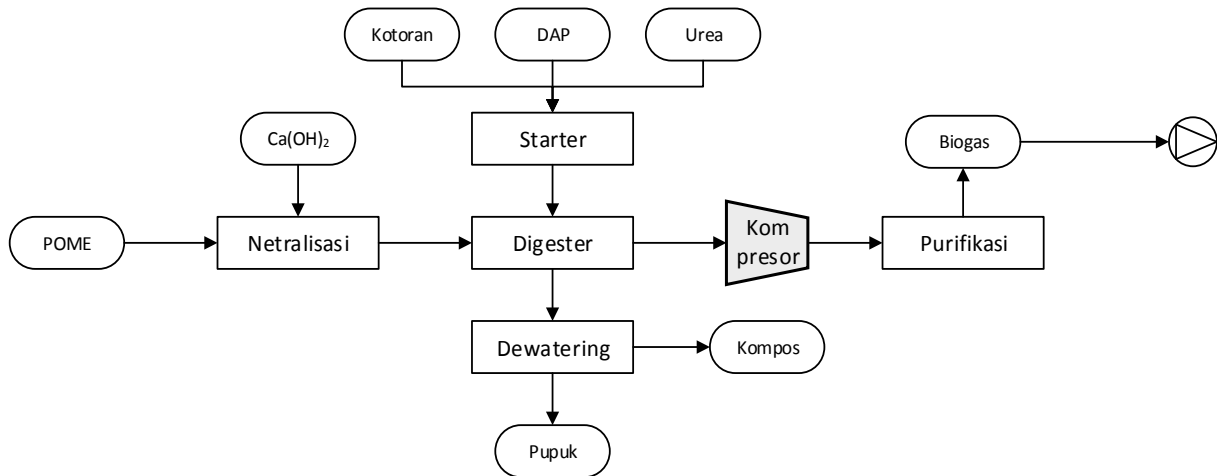
Fermentasi			
Kondisi Suhu	Suhu (°C)	Residence Time	Keuntungan
<i>Thermophilic</i>	>50	15 day	- Penguraian tinggi -Oksigen kurang larut dalam kondisi <i>thermophilic</i> , sehingga optimal kondisi operasi anaerob lebih cepat tercapai
<i>Mesophilic</i>	20-45	17-22 day (liq. Man. Fr.polutary) 22-28 day (liq. Man. Pig) 28-38 day (liq. Man. Cattle) 35-45 day (excrement)	-Proses stabil -Panas yang dibutuhkan sedikit -Kualitas biogas tinggi

(Deublein, D. Dan Steinhauser, A., 2008)

Dari dua perbandingan kondisi tersebut maka kondisi *mesophilic* lebih mudah untuk dikontrol dalam pengoperasiannya dan lebih baik kualitas biogasnya dibandingkan

thermophilic. Sehingga kondisi suhu *mesophilic* dipilih sebagai kondisi suhu dalam reaktor *anaerobic digester side entering mixer*.

III.3 Uraian Proses



Gambar III.6 Uraian Proses

Proses produksi biogas dari proses fermentasi anaerobik secara umum melalui 3 tahapan pokok proses, yakni:

1. Tahap persiapan bahan baku meliputi proses netralisasi
2. Tahap fermentasi anaerobik
3. Tahap pemurnian gas

III.3.1 Tahap Netralisasi

Bahan baku limbah cair pengolahan kelapa sawit (POME) disimpan dalam fase cair pada suhu ruangan dengan tekanan 1 atm dalam kolam penyimpanan. Bahan baku ini kemudian dinetralkan dalam Tangki Netralisasi (R-110) dengan menambahkan Kalsium Hidroksida Ca(OH)_2 . Tujuan dari netralisasi ini adalah untuk menjaga kondisi POME agar berada pada pH sekitar 6-7, dalam range pH ini mikroorganisme anaerob dapat tumbuh optimal. Selain ditambahkan Ca(OH)_2 , POME yang telah memiliki pH netral kemudian dibagi menjadi dua aliran dengan perbandingan aliran menuju starter dan *biodigester side entering*, yakni 1:14, berdasarkan hasil perhitungan neraca massa.

III.3.2 Tahap Fermentasi

Substrat dari Tangki Netralisasi (R-110) dialirkan dengan pompa (L-121) menuju *Biodigester side-entering* (R-210). Dalam *biodigester side entering mixer* ini akan terjadi proses fermentasi. Proses fermentasi ini berlangsung pada suhu optimum 35°C dan tekanan 1 atm selama 18 hari. Pada biodigester telah ditambahkan mikroorganisme yang terdapat dalam kotoran sapi, yang telah disiapkan pada Tangki Starter (R-120). Tangki Starter disini berfungsi sebagai pengkondisian awal dari mikroorganisme sebelum masuk ke *reactor*, selama 5 hari. Pada tangka starter, selain penambahan kotoran sapi, POME juga ditambahkan beberapa nutrisi seperti urea dan DAP untuk membantu proses pertumbuhan bakteri. Penambahan urea adalah sebagai sumber N, sedangkan DAP sebagai sumber P. Keduanya digunakan sebagai nutrisi bagi organisme untuk tetap berkembang biak di dalam *reactor*. Substrat (kotoran sapi) yang masuk dalam tangki starter dikondisikan sampai kandungan VSS 8000 kg VSS/m³. Reaktor dijaga pada suhu mesofilik, suhu optimum pertumbuhan bakteri metanogenesis.

Hasil fermentasi ini adalah biogas sebagai produk atas dengan kandungan komposisi biogas yang dihasilkan terdiri atas CH₄ 54%-70 %, CO₂ 27%-45 %, serta sedikit gas pengotor (Sugiarto, 2013). Kemudian gas tersebut dialirkan dengan blower menuju *Water Scrubber*(D-310).

Sedangkan aliran *effluent* dari *biodigester side entering* dialirkan dengan pompa menuju *clarifier* (H-410) dengan menggunakan pompa *effluent* (L-411). Dalam *clarifier* air limbah, dan substratnya dipisahkan. Substrat (padatan) yang dihasilkan kemudian dipompa menuju Filter Press (H-420) untuk dipisahkan antara cake dan filtratnya yang dapat digunakan sebagai pupuk. Filtrat dapat digunakan sebagai pupuk cair yang merupakan produk bawah. Sedangkan produk atas yaitu *cake* yang dihasilkan dapat digunakan sebagai kompos.

III.3.3 Tahap Pemurnian

Biogas dalam *Water Scrubber* (D-310) dengan kandungan terbesar akan dimurnikan dengan menggunakan air dalam kolam absorpsi. Sebelum masuk kolam absorpsi, biogas dinaikkan tekanannya menjadi 10 atm untuk meningkatkan kelarutan karbon dioksida (CO₂) dalam air (C. Ofori-Boateng, 2009) dengan menggunakan kompresor multi stage disertai dengan after cooler untuk menurunkan suhu. Hasil dari kolom absorpsi adalah produk biogas dengan kadar CH₄ 94,517%, CO₂ 3,8139%, Nitrogen 0,6%, Hidrogen 0,4693%, dan sisanya adalah H₂O

sebesar 0,6%. Sedangkan air yang telah bercampur dengan CO₂ akan diregenerasi dengan Stripper (D-320) menggunakan udara. Biogas yang telah dipurifikasi kemudian disimpan pada Tangki Penampung Biogas (F-316).

BAB IV
NERACA MASSA DAN ENERGI

Basis perhitungan	=	1	jam operasi
Waktu operasi	=	330	hari per tahun (1 hari = 24 jam)
Densitas POME	=	1014	kg/m ³
Jumlah kebutuhan POME	=	237600	ton/tahun
	=	30000	kg/jam
	=	29,5858	m ³ /jam
	=	29585,8	L/jam

Komposisi Limbah cair kelapa sawit (POME)

Densitas POME = 1014 kg/m³

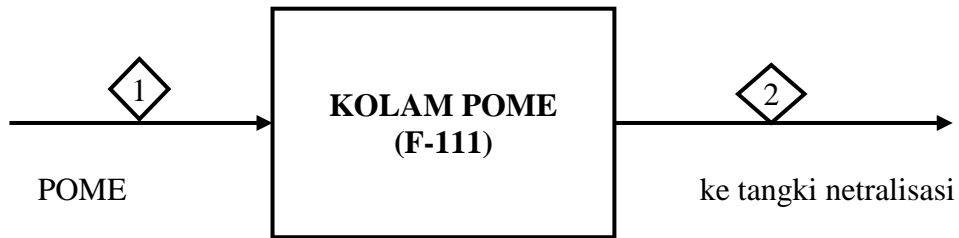
Data komposisi feed disajikan dalam tabel A.1 di bawah ini :

Tabel 3.1 Komposisi Feed POME

No	Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	18	0,91008	27302,499
2	Minyak	256	0,00364	109,210
3	Karbohidrat	162	0,02059	617,717
4	Protein	352	0,05354	1606,070
5	Lemak	786	0,00824	247,087
6	Nitrogen	28	0,00068	20,475
7	Fosfor		0,00016	4,915
8	Potassium		0,00207	61,978
9	Magnesium		0,00056	16,792
10	Kalsium		0,00040	11,988
11	Besi		0,00004	1,271
Total			1,00000	30000

(Nuruliana, 2012)

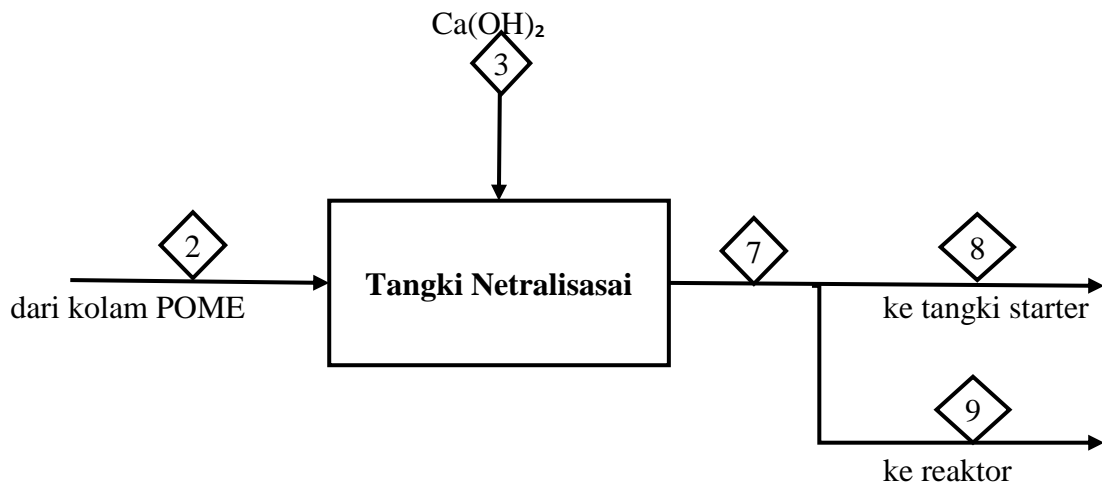
1. Kolam POME (F-111)



Tabel 3.2 Neraca Massa Kolam POME

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran<1>		Aliran<2>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,91008	27302,499	0,91008	27302,499
2	Minyak	0,00364	109,210	0,00364	109,210
3	Karbohidrat	0,02059	617,717	0,02059	617,717
4	Protein	0,05354	1606,070	0,05354	1606,070
5	Lemak	0,00824	247,087	0,00824	247,087
6	Nitrogen	0,00068	20,475	0,00068	20,475
7	Fosfor	0,00016	4,915	0,00016	4,915
8	Potassium	0,00207	61,978	0,00207	61,978
9	Magnesium	0,00056	16,792	0,00056	16,792
10	Kalsium	0,00040	11,988	0,00040	11,988
11	Besi	0,00004	1,271	0,00004	1,271
Total		1,00000	30000,000	1,00000	30000,000

2. Tangki Netralisasi (R-110)



Tabel 3.3 Neraca Massa Tangki Netralisasi

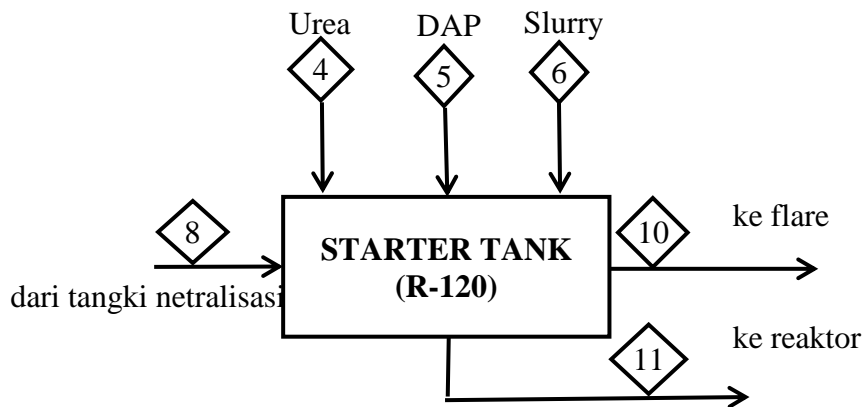
No	Komponen	Masuk		Reaksi		Keluar	
		Aliran<2>	Aliran<3>	Konsumsi	Generasi	Aliran<8>	Aliran<9>
Massa (Kg)							
1	Air	27302,499	0,000	0,000	0,011	1820,167	25482,342
2	Minyak	109,210	0,000	0,000	0,000	7,281	101,929
3	Karbohidrat	617,717	0,000	0,000	0,000	41,181	576,536
4	Protein	1606,070	0,000	0,000	0,000	107,071	1498,998
5	Lemak	247,087	0,000	0,000	0,000	16,472	230,614
6	Nitrogen	20,475	0,000	0,000	0,000	1,365	19,110
7	Fosfor	4,915	0,000	0,000	0,000	0,328	4,588
8	Potassium	61,978	0,000	0,000	0,000	4,132	57,846
9	Magnesium	16,792	0,000	0,000	0,000	1,119	15,672
10	Kalsium	11,988	0,000	0,000	0,000	0,799	11,188
11	Besi	1,271	0,000	0,000	0,000	0,085	1,186
12	Ca(OH) ₂	0,000	0,027	0,022	0,000	0,000	0,005
Total		30000,000	0,027	0,022	0,011	2000,001	28000,015

Akumulasi = in - out + generasi - konsumsi

$$= 30000,027 - 30000,0161 + 0,011 - 0,022$$

$$= 0,0000$$

3. Tangki Starter (R-120)



Tabel 3.4 Neraca Massa Tangki Starter

No	Komponen	Masuk			
		Aliran<8>	Aliran<6>	Aliran<5>	Aliran<4>
Massa (kg)					
1	Air	1820,1673	0,0000	0,0000	0,0000
2	Minyak	7,2806	0,0000	0,0000	0,0000
3	Karbohidrat	41,1811	0,0000	0,0000	0,0000
4	Protein	107,0713	0,0000	0,0000	0,0000
5	Lemak	16,4725	0,0000	0,0000	0,0000
6	Nitrogen	1,3650	0,0000	0,0000	0,0000
7	Fosfor	0,3277	0,0000	0,0000	0,0000

Tabel 3.4 Neraca Massa Tangki Starter

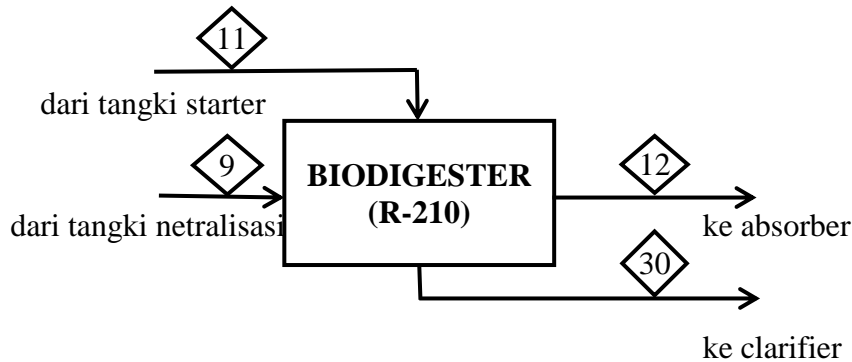
No	Komponen	Masuk			
		Aliran<8>	Aliran<6>	Aliran<5>	Aliran<4>
		Massa (kg)			
8	Potassium	4,1319	0,0000	0,0000	0,0000
9	Magnesium	1,1194	0,0000	0,0000	0,0000
10	Kalsium	0,7992	0,0000	0,0000	0,0000
11	Besi	0,0847	0,0000	0,0000	0,0000
12	Ca(OH) ₂	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000
13	DAP	0,0000	0,0000	24,7080	0,0000
14	Urea	0,0000	0,0000	0,0000	82,3600
15	Slurry	0,0000	150,8475	0,0000	0,0000
16	NH ₄ OH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
17	CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
18	CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
20	H ₂ CO ₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total		2000,0011	150,8475	24,7080	82,3600

Tabel 3.4 Neraca Massa Tangki Starter

No	Komponen	Reaksi		Keluar	
		Konsumsi	Generasi	Aliran<11>	Aliran<10>
		Massa (kg)			
1	Air	139,6358	0,0000	1676,8581	3,6733
2	Minyak	6,1885	0,0000	1,0921	0,0000
3	Karbohidrat	35,0040	0,0000	6,1772	0,0000
4	Protein	91,0106	0,0000	16,0607	0,0000
5	Lemak	14,0016	0,0000	2,4709	0,0000
6	Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000	1,3650
7	Fosfor	0,0000	0,0000	0,3277	0,0000
8	Potassium	0,0000	0,0000	4,1319	0,0000
9	Magnesium	0,0000	0,0000	1,1194	0,0000
10	Kalsium	0,0000	0,0000	0,7992	0,0000
11	Besi	0,0000	0,0000	0,0847	0,0000
12	Ca(OH) ₂	0,0000	0,0000	0,0004	0,0000
13	DAP	12,3540	0,0000	12,3540	0,0000
14	Urea	41,1800	0,0000	41,1800	0,0000
15	Slurry	0,0000	0,0000	150,8475	0,0000
16	NH ₄ OH	0,0000	87,5164	87,5164	0,0000
17	CO ₂	0,0000	118,1211	0,0000	118,1211
18	CH ₄	0,0000	58,4393	0,0000	58,4393
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,0000	10,7630	10,7630	0,0000
20	H ₂ CO ₃	0,0000	64,1211	64,1211	0,0000
Total		339,3745	338,9609	2075,9041	181,5987

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 2257,917 - 339,3745 + 338,961 - 2257,503 \\
 &= 0,0000
 \end{aligned}$$

4. Biodigester (R-210)

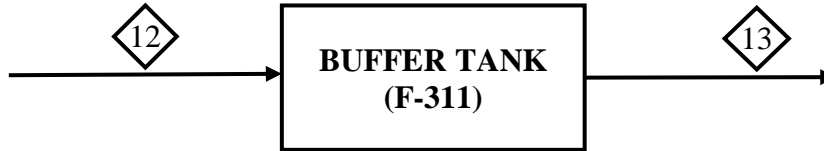


Tabel 3.5 Neraca Massa Reaktor Side Entering

No	Komponen	Masuk		Reaksi		Keluar	
		Aliran<9>	Aliran<11>	Konsumsi	Generasi	Aliran<12>	Aliran<30>
Massa (Kg)							
1	Air	25482,342	1676,858	1595,612	124,467	48,151	25639,905
2	Minyak	101,929	1,092	92,719	0,000	0,000	10,302
3	Karbohidrat	576,536	6,177	524,442	0,000	0,000	58,271
4	Protein	1498,998	16,061	1363,553	0,000	0,000	151,506
5	Lemak	230,614	2,471	209,777	0,000	0,000	23,309
6	Nitrogen	19,110	0,000	0,000	0,000	19,110	0,000
7	Fosfor	4,588	0,328	0,000	0,000	0,000	4,915
8	Potassium	57,846	4,132	0,000	0,000	0,000	61,978
9	Magnesium	15,672	1,119	0,000	0,000	0,000	16,792
10	Kalsium	11,188	0,799	0,000	0,000	0,000	11,988
11	Besi	1,186	0,085	0,000	0,000	0,000	1,271
12	Ca(OH) ₂	0,005	0,000	0,000	0,000	0,000	0,005
13	DAP	0,000	12,354	6,177	0,000	0,000	6,177
14	Urea	0,000	41,180	20,590	0,000	0,000	20,590
15	Slurry	0,000	150,847	0,000	0,000	0,000	150,847
16	NH ₄ OH	0,000	87,516	0,000	567,982	0,000	655,498
17	CO ₂	0,000	0,000	130,761	1421,552	1290,791	0,000
18	CH ₄	0,000	0,000	0,000	859,690	859,690	0,000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,000	10,763	0,000	5,381	0,000	16,144
20	H ₂ CO ₃	0,000	64,121	0,000	960,685	0,000	1024,806
21	H ₂	0,000	0,000	25,717	26,416	0,699	0,000
22	CH ₃ COOH	0,000	0,000	321,658	357,397	0,000	35,740
23	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	0,000	0,000	166,656	185,173	0,000	18,517
24	CH ₃ CH ₂ COOH	0,000	0,000	64,681	71,868	0,000	7,187
TOTAL		28000,015	2075,904	4522,342	4580,613	2218,442	27915,748

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 30075,919 - 4522,3421 + 4580,613 - 30134,190 \\
 &= 0,0000
 \end{aligned}$$

5. Buffer Tank (F-311)

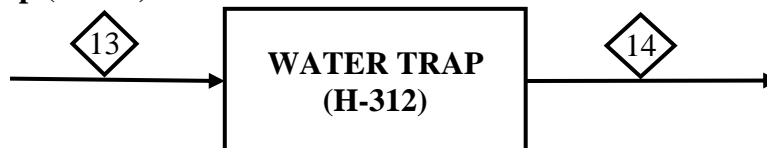


Tabel 3.6 Neraca Massa BUFFER TANK

No	Komponen	Masuk	Keluar
		Aliran<12>	Aliran<13>
		Massa (kg)	
1	Air	48,1507	48,1507
2	Nitrogen	19,1104	19,1104
3	CO ₂	1290,7914	1290,7914
4	CH ₄	859,6905	859,6905
5	H ₂	0,6993	0,6993
TOTAL		2218,4422	2218,4422

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 2218,442 - 2218,4422 + 0,000 - 0,000 \\
 &= 0,0000
 \end{aligned}$$

6. Water Trap (H-312)

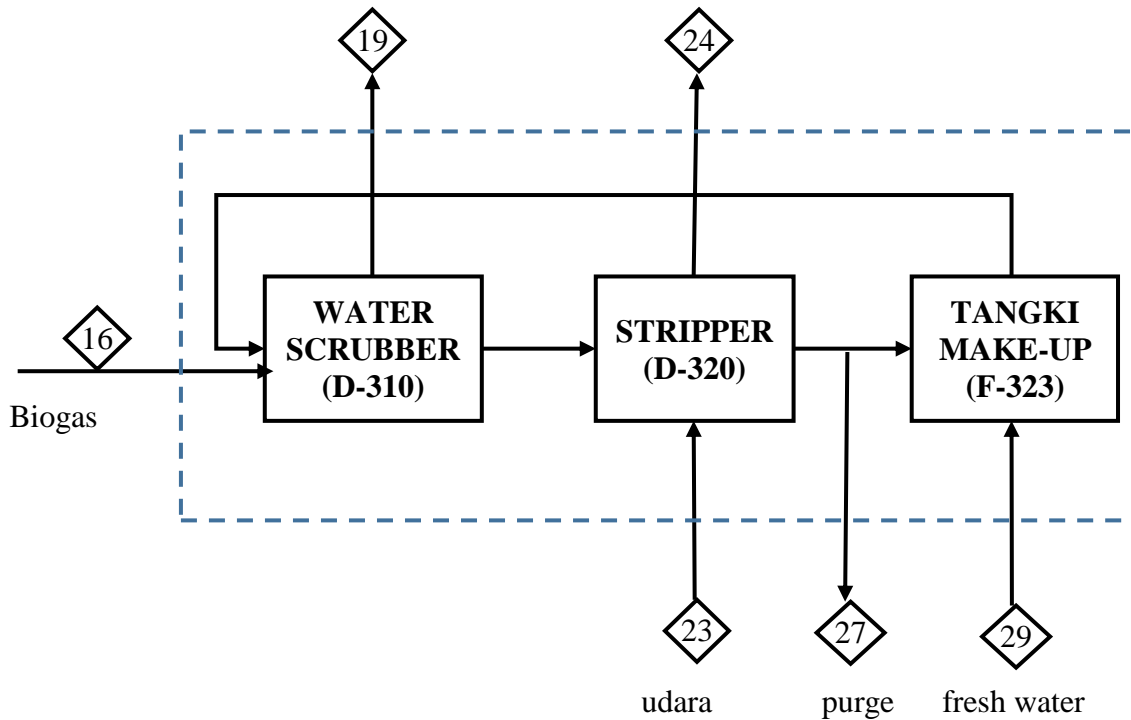


Tabel 3.7 Neraca Massa Water Trap

No	Komponen	Masuk	Akumulasi	Keluar
		Aliran<13>		Aliran<14>
		Massa (kg)		
1	Air	48,1507	46,6340	1,5167
2	Nitrogen	19,1104	0,0000	19,1104
3	CO ₂	1290,7914	0,0000	1290,7914
4	CH ₄	859,6905	0,0000	859,6905
5	H ₂	0,6993	0,0000	0,6993
TOTAL		2218,4422	46,6340	2171,8082

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 46,6340 &= 2218,442 - 2171,8082 + 0,000 - 0,000 \\
 46,6340 &= 46,6340
 \end{aligned}$$

7. Water Scrubber (D-310), CO₂ Stripper(D-320), Tangki Make Up (F-323)
 ke tangki penyimpanan Ke blower CO₂

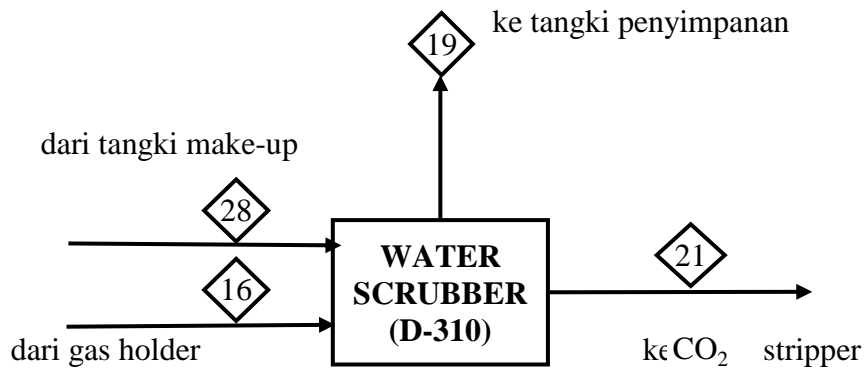


Tabel 3.8 Neraca Massa Overall Sistem Water Scrubber, Stripping, Tangki Make-Up

No	Komponen	Masuk			Keluar		
		Aliran<16>	Aliran<23>	Aliran<29>	Aliran<24>	Aliran<27>	Aliran<19>
Massa (Kg)							
1	Air	1,517	0,000	11859,521	94,724	11760,174	6,139
2	Nitrogen	19,110	1654,622	0,000	1664,182	0,000	9,550
3	CO ₂	1290,791	0,000	0,000	1080,045	115,450	95,296
4	CH ₄	859,690	0,000	0,000	0,000	0,000	859,690
5	H ₂	0,699	0,000	0,000	0,165	0,000	0,534
6	Oksigen	0,000	502,670	0,000	502,670	0,000	0,000
TOTAL		2171,808	2157,292	11859,52	3341,786	11875,62	971,2106

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 16188,621 - 16188,621 + 0,000 - 0,000 \\
 &= 0,0000
 \end{aligned}$$

Water Scrubber (D-310)

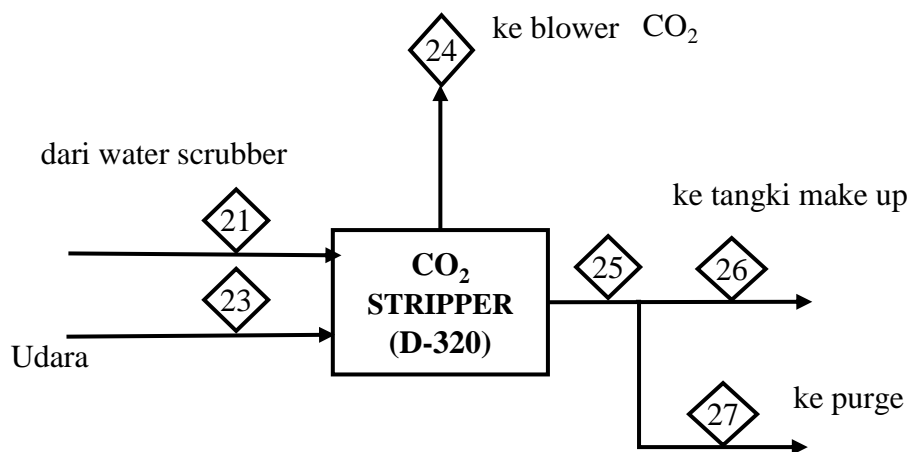


Tabel 3.9 Neraca Massa Water Scrubber

No	Komponen	Masuk		Keluar	
		Aliran<16>	Aliran<28>	Aliran<19>	Aliran<21>
Massa (Kg)					
1	Air	1,517	12816,947	6,139	12812,324
2	Nitrogen	19,110	0,000	9,550	9,560
3	CO ₂	1290,791	9,399	95,296	1204,894
4	CH ₄	859,690	0,000	859,690	0,000
5	H ₂	0,699	0,000	0,534	0,165
6	Oksigen	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL		2171,808	12826,346	971,211	14026,944

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 14998,154 - 14998,154 + 0,000 - 0,000 \\
 &= 0,0000
 \end{aligned}$$

CO₂ Stripper (D-320)

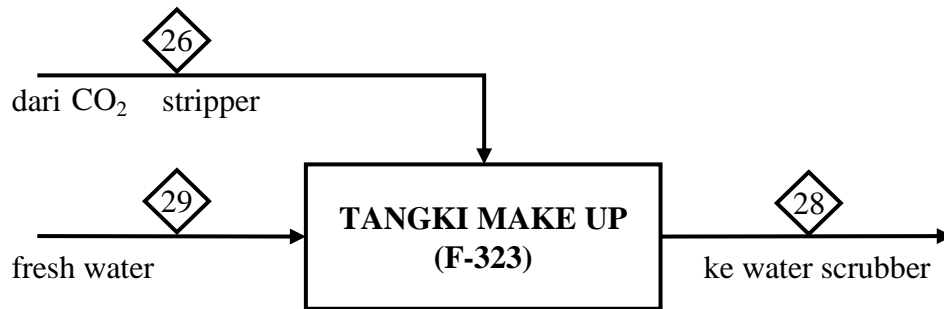


Tabel 3.10 Neraca Massa Stripper

No	Komponen	Masuk		Keluar		
		Aliran<21>	Aliran<23>	Aliran<24>	Aliran<26>	Aliran<27>
		Massa (Kg)				
1	Air	12812,324	0,000	94,724	957,426	11760,174
2	Nitrogen	9,560	1654,622	1664,182	0,000	0,000
3	CO ₂	1204,894	0,000	1080,045	9,399	115,450
4	CH ₄	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
5	H ₂	0,165	0,000	0,165	0,000	0,000
6	Oksigen	0,000	502,670	502,670	0,000	0,000
TOTAL		14026,944	2157,292	3341,786	966,825	11875,624

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 16184,235 - 16184,235 + 0,000 - 0,000 \\
 &= 0,0000
 \end{aligned}$$

Tangki Make Up (F-323)

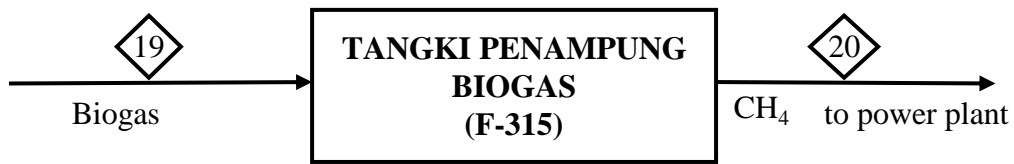


Tabel 3.11 Neraca Massa Tangki Make Up

No	Komponen	Masuk		Keluar
		Aliran<26>	Aliran<29>	Aliran<28>
		Massa (kg)		
1	Air	957,4259	11859,5210	12816,9469
2	CO ₂	9,3991	0,0000	9,3991
TOTAL		966,8250	11859,5210	12826,3460

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 12826,346 - 12826,346 + 0,000 - 0,000 \\
 &= 0,0000
 \end{aligned}$$

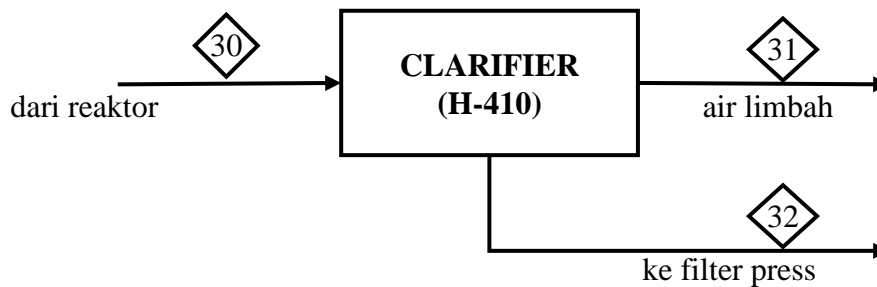
8. Tangki Penampung Biogas (F-315)



Tabel 3.12 Neraca Massa Tangki Penampung

No	Komponen	Masuk	Keluar
		Aliran<19>	Aliran<20>
		Massa (kg)	
1	Air	6,1393	6,1393
2	Nitrogen	9,5501	9,5501
3	CO ₂	95,2963	95,2963
4	CH ₄	859,6905	859,6905
5	H ₂	0,5344	0,5344
TOTAL		971,2106	971,2106

9. Clarifier (H-410)



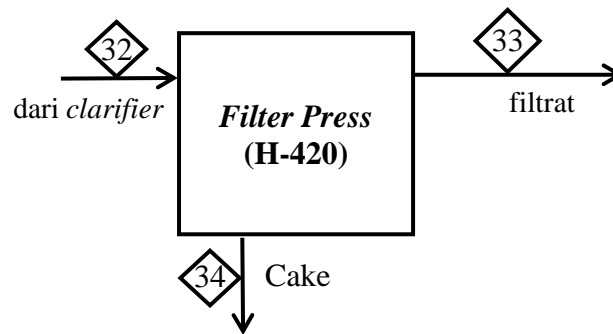
Tabel 3.13 Neraca Massa Clarifier

No	Komponen	Masuk	Keluar	
		Aliran<30>	Aliran<31>	Aliran<32>
		Massa (kg)		
1	Air	25639,9045	17854,7894	7785,1151
2	Minyak	10,3021	0,0000	10,3021
3	Karbohidrat	58,2713	0,0000	58,2713
4	Protein	151,5059	0,0000	151,5059
5	Lemak	23,3085	0,0000	23,3085
6	Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000
7	Fosfor	4,9154	4,9154	0,0000
8	Potassium	61,9779	61,9779	0,0000
9	Magnesium	16,7916	16,7916	0,0000
10	Kalsium	11,9876	11,9876	0,0000
11	Besi	1,2707	1,2707	0,0000
12	Ca(OH) ₂	0,0055	0,0000	0,0055
13	DAP	6,1770	6,1770	0,0000

14	Urea	20,5900	0,0000	20,5900
15	Slurry	150,8475	0,0000	150,8475
16	NH ₄ OH	655,4982	0,0000	655,4982
17	CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000
18	CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	16,1444	0,0000	16,1444
20	H ₂ CO ₃	1024,8063	0,0000	1024,8063
21	H ₂	0,0000	0,0000	0,0000
22	CH ₃ COOH	35,7397	0,0000	35,7397
23	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	18,5173	0,0000	18,5173
24	CH ₃ CH ₂ COOH	7,1868	0,0000	7,1868
TOTAL		27915,7482	17957,9096	9957,8386

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 27915,748 - 27915,748 + 0,000 - 0,000 \\
 &= 0,0000
 \end{aligned}$$

10. Filter Press (H-420)



Tabel 3.14 Neraca Massa Filter Press

No	Komponen	Masuk	Keluar	
		Aliran<32>	Aliran<33>	Aliran<34>
Massa (kg)				
1	Air	7785,1151	7006,6036	778,5115
2	Minyak	10,3021	0,1030	10,1991
3	Karbohidrat	58,2713	0,5827	57,6886
4	Protein	151,5059	1,5151	149,9908
5	Lemak	23,3085	0,2331	23,0754
6	Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000
7	Fosfor	0,0000	0,0000	0,0000
8	Potassium	0,0000	0,0000	0,0000
9	Magnesium	0,0000	0,0000	0,0000
10	Kalsium	0,0000	0,0000	0,0000
11	Besi	0,0000	0,0000	0,0000
12	Ca(OH) ₂	0,0055	0,0049	0,0005
13	DAP	0,0000	0,0000	0,0000
14	Urea	20,5900	0,2059	20,3841

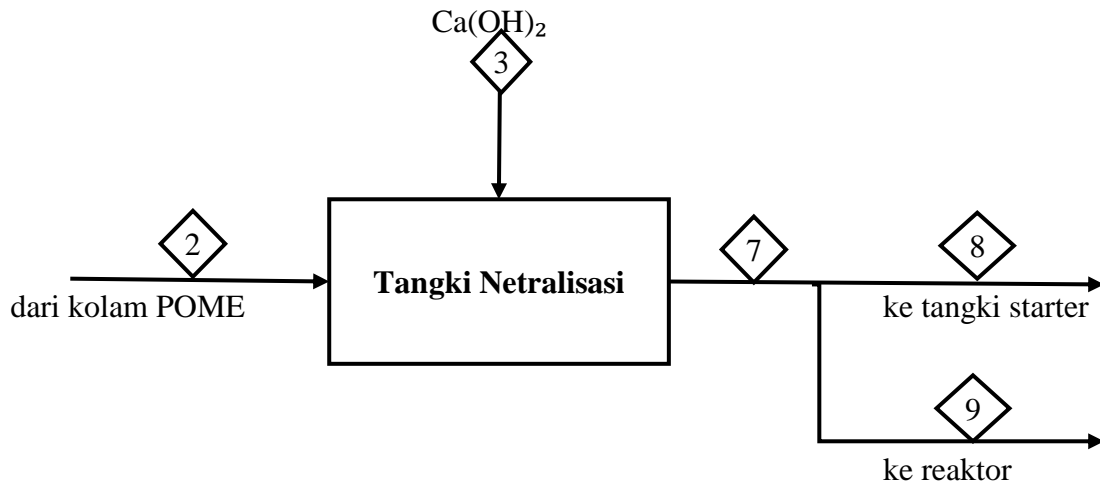
Tabel 3.14 Neraca Massa Filter Press (lanj.)

No	Komponen	Masuk	Keluar	
		Aliran<32>	Aliran<33>	Aliran<34>
		Massa (kg)		
15	Slurry	150,8475	1,5085	149,3390
16	NH ₄ OH	655,4982	589,9484	65,5498
17	CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000
18	CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	16,1444	14,5300	1,6144
20	H ₂ CO ₃	1024,8063	922,3256	102,4806
21	H ₂	0,0000	0,0000	0,0000
22	CH ₃ COOH	35,7397	32,1658	3,5740
23	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	18,5173	16,6656	1,8517
24	CH ₃ CH ₂ COOH	7,1868	6,4681	0,7187
TOTAL		9957,8386	8592,8603	1364,9784

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 9957,839 - 9957,839 + 0,000 - 0,000 \\
 &= 0,0000
 \end{aligned}$$

NERACA ENERGI

1. Tangki Netralisasi

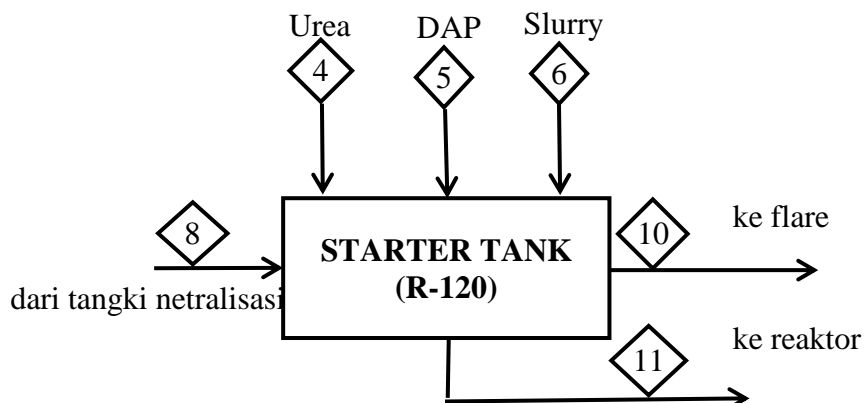


T reff	=	25	°C	=	298,2	K
T 2	=	30	°C	=	303,2	K
T 3	=	30	°C	=	303,2	K
T 7 (trial suhu keluar)	=	30	°C	=	303,2	K

Tabel 4.1 Neraca Energi Tangki Netralisasi

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma \Delta H_{in}$	587853,746	$\Sigma \Delta H_{out}$	587891,819
2			$\Sigma \Delta H_r$	-38,073
TOTAL		587853,746		587853,746

2. Tangki Starter (R-120)



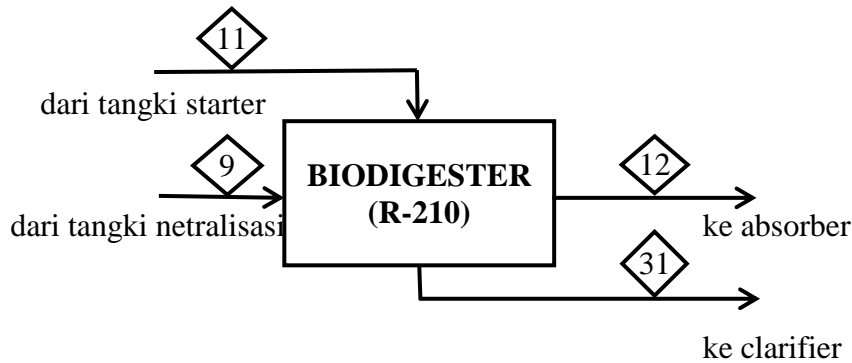
T reff	=	25	°C	=	298,15	K
T 8	=	30,00033	°C	=	303,1503	K
T 4	=	30	°C	=	303,15	K
T 5	=	30	°C	=	303,15	K
T 6	=	30	°C	=	303,15	K
T 10 (Trial suhu keluar)	=	28,47694	°C	=	301,6269	K

$$T_{11} \text{ (Trial suhu kelua)} = 28,47694 \text{ } ^\circ\text{C} = 301,6269 \text{ K}$$

Tabel 4.2 Neraca Energi Tangki Starter

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma \Delta H_{in}$	44505,237	$\Sigma \Delta H_{out}$	45865,439
2			$\Sigma \Delta H_r$	-1360,201
TOTAL		44505,237		44505,237

3. Biodigester (R-210)



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

$$T_{11} = 28,47694 \text{ } ^\circ\text{C} = 301,6269 \text{ K}$$

$$T_9 = 30,00033 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,1503 \text{ K}$$

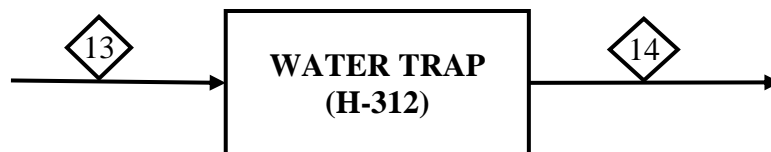
$$T_{12} \text{ (Trial suhu kelua)} = 46,1407 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,2907 \text{ K}$$

$$T_{31} \text{ (Trial suhu kelua)} = 46,1407 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,2907 \text{ K}$$

Tabel 4.3 Neraca Energi Biodigester

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma \Delta H_{in}$	587670,017	$\Sigma \Delta H_{out}$	3418978,323
2			$\Sigma \Delta H_r$	-2831308,305
TOTAL		587670,02		587670,02

4. Water Trap (H-312)



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

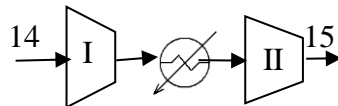
$$T_{13} = 46,1407 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,2907 \text{ K}$$

$$T_{14} \text{ (Trial suhu kelua)} = 46,29649 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,4465 \text{ K}$$

Tabel 4.4 Neraca Energi Water Trap

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma \Delta H_{in}$	557761,130	$\Sigma \Delta H_{out}$	557761,130
2			Q loss	#REF!
TOTAL		557761,13		#REF!

5. Kompresor (G-312)

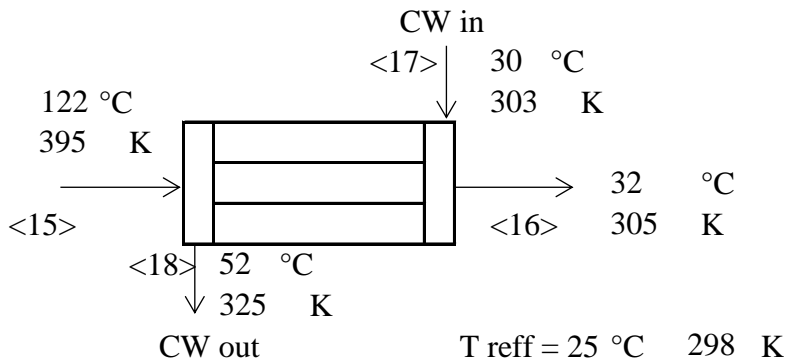


$$\begin{aligned}
 T_{\text{reff}} &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\
 T_{14} &= 46,296 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,4465 \text{ K} \\
 T_{15} &= 122,170 \text{ } ^\circ\text{C} = 395,3199 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Tabel 4.5 Neraca Energi Kompresor

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma \Delta H_{in}$	557761,130	$\Sigma \Delta H_{out}$	2669274,824
2	W	2111513,694		
TOTAL		2669274,82		2669274,82

6. Cooler (E-313)

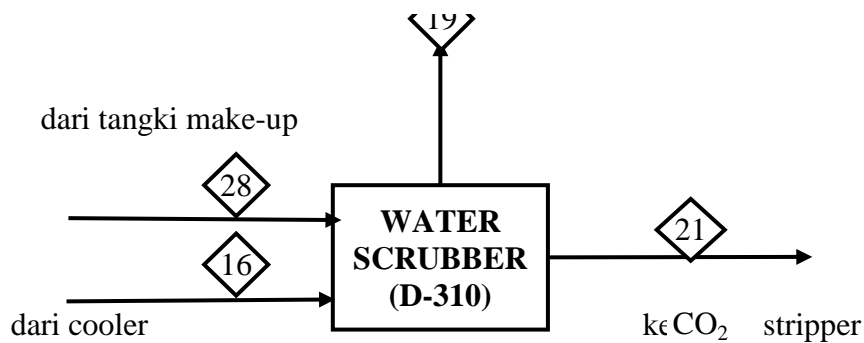


Tabel 4.6 Neraca Energi Cooler

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma \Delta H_{in}$	2669274,824	$\Sigma \Delta H_{out}$	176217,865
2	$H_{CW_{in}}$	565604,855	$H_{CW_{out}}$	3058661,814
3			Q loss	0,000
TOTAL		3234879,68		3234879,68

7. Water Scrubber (D-310)

ke tangki penyimpanan

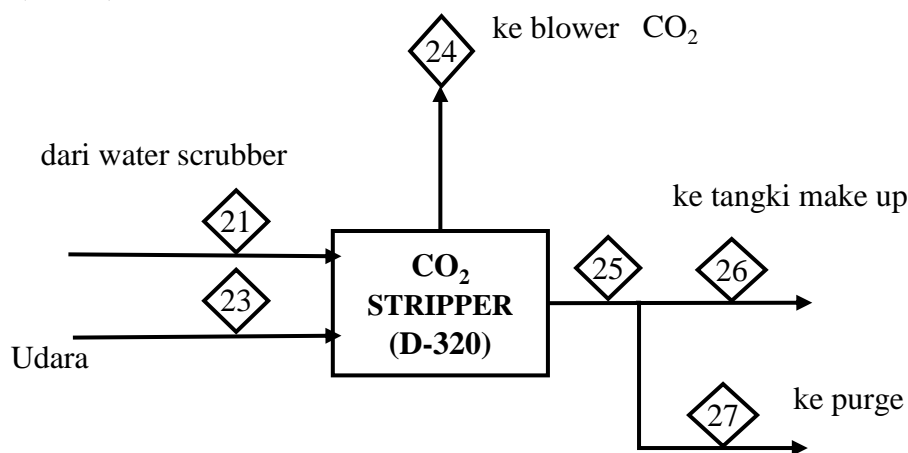


T reff	=	25	°C	=	298,15	K
T 16	=	31,8	°C	=	304,95	K
T 28	=	32	°C	=	305,15	K
T 19 (Trial suhu kelua	=	31,93483	°C	=	305,0848	K
T 21 (Trial suhu kelua	=	31,93483	°C	=	305,0848	K

Tabel 4.7 Neraca Energi Water Scrubber

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma \Delta H_{in}$	553284,272	$\Sigma \Delta H_{out}$	553284,272
2			Q loss	0,000
TOTAL		553284,27		553284,27

8. Stripper (D-320)



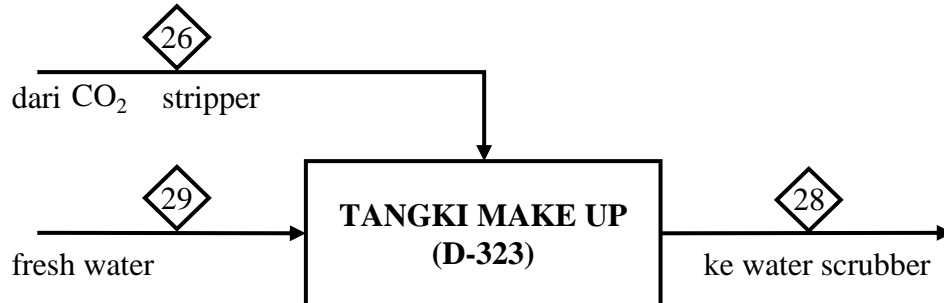
T reff	=	25	°C	=	298,15	K
T 21	=	31,935	°C	=	305,0848	K
T 23	=	32	°C	=	305,15	K
T 24 (Trial suhu kelua	=	31,94904	°C	=	305,099	K
T 25 (Trial suhu kelua	=	31,94904	°C	=	305,099	K

Tabel 4.8 Neraca Energi Stripper

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
----	---------------------	-----------------	----------------------	-----------------

1	$\Sigma \Delta H_{in}$	555128,884	$\Sigma \Delta H_{out}$	555128,884
2			Q loss	0,000
TOTAL		555128,88		555128,88

9. Tangki Make-up (F-323)



T reff	=	25	°C	=	298,15	K
T 29	=	32	°C	=	305,1542	K
T 26	=	31,94904	°C	=	305,099	K
T 28	=	32	°C	=	305,15	K

Tabel 4.9 Neraca Energi Tangki Make-Up

No	Energi Aliran Masuk (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar (kJ/jam)
1	$\Sigma \Delta H_{in}$	$\Sigma \Delta H_{out}$
2		Q loss
TOTAL		377066,41

9

BAB V
DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

1. Tangki Netralisasi (R-110)

Nama Alat	: Tangki Netralisasi		
Kode Alat	: R-110		
Fungsi Alat	: Menetralkan pH POME dengan penambahan Ca(OH) ₂		
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah <i>berbentuk standard dish head</i>		
Kapasitas	: 696,64 ft ³ = 24598,12 m ³		
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>		
Jumlah tangki	: 1 unit		
Spek. Tangki	: - Diameter (OD)	= 8,5 ft = 2,590674 m	
	- Diameter (ID)	= 8,464017 ft = 2,579707 m	
	- Tinggi : Shell	= 12,69603 ft = 3,86956 m	
	tutup atas	= 1,715411 ft = 0,522832 m	
	tutup bawah	= 1,715411 ft = 0,522832 m	
	- Tebal : shell	= 1/4 in	
	tutup atas	= 1/3 in	
	tutup bawah	= 1/3 in	
Spek. Nozzle Aliran Utama	: Diameter (OD)	= 4,5 in	
	Jenis pipa	= Pipa 4 in sch 80	
Spek. Nozzle Aliran Ca(OH) ₂	: Diameter (OD)	= 1,315 in	
Spek. Nozzle Aliran Keluar	: Diameter (OD)	= 5,563 in	
	Jenis pipa	= Pipa 5 in sch 80	
Spek. Pengaduk	: Jenis	= <i>Three blade propeller</i>	
	Diameter (OD)	= 2,408066 ft = 29 inch	
	Lebar <i>blade</i> (W)	= 0,481613 ft = 6 inch	
	Panjang <i>blade</i> (L)	= 0,602016 ft = 7 inch	
	Lebar <i>Baffle</i> (J)	= 0,668907 ft = 8 inch	
	Jumlah	= 2 unit	
	Power	= 11,15905 hp	

2. Kolam POME (F-111)

Nama alat	: Kolam POME
Kode alat	: F-111
Fungsi alat	: Menyimpan POME untuk <i>fresh feed</i> sebelum masuk ke tangki Netralisasi
Tipe	: Kolam terbuka berbentuk balok
Bahan konstruksi	: Beton
Kapasitas	: 53063,33 ft ³ = 1502,572 m ³
Jumlah kolam	: 3 unit
Spek. Kolam	: - Panjang kolam = 75,156 ft = 902 inch
	- Lebar kolam = 37,578 ft = 451 inch

- Tinggi kolam = 18,789 ft = 225 inch
- Diameter Nozzle = 3,5 in

3. Pompa POME (L-112)

Nama Alat	: Pompa POME
Kode Alat	: L-112
Fungsi Alat	: Memompa POME menuju tangki netralisasi
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Kapasitas	: 30000,000 kg/jam
Jumlah	: 1 unit
Spec Pompa	: Power : 2,53 hp
	: Head : 8,637 m

4. Belt Conveyor Ca(OH)₂ (J-113)

Fungsi	= Memindahkan Ca(OH) ₂ ke tangki netralisasi (R-120)
Tipe	= <i>Troughed belt on continous plate</i>
Laju alir bahan	= 0,027302 kg/jam = 3E-05 ton/jam
Jarak horizontal	= 10 m = 32,81 ft (asumsi)
Kemiringan belt	= 15° (asumsi)
Panjang conveyor	= $\frac{\text{Jarak horizontal}}{\text{Kemiringan belt}}$
	= $\frac{32,81}{\text{Cos } 15^\circ}$
	= 33,9648 ft
Rise	= Jarak horizontal x tan 15°
	= 32,81 ft x tan 15°
	= 8,7931 ft

Dari tabel 21-7 Perry's Chemical Engineer Handbook, Ed.7, p. 21-11, dipilih :

Lebar belt	= 14 in
Tinggi skrit plate	= 7 in
Kecepatan normal conveying (u)	= 200 ft/menit
Kemiringan	= 15 °
Kapasitas maksimum	= 32 ton/jam
Belt plies minimum	= 3 buah
Power	= 0,4 Hp / 30,48 m
Ukuran lump maksimum	= 3 in

Power Conveyor

Dari gambar 5.11 hal 83 dan grafik 5.5 C hal 82 (Walas, 1990) didapat :

Nilai P kosong	= 0,2
P yang dibutuhkan	= P horizontal + P vertikal + P kosong
	= (0,4 + (L/300)) x (W/100) + 0,001 HW + 0,2
	= 0,201 Hp
Losses, diambil	= 10%

$$\begin{aligned}
\text{Maka daya aktual yang dibutuhkan} &= (1 + \% \text{ Losses}) \times \text{Daya teoritis} \\
&= (1 + 10\%) \times 0,201 \text{ Hp} \\
&= 0,2207 \text{ Hp}
\end{aligned}$$

5. Tangki Starter (R-120)

Nama alat : Starter Tank

Kode Alat : R-120

Fungsi Alat : Untuk mengondisikan cow manure sebagai substrat sebelum masuk ke biodigester dengan penambahan nutrisi

Tipe : Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk *hemispherical* dan tutup bawah berbentuk *standar dish*

Kapasitas : $6070,9 \text{ ft}^3 = 172 \text{ m}^3$

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah Tangki : 2 unit

Spek. Tangki :

- Diameter tangki (OD) = 17,0 ft = 204 inch
- Diameter (ID) = 16,9 ft = 203 inch
- Tinggi shell = 25,4 ft = 305 inch
 - tutup atas = 3,15 ft = 38 inch
 - tutup bawah = 3,2 ft = 38 inch
- Tebal shell = 3/8 in
 - tutup atas = 1/4 in
 - tutup bawah = 5/8 in

Spek. Nozzle Substrat : - Diameter (OD) = 2,88 in
- Jenis pipa = Pipa 2 1/2 in sch 80

Spek. Nozzle Aliran Manure : - Diameter (OD) = 14 in

Spek. Nozzle DAP : - Diameter (OD) = 14 in

Spek. Nozzle Urea : - Diameter (OD) = 14 in

Spek. Nozzle Biogas : - Diameter (OD) = 2,88 in
- Jenis pipa = Pipa 2 1/2 in Sch 40

Spek. Nozzle Liquid Keluar : - Diameter (OD) = 2,88 in
- Jenis pipa = Pipa 2 1/2 in sch 80

Spek. Impeller :

- Jenis Impeller = *High Efficiency three-blade impeller*
- Jumlah Impeller = 2 unit
- Diameter impeller = 5,1 ft = 61 inch
- Lebar blade (W) = 1,02 ft = 12 inch
- Panjang blade (L) = 1,27 ft = 15 inch
- Lebar Baffle (J) = 1,41 ft = 17 inch
- Power impeller = 38 Hp

6. Pompa Starter dan Biodigester (L-121)

Nama Alat : Pompa Starter dan Biodigester
Kode Alat : L-121
Fungsi Alat : Memompa POME dari tangki netralisasi menuju
Tipe : *Centrifugal pump*
Bahan : *Stainless steel*
Kapasitas : 30000,027 kg/jam
Jumlah : 2 unit
Spec Pompa : Power : 6,76 hp
Head : 22,267 m

7. Gudang Penyimpanan Urea (F-122)

Tipe : Bangunan balok
Jumlah gudang : 1 buah
Kapasitas : 3903,195
Ukuran : Panjang = 22,708 ft = 6,9211 m
Lebar = 11,354 ft = 3,4605 m
Tinggi = 17,031 ft = 5,1908 m
Bahan Konstruksi : Batu bata dan semen

8. Belt Conveyor Urea (J-123)

Fungsi = Memindahkan Urea Padat ke tangki starter (R-120)
Tipe = *Troughed belt on continous plate*
Laju alir bahan = 0 kg/jam = 0 ton/jam
Jarak horizontal = 10 m = 32,81 ft (asumsi)
Kemiringan belt = 15° (asumsi) =
Panjang conveyor = $\frac{\text{Jarak horizontal}}{\text{Kemiringan belt}}$
= $\frac{32,81}{\text{Cos } 15^\circ}$
= 33,9648 ft
Rise = Jarak horizontal x tan 15°
= 32,81 ft x tan 15°
= 8,7931 ft

Dari tabel 21-7 Perry's Chemical Engineer Handbook, Ed.7, p. 21-11, dipilih :

Lebar belt = 14 in
Tinggi skrit plate = 7 in
Kecepatan normal conveying (u) = 200 ft/menit
Kemiringan = 15 °
Kapasitas maksimum = 32 ton/jam
Belt plies minimum = 3 buah
Power = 0,4 Hp / 30,48 m
Ukuran lump maksimum = 3 in

Power Conveyor

Dari gambar 5.11 hal 83 dan grafik 5.5 C hal 82 (Walas, 1990) didapat :

$$\begin{aligned}\text{Nilai P kosong} &= 0,2 \\ \text{P yang dibutuhkan} &= P \text{ horizontal} + P \text{ vertikal} + P \text{ kosong} \\ &= (0,4 + (L/300)) \times (W/100) + 0,001 HW + 0,2 \\ &= 0,201 \text{ Hp} \\ \text{Losses, diambil} &= 10\% \\ \text{Maka daya aktual yang dibutuhkan} &= (1 + \% \text{ Losses}) \times \text{Daya teoritis} \\ &= (1 + 10\%) \times 0,201 \text{ Hp} \\ &= 0,2207 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Kapasitas : 968,2362
Ukuran : Panjang = 14,268 ft = 4,3487 m
Lebar = 7,1341 ft = 2,1744 m
Tinggi = 10,701 ft = 3,2615 m
Bahan Konstruksi : Batu bata dan semen

9. Gudang Penyimpanan DAP (F-124)

Tipe : Bangunan balok
Jumlah gudang : 1 buah
Kapasitas : 968,2362
Ukuran : Panjang = 14,3 ft = 4 m
Lebar = 7,1 ft = 2 m
Tinggi = 10,7 ft = 3 m
Bahan Konstruksi : Batu bata dan semen

10. Belt Conveyor DAP

Fungsi = Memindahkan DAP Padat ke tangki starter (R-120)
Tipe = *Troughed belt on continous plate*
Laju alir bahan = 24,708 kg/jam = 0,0247 ton/jam
Jarak horizontal = 10 m = 32,81 ft (asumsi)
Kemiringan belt = 15° (asumsi)=
Panjang conveyor = $\frac{\text{Jarak horizontal}}{\text{Kemiringan belt}}$
= $\frac{32,81}{\text{Cos } 15^\circ}$
= 33,9648 ft
Rise = Jarak horizontal x tan 15°
= 32,81 ft x tan 15°
= 8,7931 ft

Dari tabel 21-7 Perry's Chemical Engineer Handbook, Ed.7, p. 21-11, dipilih :

Lebar belt = 14 in
Tinggi skrit plate = 7 in
Kecepatan normal conveying (u) = 200 ft/menit
Kemiringan = 15 °
Kapasitas maksimum = 32 ton/jam

Belt plies minimum	=	3	buah
Power	=	0,4	Hp / 30,48 m
Ukuran lump maksimum	=	3	in

Power Conveyor

Dari gambar 5.11 hal 83 dan grafik 5.5 C hal 82 (Walas, 1990) didapat :

Nilai P kosong	=	0,2
P yang dibutuhkan	=	P horizontal + P vertikal + P kosong
	=	$(0,4 + (L/300)) \times (W/100) + 0,001 HW + 0,2$
	=	0,201 Hp
Losses, diambil	=	10%
Maka daya aktual yang dibutuhkan	=	$(1 + \% \text{ Losses}) \times \text{Daya teoritis}$
	=	$(1 + 10\%) \times 0,201 \text{ Hp}$

11. Gudang Penyimpanan Cow Manure

Tipe	:	Bangunan balok
Jumlah gudang	:	1 buah
Kapasitas	:	6347,079
Ukuran	:	Panjang = 26,703 ft = 8,1388 m
		Lebar = 13,352 ft = 4,0694 m
		Tinggi = 20,027 ft = 6,1041 m
Bahan Konstruksi	:	Batu bata dan semen

12. Belt Conveyor Cow Manure

Fungsi	=	Memindahkan <i>Cow Manure</i> Padat ke tangki starter (R-120)
Tipe	=	<i>Troughed belt on continous plate</i>
Laju alir bahan	=	150,847 kg/jam = 0,1508 ton/jam
Jarak horizontal	=	10 m = 32,81 ft (asumsi)
Kemiringan belt	=	15° (asumsi)
Panjang conveyor	=	$\frac{\text{Jarak horizontal}}{\text{Kemiringan belt}}$
	=	$\frac{32,81}{\text{Cos } 15^\circ}$
	=	33,9648 ft
Rise	=	Jarak horizontal x tan 15°
	=	32,81 ft x tan 15°
	=	8,7931 ft

Dari tabel 21-7 Perry's Chemical Engineer Handbook, Ed.7, p. 21-11, dipilih :

Lebar belt	=	14	in
Tinggi skrit plate	=	7	in
Kecepatan normal conveying (u)	=	200	ft/menit
Kemiringan	=	15	°
Kapasitas maksimum	=	32	ton/jam
Belt plies minimum	=	3	buah
Power	=	0,4	Hp / 30,48 m

Ukuran lump maksimum = 3 in

Power Conveyor

Dari gambar 5.11 hal 83 dan grafik 5.5 C hal 82 (Walas, 1990) didapat :

Nilai P kosong = 0,2

P yang dibutuhkan = P horizontal + P vertikal + P kosong
= $(0,4 + (L/300)) \times (W/100) + 0,001 HW + 0,2$
= 0,201 Hp

Losses, diambil = 10%

Maka daya aktual yang dibutuhkan = $(1 + \% \text{ Losses}) \times \text{Daya teoritis}$
= $(1 + 10\%) \times 0,201 \text{ Hp}$
= 0,2207 Hp

13. Biodigester

Nama alat : *Biodigester*

Kode Alat : R-210

Fungsi Alat : Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas

Tipe : Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk hemispherical dan tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi

Kapasitas : $291114,1 \text{ ft}^3 = 8243,5 \text{ m}^3$

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah Tangki : 2 unit

Spek. Tangki :

- Diameter tangki (OD) = 73,0 ft = 876 inch

- Diameter (ID) = 72,7 ft = 872 inch

- Tinggi shell = 73 ft = 872 inch

tutup atas = 13 ft = 152 inch

- Tebal shell = $1 \frac{7}{8}$ in

tutup atas = 1 in

Spek. Nozzle Substrat : - Diameter (OD) = 1,66 in

- Jenis pipa = Pipa 1 1/4 in sch 80

Spek. Nozzle Liquid Masuk : - Diameter (OD) = 5,56 in

- Jenis pipa = Pipa 5 in sch 80

Spek. Nozzle DAP : - Diameter (OD) = 0 in

Spek. Nozzle Urea : - Diameter (OD) = 0 in

Spek. Nozzle Liquid Keluar : - Diameter (OD) = 5,56 in

- Jenis pipa = Pipa 5 in sch 80

Spek. Nozzle Biogas : - Diameter (OD) = 16 in

- Jenis pipa = Pipa 16 in Sch 40

Spek. Impeller :

- Jenis Impeller = *High Efficiency three-blade impeller*

- Jumlah Impeller = 1 unit

- Diameter impeller = 7,3 ft = 87 inch

- Lebar blade (W) = 1,45 ft = 17 inch

- Panjang blade (L) = 1,82 ft = 22 inch
- Lebar Baffle (J) = 6,06 ft = 73 inch
- Power impeller = 227,18 Hp

14. Pompa Biodigester

Nama Alat : Pompa Biodigester
 Kode Alat : L - 211
 Fungsi Alat : Memompa Substrat dari Tangki Starter menuju Biodigester
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Bahan : *Stainless steel*
 Kapasitas : 2075,904 kg/jam
 Jumlah : 2 unit
 Spec Pompa : Power : 0,79 hp
 Head : 16,864 m

15. Water Scrubber (D-310)

Nama Alat = *Water Scrubber*
 Kode Alat = D-310
 Fungsi Alat = Untuk mengabsorpsi CO₂ yang terkandung dalam biogas
 Tipe = *Pack absorber* dengan tutup atas dan bawah
standard dish head
 Bahan Packing = Ceramic
 Jenis Packing = *Raschig ring*
 Bahan Konstruksi = Carbon steel SA-283 grade C
 Jumlah = 1 unit
 Spek Absorber :
 - Diameter tangki (OD) = 3,17 ft = 38 inch
 - Diameter (ID) = 3,00 ft = 36 inch
 - Tinggi shell = 40 ft = 452 inch
 tutup atas = 0,89 ft = 11 inch
 tutup bawah = 0,89 ft = 11 inch
 - Tebal shell = 7/16 in
 tutup atas = 3/5 in
 tutup bawah = 3/5 in
 Spek. Nozzle Biogas Masuk : - Diameter (OD) = 5,6 in
 - Jenis pipa = Pipa 5 Sch 80
 Spek. Nozzle Liquid Masuk : - Diameter (OD) = 4 in
 - Jenis pipa = Pipa 3 1/2 sch 40
 Spek. Nozzle Biogas Keluar : - Diameter (OD) = 3,5 in
 - Jenis pipa = Pipa 3 Sch 80
 Spek. Nozzle Liquid Keluar : - Diameter (OD) = 5,6 in
 - Jenis pipa = Pipa 5 sch 40

16. Buffer Tank (F-311)

Nama Alat	:	Buffer Tank			
Kode Alat	:	F-311			
Fungsi Alat	:	Menampung gas dari biodigester			
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dish head</i>			
Kapasitas	:	39541 ft ³ = 1396376 m ³			
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C			
Jumlah tangki	:	1 unit			
Spek. Tangki	:	- Diameter (OD)	=	384 ft = 4608 inch	
		- Diameter (ID)	=	383 2/9 ft = 4599 inch	
		- Tinggi : Shell	=	47,90195 ft = 575 inch	
		tutup atas	=	5,720887 ft = 69 inch	
		tutup bawah	=	5,720887 ft = 69 inch	
		- Tebal : shell	=	4/9 in	
		tutup atas	=	5/8 in	
		tutup bawah	=	5/8 in	
Spek. Nozzle Aliran Utama	:	Diameter (OD)	=	4,5 in	
		Jenis pipa	=	Pipa 4 in sch 80	
Spek. Nozzle Aliran Keluar	:	Diameter (OD)	=	5,563 in	
		Jenis pipa	=	Pipa 5 in sch 80	

17. Kompresor (G-313)

Nama Alat	:	Biogas Compressor
Kode Alat	:	G-313
Tipe	:	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	:	Menaikkan tekanan biogas menuju water scrubber
Jumlah stage	:	2 buah Compressor
Kondisi operasi	:	P _{suction} = 1 atm
	:	P _{discharge} = 10 atm
Ratio	:	3,16 Stage
Bahan	:	Cast Iron
Kapasitas	:	2218,44 kg/jam
mechanical Efisi	:	95 %
Power	:	219,4 hp

18. Cooler (E-314)

Nama Alat	:	Cooler
Kode Alat	:	E-314
Fungsi Alat	:	Menurunkan temperature biogas menuju water
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 302
Tube	:	ID : 0,78 in
	:	OD : 0,75 in
	:	Panjang : 20,00

Shell : ΔPT : 0,17 psi
 : de : 0,95 in
 : ΔPs : 0,043 psi
 Rd : 0,001
 Luas Area : 1703,88 ft²
 Jumlah : 1

19. Pompa Make-Up Water (L-315)

Nama Alat : Pompa Make-Up Water
 Kode Alat : L-315
 Fungsi Alat : Memompa air menuju absorber
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Bahan : *Stainless steel*
 Kapasitas : 12826,346 kg/jam
 Jumlah : 1 unit
 Spec Pompa : Power : 1,44 hp
 Head : 7,457 m

20. Tangki Penampung Biogas (F-316)

Nama Alat : Tangki Penampung Biogas
 Kode Alat : F-316
 Fungsi Alat : Menyimpan biogas yang dihasilkan
 Tipe : *Spherical Storage*
 Kapasitas : 136434,2 ft³
 Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade B*
 Jumlah Tangki : 2 unit
 Spek Tangki : Diameter Tangki (OD) = 20 m
 Tebal = 2 in

21. Stripper (D-320)

Nama alat : CO₂ stripper
 Kode Alat : D-320
 Fungsi Alat : Menghilangkan CO₂ dari air
 Tipe : Kolom stripping tipe tray dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*
 Kapasitas : 182,61 m³ = 6448,7 ft³
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C
 Jumlah Kolom : 1 unit
 Spek. Kolom :

- Diameter tangki (OD) = 1,7 ft = 20 inch
- Diameter (ID) = 1,6 ft = 20 inch
- Tinggi shell = 21 ft = 246 inch
- tutup atas = 0,3 ft = 3 inch
- tutup bawah = 0,3 ft = 3 inch

- Tebal shell = 3/16 in
- tutup atas = 3/16 in
- tutup bawah = 3/16 in
- Spek. Nozzle Air dari Water Scru : - Diameter (OD) = 4,5 in
- Jenis pipa = Pipa 4 in Sch 80
- Spek. Nozzle Udara Masuk : - Diameter (OD) = 5,6 in
- Jenis pipa = Pipa 5 in Sch 80
- Spek. Nozzle Air Keluar : - Diameter (OD) = 4 in
- Jenis pipa = Pipa 3 1/2 in Sch 40
- Spek. Nozzle Udara Keluar : - Diameter (OD) = 6,6 in
- Jenis pipa = Pipa 6 in Sch 80

22. Blower Udara (G-321)

- Nama alat : Blower Udara
- Kodel alat : G-321
- Fungsi alat : Mengalirkan udara menuju stripper
- Tipe : *Centrifugal Blower*
- Bahan : *Carbon Steel*
- Laju Volumetrik : 1798
- Tekanan operasi : 3
- Energi poros : 0,7
- Jumlah : 1 unit

23. Blower CO₂ (G-322)

- Nama alat : Blower CO₂
- Kodel alat : G-322
- Fungsi alat : Mengalirkan gas menuju storage
- Tipe : *Centrifugal Blower*
- Bahan : *Carbon Steel*
- Laju Volumetrik : 2088,9
- Tekanan operasi : 0,2
- Energi poros : 0,1
- Jumlah : 1 unit

24. Tangki Make-Up (F-323)

- Nama Alat : Tanki Make Up
- Kode Alat : F-323
- Fungsi Alat : Menampung air dari stripper dan air make up
- Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas *standard dish head* dan tutup bawa berbentuk *plate* pada pondasi
- Kapasitas : 1698,8 ft³ = 59994,34 m³
- Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*
- Jumlah tangki : 1 unit
- Spek. Tangki : - Diameter (OD) = 11,5 ft = 138 inch
- Diameter (ID) = 11,5 ft = 137 inch

- Tinggi	: Shell	=	17,2	ft =	206	inch
	tutup atas	=	2,2	ft =	27	inch
	tutup bawah	=	2,2	ft =	27	inch
- Tebal	: shell	=	1/3	in		
	tutup atas	=	1/3	in		
	tutup bawah	=	1/3	in		
Spek. Nozzle Aliran Utama	: Diameter (OD)	=	3,5	in		
	Jenis pipa	=	Pipa 3 in Sch 40			

25. Clarifier (H-410)

Nama Alat	: Clarifier
Kode Alat	: H-410
Fungsi Alat	: Memisahkan air serta bahan inorganik
Tipe	: <i>Sludge Recirculation</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA 302</i>
Dimensi	: Tinggi : 4,3 m
	Diameter : 5,1 m
Kapasitas	: 53,267 m ³
Kondisi operasi	: Suhu : 30 °C
	Tekanan : 1 atm
Waktu tinggal	: 120 menit
Jumlah	: 1 unit

26. Pompa Clarifier (H-410)

Nama Alat	: Pompa Clarifier
Kode Alat	: H-410
Fungsi Alat	: Memompa limbah effluent biodigester menuju clarifier
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan	: <i>Stainless steel</i>
Kapasitas	: 27915,748 kg/jam
Jumlah	: 1 unit
Spec Pompa	: Power : 2,5 hp
	Head : 8,6 m

27. Filter Press (H-420)

Nama Alat	: Plate and Frame Filter Press
Kode Alat	: H-420
Fungsi	: Memisahkan solid dan liquid effluent clarifier
Tipe	: <i>Horizontal plate & frame</i>
Bahan Plate	: <i>Cast iron</i>
Dimensi	: Luas filter : 0,66 m ²
	Jumlah frame : 3 buah
	Jumlah plate : 2 buah
Jumlah cake / siklu	: 1365 kg
Waktu tinggal	: 4 jam
Jumlah	: 2 buah

28. Pompa Filter Press (L-421)

Nama Alat : Pompa Filter Press
 Kode Alat : L-421
 Fungsi Alat : Memompa limbah effluent biodigester menuju clarifier
 Tipe : *Positive displacement pump*
 Bahan : *Stainless steel*
 Kapasitas : 9957,839 kg/jam
 Jumlah : 2 unit
 Spec Pompa : Power : 0,4 hp
 Head : 2,7 m

Tabel 5.1 Harga Peralatan

No	Kode	Nama Alat	Σ	Harga(\$, Tahun 2014)		Harga Total (\$)
				per unit	total	
1	R-110	Tangki Netralisasi	1	210.000	210.000	213.925
2	F-111	Kolam POME	3	33.000	99.000	100.850
3	L-112	Pompa POME	1	4.300	4.300	4.380,4
4	J-113	Belt Conveyor Ca(OH) ₂	1	10.000	10.000	10.186,9
5	R-120	Tangki Starter	2	160.000	320.000	325980,7799
6	L-121	Pompa Starter&Biodigester	2	4.300	8.600	8.760,7
7	F-122	Gudang Penyimpanan Urea	1	30.000	30.000	30.560,7
8	J-123	Belt Conveyor Urea	1	10.000	10.000	10.186,9
9	F-124	Gudang Penyimpanan DAP	1	18.000	18.000	18.336,4
10	J-125	Belt Conveyor DAP	1	10.000	10.000	10.186,9
11	F-126	Gud. Peny. CowManure	1	40.000	40.000	40.747,6
12	J-127	Belt Conveyor CowManure	1	10.000	10.000	10.186,9
13	R-210	Biodigester	2	1002900	2.005.800	2.043.288
14	L-211	Pompa Biodigester	2	4.300	8.600	8.760,7
15	D-310	Water Scrubber	1	43.500	43.500	44.313,0
16	F-311	Buffer Tank	2	84.900	169.800	172.973,6
17	G-313	Kompresor	1	105.000	105.000	106.962
18	E-314	Cooler	1	65.000	65.000	66.214,8
19	L-315	Pompa Make-Up Water	1	4.500	4.500	4.584,1
20	F-316	Tangki Penampung Biogas	2	45.000	90.000	91.682,1
21	D-320	Stripper	1	54.000	54.000	55.009,3
22	G-321	Blower Udara	1	7.900	7.900	8.047,7
23	G-322	Blower CO ₂	1	9.400	9.400	9.575,7
24	F-323	Tangki Make-Up	1	30.400	30.400	30.968,2
25	H-410	Clarifier	1	35.000	35.000	35.654,1
26	L-411	Pompa Effluent	1	4.000	4.000	4.074,8
27	H-420	Filter Press	2	20.000	40.000	40.748
28	L-421	Pompa ke Filter Press	2	4.000	8.000	8.149,5
Total harga peralatan (\$)						3.515.295

$$= 0,2207 \text{ Hp}$$

h

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan bahan baku yang dibutuhkan dan produk yang dihasilkan berdasarkan neraca massa yang telah tercantum di Bab 3. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti yang tercantum dalam appendix C dihitung berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain yang telah disebutkan di atas, juga diperlukan analisa biaya yang diperlukan untuk beroperasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik. Faktor-faktor yang perlu ditinjau antara lain :

- Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return*)
- Lama Pengembalian Modal (*Pay Out Period*)
- Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

Dalam meninjau faktor di atas perlu dilakukan penaksiran beberapa aspek, yaitu :

- a. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment / TCI*)
 - Modal Tetap (*Fixed Capital Investment / FCI*)
 - Modal Kerja (*Working Capital Investment / WCI*)
- b. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost / TPC*)
 - Biaya Fabrikasi (*Manufacturing Cost / MC*)
 - Biaya *Plant Overhead* (*Plant Overhead Cost / POC*)
 - Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses / GE*)
- c. Total Pendapatan

VI.1 STRUKTUR ORGANISASI

VI.1.1 Umum

Bentuk Perusahaan : PT (Perseroan Terbatas)
Status Perusahaan : PMDN (Swasta)
Lapangan Usaha : Pabrik Biogas
Lokasi : Kota Medan, Sumatra Utara.
Kapasitas Produksi : 7.691.988 kg biogas/tahun.

Pada awal berdiri, suatu perusahaan maupun bentuk organisasi lainnya pasti memiliki tujuan organisasi. Proses pengorganisasian (*organization process*) merupakan suatu upaya pembagian langkah-langkah (aktivitas) dalam membentuk pekerjaan yang harus dilakukan demi tercapainya tujuan organisasi. Pembagian secara cepat dan tepat yang diterapkan kepada seluruh karyawan perusahaan akan menghasilkan suatu mekanisme sebagai pengkoordinasi setiap aktivitas-aktivitas perusahaan yang telah ditetapkan sebelumnya. Salah satu hasil dari proses ini adalah struktur organisasi. Secara fisik, struktur organisasi suatu perusahaan dapat dinyatakan dalam bentuk gambaran grafik atau bagan yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada.

VI.1.2 Bentuk Perusahaan

Pabrik Biogas dari Vinnase adalah perusahaan swasta nasional direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Dasar-dasar kepemilikan bentuk perusahaan ini sebagai berikut :

1. Terbatasnya tanggung jawab Perseroan Terbatas sebagai badan hukum dan tanggung jawab pemegang saham. Tiap pemegang saham mungkin hanya menderita kerugian sebesar jumlah uang yang ditanamnya.
2. Pemilik dan pengusaha adalah terpisah satu sama lain. Pemilik Perseroan Terbatas adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah jajaran Direksi. Pelaksanaan suatu Perseroan Terbatas diberikan kepada orang-orang yang sanggup untuk melaksanakan tugas itu. Dengan demikian, kemampuan perusahaan untuk mendapatkan keuntungan semakin besar. Tanggung jawab pemegang saham terbatas oleh pemimpin perusahaan.
3. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan memperoleh modal dari bank dan penjualan saham-saham, dengan membagi modal atas jumlah saham-saham. Perseroan Terbatas dapat menarik modal dari banyak uang.
4. Kehidupan Perseroan Terbatas lebih terjamin. Ini berarti suatu Perseroan terbatas mempunyai potensi hidup yang lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya. Meninggalkan seorang pemilik saham, seorang direksi, seorang anggota komisaris, atau pegawai/karyawan tidak begitu mempengaruhi jalannya suatu perusahaan.

5. Adanya efisiensi jalannya suatu perusahaan. Tiap bagian dalam Perseroan Terbatas dipegang oleh orang ahli di bidangnya dan mempunyai tugas jelas sehingga ada dorongan untuk mengerjakan dengan sebaik-baiknya.
6. Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham.

VI.1.3 Struktur Organisasi

Gerak majunya sistem perindustrian menuntut adanya keterpaduan antara sistem organisasi kerja dengan sistem manajemen. Hal ini berkaitan dengan kebijaksanaan/pengaturan dalam mencapai hasil yang baik dan efektif. Hal ini perlu didukung oleh adanya organisasi yang mantap.

Struktur organisasi merupakan tatanan kerangka kerja dalam menjalankan semua aktifitas perusahaan. Struktur menjadi pedoman bagi pimpinan dalam mengatur posisi karyawan sesuai dengan kemampuan, pengalaman, dan kecakapannya. Struktur organisasi perusahaan, menunjukkan bagaimana perusahaan dikelola, yaitu bagaimana pendelegasian kekuasaan dan tingkat pengawasannya.

Sistem organisasi perusahaan adalah sistem garis dan staf. Dalam hal ini, pimpinan pabrik atau pimpinan perusahaan dipegang oleh direktur utama yang bertanggung jawab langsung pada dewan komisaris. Anggota-anggota dewan komisaris ini merupakan wakil-wakil dari para pemegang saham. Alasan pemilihan dan penggunaan sistem tersebut adalah sebagai berikut :

1. Bentuk organisasi mudah dipahami dan dilaksanakan karena sederhana
2. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal
3. Biasanya digunakan oleh organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinyu
4. Terdapat kesatuan dalam pelaksanaan dan perintah, sehingga mempermudah pemeliharaan disiplin dan tanggung jawab kerja lebih baik
5. Pengambilan keputusan dapat dilaksanakan secara cepat karena komunikasi menjadi lebih mudah
6. Masing-masing kepala bagian atau kepala manager secara langsung bertanggung jawab atas suatu aktivitas yang diperlukan untuk mencapai tujuan perusahaan
7. Pimpinan tertinggi pabrik atau perusahaan dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil daripada pemegang saham

VI.1.4 Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang mempunyai kekuasaan dalam perusahaan, sesuai jumlah yang dimiliki dan tergantung besarnya penyertaan modal saham yang dimilikinya. Sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggung-jawabkan sebagai jaminan atas hutang-piutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham-sahamnya paling sedikit satu tahun dan dapat diperpanjang. Kekuasaan yang tertinggi terletak pada pemegang saham, dan merekalah yang memilih dewan komisaris melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) serta menentukan gaji direktur tersebut. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah :

- Memilih, mengangkat, dan memberhentikan Dewan Komisaris yang dilaksanakan dalam rapat tahunan
- Menetapkan gaji direktur
- Meminta pertanggung-jawaban kepada Dewan Komisaris
- Mengadakan Rapat Umum sedikitnya satu kali dalam setahun

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris adalah wakil dari pemegang saham. Semua keputusan ditentukan oleh rapat persero. Komisaris diangkat sesuai ketentuan perjanjian dan diberhentikan setiap waktu RUPS, jika ia bertindak bertentangan dengan kepentingan perseroan. Ketua Dewan Komisaris adalah pemegang saham yang mempunyai modal mayoritas dan dipilih dari RUPS. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah :

- Memilih dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur utama dan menetapkan kebijakan perusahaan (*Organizing*)
- Mengawasi kinerja direktur agar tidak merugikan perusahaan (*Controlling*)
- Mengawasi kinerja hasil yang diperoleh perusahaan (*Analizing*)
- Menyetujui ataupun menolak rancangan kerja yang diajukan direktur (*Planning*)
- Memberikan nasehat pada direktur utama bila ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan (*Staffing*)
- Mengadakan rapat berkala atau pertemuan (*Doing*)
- Menentukan besarnya *devident* (*Directing*)

3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemegang kepengurusan perusahaan, merupakan pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab langsung pada dewan komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana dan cara pelaksanaannya
- Memberikan instruksi kepada bawahan untuk melaksanakan tugasnya
- Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris mengenai segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Mengangkat dan memberhentikan pegawai atau karyawan
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

4. Manager

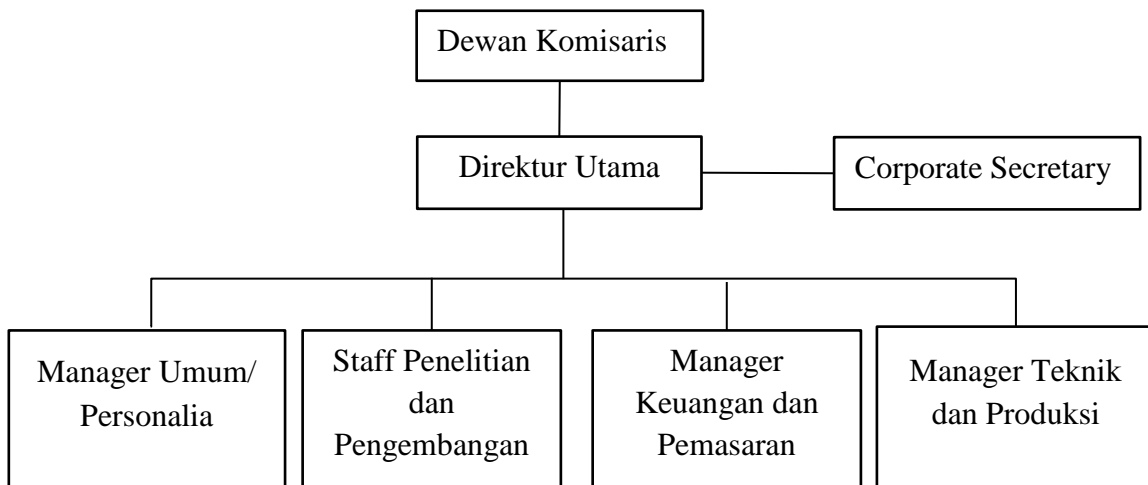
Manager bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Selain sebagai pengontrol aktivitas departemen yang dibawahinya, juga harus berkoordinasi dengan Manager lain agar tercipta keselarasan dalam pekerjaan. Dalam pabrik Biogas dari Vinnase ini terdapat tiga manager yaitu, manager produksi, manager keuangan dan pemasaran dan manager SDM. Tugas dan wewenang Manager adalah :

- Mengkoordinasikan aktivitas baik intra & antar departemen yang dibawahinya
- Mempertinggi efektivitas dan efisiensi kerja seluruh karyawannya
- Melaksanakan kebijaksanaan Direktur
- Menjabarkan kebijaksanaan dan langkah yang diambil Direktur

5. Kepala Bagian

Bertanggung jawab kepada manager. Tugas dan wewenang Kepala Bagian adalah :

- Membantu Manager dalam perencanaan dan pelaksanaan aktivitas di tiap seksi
- Memberi pengawasan dan pengarahan terhadap supervisor di bawahnya
- Memberikan saran-pertimbangan, melaksanakan tugas yang diberikan Manager
- Membantu Manager dalam mempersiapkan dan menyusun laporan



Gambar VI.1 Bagan Sruktur Organisasi Perusahaan

VI.2 SISTEM UTILITAS

Utilitas merupakan suatu sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sistem utilitas pabrik juga sebagai sarana penunjang agar proses produksi pabrik dapat berjalan sesuai target produksi. Sarana utilitas pada Pabrik *Biomethane* dan PCC dari Vinnase Pabrik Bioethanol ini meliputi :

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

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

- Air Sanitasi, meliputi laboratorium dan karyawan.

Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra sedimentasi, bak koagulasi dan flokulasi, tangki tawas, tangki Ca(OH)_2 , bak pengendap, bak penampung, pompa sand filter, tangki sand filter, 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 Biogas dari Vinnase ini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik. Distribusi listrik pada pabrik sebagai berikut :

- Untuk proses produksi diambil dari PLN dan generator jika sewaktu-waktu ada gangguan listrik dari PLN
- 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 :

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
- Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu

- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
 - Tidak mudah terdekomposisi
- Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :
- *Hardness* : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
 - Besi : penyebab korosi
 - Silika : penyebab kerak
 - Minyak : dapat menyebabkan turunya *heat transfer*

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

VI.3 HARGA PERALATAN

Harga peralatan cenderung naik tiap tahun, maka untuk menentukan harga peralatan di tahun ini, harga tersebut ditaksir dari harga tahun-tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Perhitungan harga peralatan dapat dilihat pada appendix D.

VI.4 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain Pabrik Biogas dari Vinnase ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi.

Faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

1. Potensial Ekonomi (*Economic Potential / EP*)
2. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
3. Waktu Pengembalian Modal (*Minimum Pay Out Time / POT*)
4. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

VI.4.1 Potensial Ekonomi (EP)

Potensial ekonomi didefinisikan sebagai

$$\begin{aligned}
 EP &= (\text{Nilai Produk}) - (\text{Biaya Bahan Baku}) \\
 &= \text{Rp } 101.800.910.994 - \text{Rp } 1.810.405.270,416 \\
 &= \text{Rp } 99.990.505.724
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, maka pabrik ini memiliki potensi ekonomi yang besar sehingga layak untuk didirikan.

VI.4.2 Laju Pengembalian Modal (IRR)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 26,24\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari nilai bunga pinjaman modal sehingga pabrik ini layak didirikan.

VI.4.3 Waktu Pengembalian Modal (POT)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 4,89 tahun.

VI.4.4 Titik Impas (BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan biaya variable (VC), biaya semi variable (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 27,26%.

BAB VII

KESIMPULAN

Berdasarkan uraian pada bab-bab terdahulu maka dapat diambil kesimpulan dari analisa studi kelayakan pada Pra Desain Pabrik *Biomethane* dari Limbah Cair Kelapa Sawit ini. Studi kelayakan yang dimaksud meliputi studi kelayakan secara teknis maupun secara ekonomis. Secara singkat, evaluasi tersebut dapat disajikan sebagai berikut:

1. Proses

- a. Pra Rencana Pabrik : *Biomethane*
- b. Proses : *Anaerobic Digestion*
- c. Operasi : Kontinyu, 330 hari/tahun, 24 jam/hari
- d. Kapasitas Produksi
 - 1. Biogas (97% CH₄) : 7691987,86 kg/tahun
 - 2. Pupuk Cair : 68055453,29 kg/tahun
 - 3. Kompos : 10810628,6 kg/tahun
- e. Kebutuhan Bahan Baku
 - 1. POME : 237600000 kg/tahun
 - 2. Ca(OH)₂ : 216,323 kg/tahun
 - 3. DAP : 195687,360 kg/tahun
 - 4. Urea : 652291,200 kg/tahun
 - 5. Kotoran Sapi : 150,847 kg/tahun
- f. Lokasi pabrik : Kota Medan, Sumatra Utara
- g. Jumlah Tenaga Kerja : 61
- h. Umur Pabrik : 10 tahun
- i. Masa Konstruksi : 2 tahun

2. Segi Ekonomi

- a. Pembiayaan
 - Modal Tetap (FCI) : Rp 129.602.344.126
 - Modal Kerja (WCI) : Rp 22.871.001.905
 - Investasi Total (TCI) : Rp 152.473.346.030
 - Hasil Penjualan per tahun : Rp 101.800.910.994

3. Investasi

- Internal Rate of Return : 26,24%
- Pay Out Time : 4,89 tahun
- Break Even Point : 27,26 %

Ditinjau dari aspek teknis dan ekonomis yang telah dijabarkan tersebut maka dapat disimpulkan bahwa Pra Desain Pabrik *Biomethane* dari Limbah Cair Kelapa Sawit ini layak untuk dilanjutkan ke tahap perencanaan.

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, L.e. and Young, E.H., 1959. "*Process Equipment Design*". New Delhi : Wiley Eastern Limited.
- Deublein, Dieter, Steinhauser, A. 2008. "*Biogas from Waste and Renewable Resources*". Weinheim: Wiley – VCH.
- Girija D., Deepa K., Xavier F., Antony I., Shidi P.R. 2012. "*Analysis of Cow Dung Microbiota-A Metagenomic Approach*". Indian: Departemen of Agricultural Microbiology and Distrubuted Information Centre.
- Geankoplis, Christie John. 2003. "*Transport Processes and Separation Process Principles (Includes Unit Operation), 4 th Edition*". USA: Pearson Education Inc.
- Himmelblau, David M. 1996. "*Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering 6th Edition*". Amerika: University of Texas
- Kausch, H. Lampert, W. 1990. "*Ergebnisse der Limnologie: Advance in Limnology*". Stuttgart: Nagele u Obermiller.
- Kern, Donald. 1950. "*Process Heat Transfer*". New York: McGraw-Hill Book Company.
- Kusnarjo. 2010. "*Desain Alat Industri Kimia*". Surabaya: ITS Press.
- Lems, R, Erwin, D. 2009. "*Making Pressurized Water Scrubbing the Ultimate Biogas Upgrading Technology with the DMT Carbonex PWS System*". Netherlands: DMT Environmental Technology.
- Ludwig, Ernest. 2011. "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*". San Frasisco: Elsevier.
- Mc Cabe, W.L., Julian Smith, Peter Hariot. 1993. "*Unit Operation of Chemical Engineering 6th edition*". Singapore: Mc Graw Hill, Inc.
- Monnent, Fabien. 2003. "*An Introduction to Anaerobic Digestion of Organic Wastes*". Skotlandia: Remade Scotland.
- Perry, H. Robert. 1997. "*Chemical Engineering Handbook 7th Edition*". New York: McGraw-Hill.
- Peters, Max S. and Timmerhaus, Klaus D. 1991. "*Plant Design and Economic for Chemical Engineering 4-ed*". International Edition. Singapore: McGraw-Hill Book Co Singapore.
- Poh, P.E., Chong, M.E. 2008. "*Development of Anaerobic Digestion Methods for Palm Oil Mill Effluent (POME) Treatment*". Malaysia: Elsevier Publishing Company.
- Rand, Irgersoll. 2009. "*Dessicant Dryers Heatless, Heated and Heated Blower*". Bermuda: Irgersoll Rand Industries.
- Seborg, Edgar, Mellichamp, Doyle. 1990. "*Process Dynamics and Conrol 3th Edition*". Amerika: United States of America.

Sulaiman, Alawi. 2007. “*Biomethane Production from Palm Oil Mill Effluent in a Semi Commercial Closed Anaerobic Digester*”. Malaysia: Environmental Biotechnology Group.

Suprihatin, Gambira Said, E., Suparno, O., Hasanudin, U. 2014. “*The Pattern of Biogas Production form Palm Oil Effluent: In Pursuit of Greener Argoindustry*”. Lampung: Departemen of Agricultural Technology.

Ulrich, Dael D. 1984. “*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*”. New York: John Wiley.

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

Widjaja, Tri. 2012. “*Pengolahan Limbah Industri (Proses Biologis)*”. Surabaya: ITS Press.

Zhao, Q., Leonhardt, Mac.connel, C., Freer, C., Chen, S. 2010. “*Purification Technologies for Biogas Generated by Anaerobic Digestion*”. California: CSANR.

www.alibaba.com/product-gs

www.kemenperin.go.id

www.matche.com/Equipcost/index/htm

APPENDIKS A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

PERHITUNGAN HYDRAULIC RETENTION TIME (HRT)

Konstanta kinetika untuk "Anaerobic digestion " (Tabel 6-8, sundstrom hal 172)

Waste Resources	ko (day-1)	Km (mg/L)	Y(kg MLVSS/kg COD)	kd (day-1)	Basis
Acetic Acid	0,38	165	0,044	0,019	COD/35°C
Propionic Acid	0,34	60	0,044	0,019	COD/35°C
Butyric Acid	0,36	13	0,044	0,019	COD/35°C
Fatty Acid	0,37	2000	0,04	0,015	COD/35°C

Menggunakan persamaan 6-26 (Sundstrom)

$$S = \frac{(1 + kd\theta)\Sigma Km}{\theta(ko - kd) - 1}$$

Residence time untuk berbagai limbah biasanya di antara 3-5 hari pada suhu 35°C. Sehing digunakan faktor pengaman sebesar 3-10, kebanyakan digester didesain dengan $\theta > 10$ har (Sundstrom, hal 170)

Diambil data sebagai berikut :

$$kd = 0,015 \text{ day-1}$$

$$ko = 0,39 \text{ day-1}$$

$$S = 1924 \text{ L/Jam}$$

$$Km = 2238 \text{ mg/L}$$

Faktor Keamanan = 3

$$S = \frac{(1 + kd\theta)\Sigma Km}{\theta(ko - kd) - 1}$$

$$1942 = \frac{(1 + 0,15 \times \theta) \times 2238}{\theta (0,4 - 0,015) - 1}$$

$$S = 1942$$

$$\theta = 6,017 \text{ hari}$$

$$\text{HRT} = \theta \times \text{faktor pengaman}$$

$$= 6,02 \times 3$$

$$= 18 \text{ hari}$$

Basis perhitungan = 1 jam operasi
 Waktu operasi = 330 hari per tahun (1 hari = 24 jam)
 Densitas POME = 1014 kg/m³
 Jumlah kebutuhan POME = 237600 ton/tahun
 = 30000 kg/jam
 = 29,5858 m³/jam
 = 29585,8 L/jam

Komposisi Limbah cair kelapa sawit (POME)

Densitas POME = 1014 kg/m³

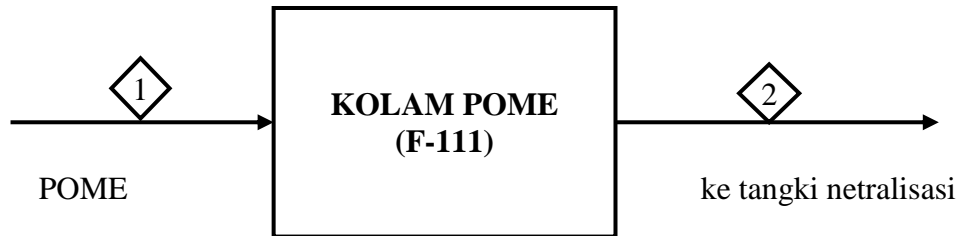
Data komposisi feed disajikan dalam tabel A.1 di bawah ini :

Tabel A.1 Komposisi Feed POME

No	Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	18	0,91008	27302,499
2	Minyak	256	0,00364	109,210
3	Karbohidrat	162	0,02059	617,717
4	Protein	352	0,05354	1606,070
5	Lemak	786	0,00824	247,087
6	Nitrogen	28	0,00068	20,475
7	Fosfor		0,00016	4,915
8	Potassium		0,00207	61,978
9	Magnesium		0,00056	16,792
10	Kalsium		0,00040	11,988
11	Besi		0,00004	1,271
Total			1,00000	30000

1. Kolam POME (F-111)

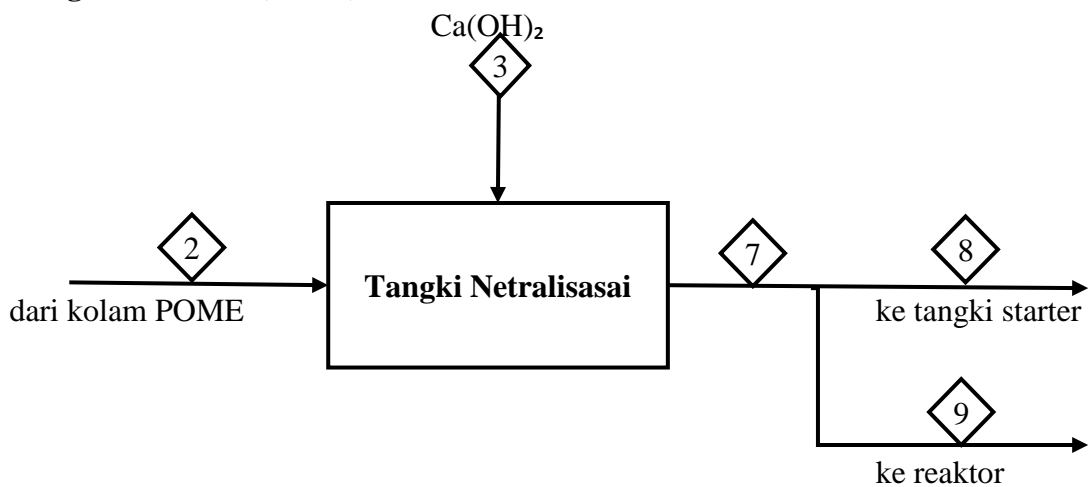
Kolam POME digunakan untuk menyimpan POME yang dihasilkan Pabrik Integrasi. POME disimpan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.



Tabel A.2 Neraca Massa Kolam POME

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran<1>		Aliran<2>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,91008	27302,499	0,91008	27302,499
2	Minyak	0,00364	109,210	0,00364	109,210
3	Karbohidrat	0,02059	617,717	0,02059	617,717
4	Protein	0,05354	1606,070	0,05354	1606,070
5	Lemak	0,00824	247,087	0,00824	247,087
6	Nitrogen	0,00068	20,475	0,00068	20,475
7	Fosfor	0,00016	4,915	0,00016	4,915
8	Potassium	0,00207	61,978	0,00207	61,978
9	Magnesium	0,00056	16,792	0,00056	16,792
10	Kalsium	0,00040	11,988	0,00040	11,988
11	Besi	0,00004	1,271	0,00004	1,271
Total		1,00000	30000,000	1,00000	30000,000

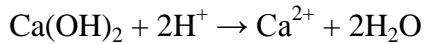
2. Tangki Netralisasi (R-110)



BM $\text{Ca}(\text{OH})_2 = 74 \text{ kg/mol}$

Pada tangki netralisasi ditambahkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang bertujuan untuk meningkatkan pH PO yang asam.

Reaksi yang terjadi di dalam tangki netralisasi, yaitu:



Penambahan Ca(OH)₂

$$\begin{aligned} \text{Volume desain POME} &= \text{kapasitas produksi POME} / \rho \text{ POME} \\ &= 30000 \text{ kg/jam} / 1014 \text{ kg/m}^3 \\ &= 29,586 \text{ m}^3/\text{jam} = 29586 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

pH awal POME 4,7

$$\text{pH} = -\log [\text{H}^+]$$

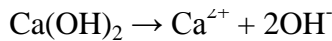
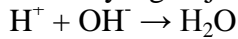
$$[\text{H}^+] = 10^{-4,7}$$

$$= 1,9953\text{E-}05 \text{ mol/L}$$

$$\text{mol H} = 10^{-4,7} \times \text{volume desain POME}$$

$$= 0,000590314 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi yang terjadi ketika netralisasi POME



$$\text{mol OH}^- = \text{mol H}^+ = 0,000590314 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} = 0,000295157 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{massa Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} = \text{mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} * \text{BM Ca(OH)}_2$$

$$= 0,021841629 \text{ kg/jam}$$

Asumsi konversi reaksi sebesar 80%

$$\text{mol Ca(OH)}_2 \text{ yang dibutuhkan} = 0,000368946 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{massa Ca(OH)}_2 \text{ dibutuhkan} = 0,027302036 \text{ kg/jam}$$

selanjutnya, POME dengan pH netral ini kemudian akan didistribusikan ke tangki starter dan ke reaktor, dengan perbandingan 1:14 (Berdasarkan Trial)

	Tangki Starter	Tangki Netralisasi	Biodigester
Solid (kg)	176	2640	2464
Non-solid (kg)	1824	27360	25536
Total (kg)	2000	30000	28000

$$\% \text{ Total Solid (TS)} = \frac{\text{Massa solid di Biodigester}}{\text{Total massa Biodigester}} \times 100\%$$

Proses pembentukan biogas dengan proses fermentasi anaerobik dapat berjalan optimum jika kandungan Total Solid sebesar 7-9% (Ratnaningsih, 2009).

Dengan perbandingan tersebut, didapatkan kandungan total solid (TS) pada biodigester adalah sebesar 8,8%. Sehingga, trial dapat diterima.

Tabel A.3 Neraca Massa Tangki Netralisasi

No	Komponen	MASUK			
		Aliran<2>		Aliran<3>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,91008	27302,499	0,00000	0,000
2	Minyak	0,00364	109,210	0,00000	0,000
3	Karbohidrat	0,02059	617,717	0,00000	0,000
4	Protein	0,05354	1606,070	0,00000	0,000
5	Lemak	0,00824	247,087	0,00000	0,000
6	Nitrogen	0,00068	20,475	0,00000	0,000
7	Fosfor	0,00016	4,915	0,00000	0,000
8	Potassium	0,00207	61,978	0,00000	0,000
9	Magnesium	0,00056	16,792	0,00000	0,000
10	Kalsium	0,00040	11,988	0,00000	0,000
11	Besi	0,00004	1,271	0,00000	0,000
12	Ca(OH) ₂	0,00000	0,000	1,00000	0,027
Total		1,00000	30000,000	1,00000	0,027

Tabel A.3 Neraca Massa Tangki Netralisasi (lanj.)

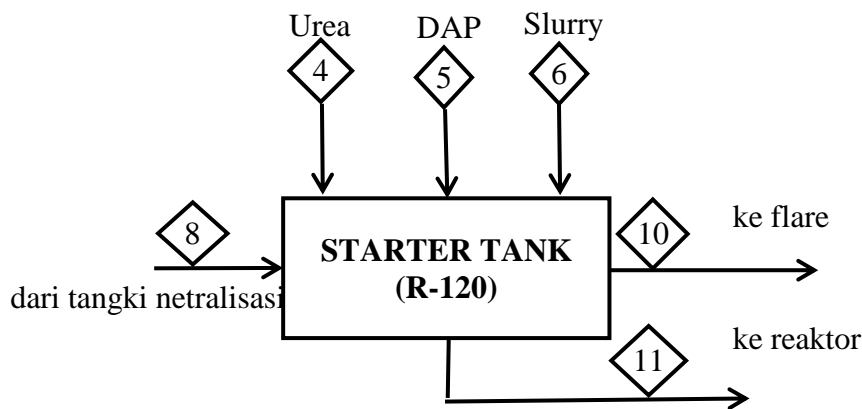
No	Komponen	Reaksi			
		Konsumsi		Generasi	
		kmol	Massa(kg)	kmol	Massa(kg)
1	Air	0,00000	0,000	0,00059	0,011
2	Minyak	0,00000	0,000	0,00000	0,000
3	Karbohidrat	0,00000	0,000	0,00000	0,000
4	Protein	0,00000	0,000	0,00000	0,000
5	Lemak	0,00000	0,000	0,00000	0,000
6	Nitrogen	0,00000	0,000	0,00000	0,000
7	Fosfor	0,00000	0,000	0,00000	0,000
8	Potassium	0,00000	0,000	0,00000	0,000
9	Magnesium	0,00000	0,000	0,00000	0,000
10	Kalsium	0,00000	0,000	0,00000	0,000
11	Besi	0,00000	0,000	0,00000	0,000
12	Ca(OH) ₂	0,00030	0,022	0,00000	0,000
Total		0,00030	0,022	0,00059	0,011

No	Komponen	KELUAR			
		Aliran<8>		Aliran<9>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,91008	1820,1673	0,91008	25482,342
2	Minyak	0,00364	7,2806	0,00364	101,929
3	Karbohidrat	0,02059	41,1811	0,02059	576,536
4	Protein	0,05354	107,0713	0,05354	1498,998
5	Lemak	0,00824	16,4725	0,00824	230,614
6	Nitrogen	0,00068	1,3650	0,00068	19,110

Tabel A.3 Neraca Massa Tangki Netralisasi (lanj.)

No	Komponen	KELUAR			
		Aliran<8>		Aliran<9>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
7	Fosfor	0,00016	0,3277	0,00016	4,588
8	Potassium	0,00207	4,1319	0,00207	57,846
9	Magnesium	0,00056	1,1194	0,00056	15,672
10	Kalsium	0,00040	0,7992	0,00040	11,188
11	Besi	0,00004	0,0847	0,00004	1,186
12	Ca(OH) ₂	0,00000	0,0004	0,00000	0,005
Total		1,00000	2000,0011	1,00000	28000,015

3. Tangki Starter (R-120)



Tangki starter berfungsi sebagai pengkondisian awal proses pengolahan POME sebelum n reaktor. Saat masuk tangki starter, POME ditambahkan dengan kotoran sapi dan nutrisi-nu yang dibutuhkan.

Penambahan kotoran sapi (slurry)

Penambahan kotoran sapi (slurry) dihitung berdasarkan persamaan berikut:

$$\ln S = \ln \left[S^0 + Y(S^0 - S) \frac{S^0}{X^0} \right] + \left(\frac{X^0 + YS^0}{YK_m} \right) \ln \left[\frac{X^0 + Y(S^0 - S)}{X^0} \right] - \frac{k_0 t (X^0 + YS^0)}{YK_m}$$

(Sundstrom eq. 5.3)

dimana S = massa substrat keluar reaktor = 243,388 kg substrat/jam
 = 243387818,574 mg substrat/jam
 = 8112,923 mg substrat/liter
 S^0 = massa substrat awal = 2433,878 kg substrat/jam
 = 2433878185,742 mg substrat/jam
 = 81129,229 mg substrat/liter
 X^0 = massa bakteri yang dibutuhkan = 40056,425 mg bakteri/liter
 dari table 6-4 sundstrom didapatkan (trial)
 Y = 0,291 mg MLVSS/mg bakteri
 K_m = -3,11 mg/l
 k_0 = 0,000985 jam⁻¹
 t = 18 hari = 432 jam

maka,

$$\begin{aligned} 9,0012 &= 11,7294 + -29936,9212 - -29934,1930 \\ 9,0012 &= 9,0012 \end{aligned}$$

kesalahan = 0,00% (dibawah 2%, sehingga trial dapat diterima)

$$\ln X = k_0 t + \ln[X^0] - \left(\frac{YK_m}{X^0 + YS^0} \right) \ln \left[\left(\frac{X}{X^0} \right) \frac{YS^0}{YS^0 + X^0 - X} \right]$$

(Sundstrom eq. 5.4)

dimana S^0 = massa substrat masuk starter = 172,006 kg substrat/jam
 = 172005525,494 mg substrat/jam
 = 86002,717 mg substrat/liter
 (trial) X^0 = massa bakteri yang dibutuhkan = 35600,000 mg bakteri/liter
 X = massa bakteri masuk starter = 40056,425 mg bakteri/liter
 dari table 6-4 sundstrom didapatkan
 Y = 0,291 mg MLVSS/mg bakteri
 K_m = -3,11 mg/l
 k_0 = 0,000985 jam⁻¹
 t = 5 hari = 120 jam

maka,

$$\begin{aligned} 10,5980 &= 0,1182 + 10,4801 - -0,000015 \times 0,31403887 \\ 10,5980 &= 10,5983 \end{aligned}$$

kesalahan = 0,00% (dibawah 2%, sehingga trial dapat diterima)

diketahui kotoran sapi mengandung 236000000,00 CFU/gram kotoran sapi

dan 1,0E-12 gram bakteri/CFU

(Sumber: Buletin Peternakan Vol. 38(1): 21-26, Februari 2014)

maka, kebutuhan kotoran sapi = 0,0002 gram bakteri/gram kotoran sapi
 = 150847,4576 gram kotoran sapi
 = 150,8475 kg
 Jumlah slurry yang ditambahkan = 150,8475 kg/jam

Penambahan DAP

Penambahan DAP dilakukan sebagai penambah unsur P dalam reaktor. Dasar perhitungan DAP adalah jumlah BOD dalam POME. Jumlah DAP yang ditambahkan adalah 1 % kadar BOD. (Triwidjaja,2013)

BOD dalam POME = 8,2% Jumlah massa POME **(Nuruliana,2012)**
 = 2470,8 kg/jam

Jumlah DAP yang ditambahkan = 24,708 kg/jam

Penambahan Urea

Penambahan Urea dilaku

Hasil yang optimal didapatkan pada perbandingan antara C dan N sebesar 1:30

Sehingga kadar N yang digunakan = 1/30 dari kadar C (BOD) pada POME

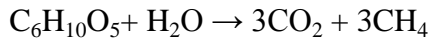
BM Urea = 60

Jumlah Urea yang ditambahkan = 82,36 kg/jam

Reaksi Utama

1 Glukosa

Konversi 85%



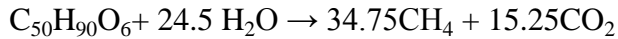
2 Protein

Konversi 85%



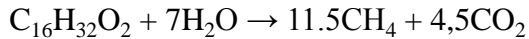
3 Lemak

Konversi 85%



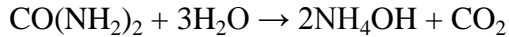
4 Minyak

Konversi 85%

**Reaksi tambahan**

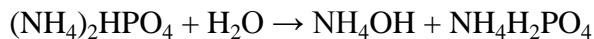
5 Urea

Konversi 50%



6 DAP

Konversi 50%

**Tabel A.4 Neraca Massa Tangki Starter**

No	Komponen	MASUK			
		Aliran<8>		Aliran<6>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,91008	1820,1673	0,000	0,000
2	Minyak	0,00364	7,2806	0,000	0,000
3	Karbohidrat	0,02059	41,1811	0,000	0,000
4	Protein	0,05354	107,0713	0,000	0,000
5	Lemak	0,00824	16,4725	0,000	0,000
6	Nitrogen	0,00068	1,3650	0,000	0,000
7	Fosfor	0,00016	0,3277	0,000	0,000
8	Potassium	0,00207	4,1319	0,000	0,000
9	Magnesium	0,00056	1,1194	0,000	0,000
10	Kalsium	0,00040	0,7992	0,000	0,000
11	Besi	0,00004	0,0847	0,000	0,000
12	Ca(OH) ₂	0,00000	0,0004	0,000	0,000
13	DAP	0,00000	0,0000	0,000	0,000
14	Urea	0,00000	0,0000	0,000	0,000
15	Slurry	0,00000	0,0000	1,000	150,847
16	NH ₄ OH	0,00000	0,0000	0,000	0,000
17	CO ₂	0,00000	0,0000	0,000	0,000
18	CH ₄	0,00000	0,0000	0,000	0,000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,00000	0,0000	0,000	0,000
20	H ₂ CO ₃	0,00000	0,0000	0,000	0,000
Total		1,00000	2000,0011	1,00000	150,847

Tabel A.4 Neraca Massa Tangki Starter (lanj.)

No	Komponen	MASUK			
		Aliran<5>		Aliran<4>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,000	0,000	0,000	0,000
2	Minyak	0,000	0,000	0,000	0,000
3	Karbohidrat	0,000	0,000	0,000	0,000
4	Protein	0,000	0,000	0,000	0,000
5	Lemak	0,000	0,000	0,000	0,000
6	Nitrogen	0,000	0,000	0,000	0,000
7	Fosfor	0,000	0,000	0,000	0,000
8	Potassium	0,000	0,000	0,000	0,000
9	Magnesium	0,000	0,000	0,000	0,000
10	Kalsium	0,000	0,000	0,000	0,000
11	Besi	0,000	0,000	0,000	0,000
12	Ca(OH) ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
13	DAP	1,000	24,708	0,000	0,000
14	Urea	0,000	0,000	1,000	82,360
15	Slurry	0,000	0,000	0,000	0,000
16	NH ₄ OH	0,000	0,000	0,000	0,000
17	CO ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
18	CH ₄	0,000	0,000	0,000	0,000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,000	0,000	0,000	0,000
20	H ₂ CO ₃	0,000	0,000	0,000	0,000
Total		1,000	24,708	1,000	82,360

Tabel A.4 Neraca Massa Tangki Starter (lanj.)

No	Komponen	BM	Reaksi			
			Konsumsi		Generasi	
			kmol	Massa(kg)	kmol	Massa(kg)
1	Air	18	7,758	139,636	0,000	0,000
2	Minyak	256	0,024	6,189	0,000	0,000
3	Karbohidrat	162	0,216	35,004	0,000	0,000
4	Protein	352	0,259	91,011	0,000	0,000
5	Lemak	786	0,018	14,002	0,000	0,000
6	Nitrogen		0,000	0,000	0,000	0,000
7	Fosfor		0,000	0,000	0,000	0,000
8	Potassium		0,000	0,000	0,000	0,000
9	Magnesium		0,000	0,000	0,000	0,000
10	Kalsium		0,000	0,000	0,000	0,000
11	Besi		0,000	0,000	0,000	0,000
12	Ca(OH) ₂		0,000	0,000	0,000	0,000
13	DAP	132	0,094	12,354	0,000	0,000
14	Urea	60	0,686	41,180	0,000	0,000
15	Slurry		0,000	0,000	0,000	0,000

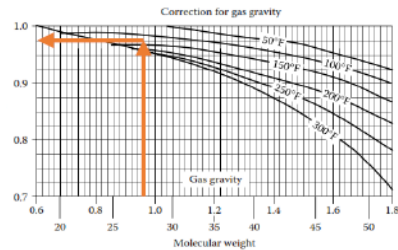
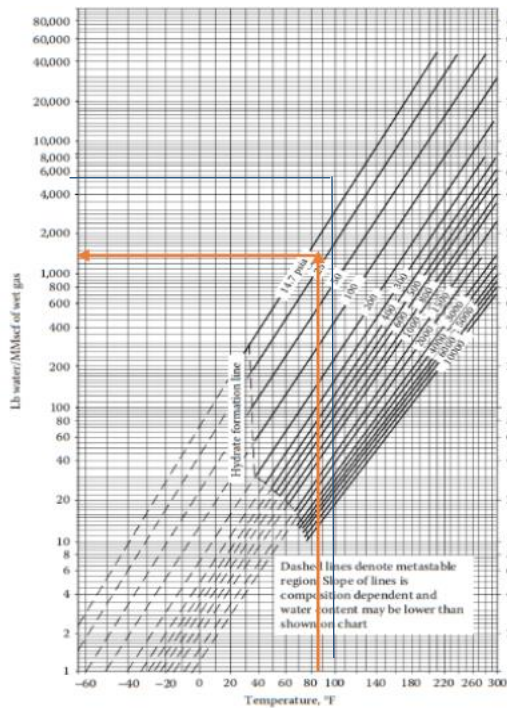
Tabel A.4 Neraca Massa Tangki Starter (lanj.)

No	Komponen	BM	Reaksi			
			Konsumsi		Generasi	
			kmol	Massa(kg)	kmol	Massa(kg)
16	NH ₄ OH	35	0,000	0,000	2,500	87,516
17	CO ₂	44	0,000	0,000	2,685	118,121
18	CH ₄	16	0,000	0,000	3,652	58,439
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	115	0,000	0,000	0,094	10,763
20	H ₂ CO ₃	62	0,000	0,000	1,034	64,121
Total				339,375		338,961

Menghitung Jumlah Air pada Biogas

Asumsi biogas dalam keadaan jenuh, maka jumlah air yang terkandung dapat dicari dengan menggunakan kurva dibawah ini :

P biogas pada gas holder adalah 1 bar = 14,50 psia pada 30 °C



Gambar A.2 Faktor Koreksi

Gambar A.1 Kadar Air dalam Gas

Dari grafik didapatkan kandungan air adalah 1500 lb/MMScf
 Densitas Biogas : 1,1 kg/m³ (Peiris, 2016)

ρ udara (30 °C) = 1,210 kg/m³ (tabel A.3-3 Transport Processes and Separation Process Principles)

Sehingga s.g Biogas adalah : = 0,9091

Dari grafik didapatkan faktor koreksi = 0,9700

Sehingga kadar air = 1455,0 lb/MMScf

Asumsi gas ideal, sehingga menggunakan persamaan :

$$P V = n R T$$

$$\begin{aligned}
 P &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} & \text{Mol CO}_2 &= 2,685 \text{ kmol} \\
 T &= 30 \text{ C} = 303,15 \text{ K} & \text{Mol CH}_4 &= 3,652 \text{ kmol} \\
 R &= 8314 \text{ m}^3 \text{ Pa/ kmol K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume CO}_2 &= 66,8 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume CH}_4 &= 90,852 \text{ m}^3 \\
 \text{Total volume} &= 157,6 \text{ m}^3 \\
 &= 0,0056 \text{ MMScf}
 \end{aligned}$$

Massa air dalam biogas

$$\text{Didapatkan kadar air dalam biogas} = 1455,0 \text{ lb/MMScf}$$

$$\text{Total volume} = 0,0056 \text{ MMScf}$$

$$\text{Massa air} = \text{Kadar air} \times \text{Total volume}$$

$$= 8,098360938 \text{ lb}$$

$$= 8,0984 \text{ lb} = 3,6733 \text{ kg}$$

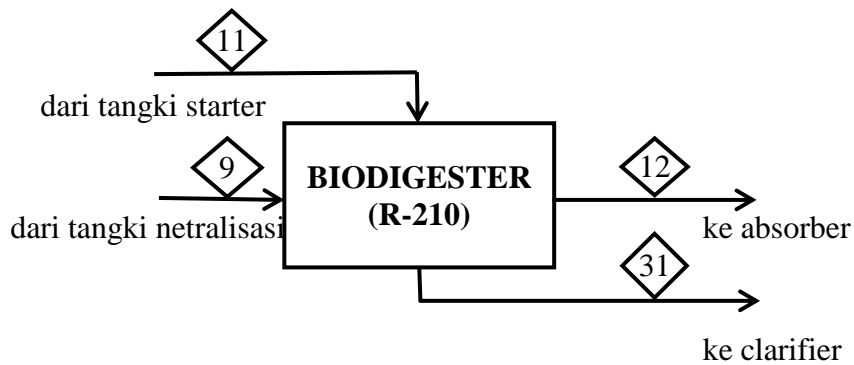
$$\text{Mol air} = \text{Massa air} / \text{BM}$$

$$= 0,204074 \text{ kmol}$$

Tabel A.4 Neraca Massa Tangki Starter (lanj.)

No	Komponen	KELUAR			
		Aliran<11>		Aliran<10>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,808	1676,858	0,020	3,673
2	Minyak	0,001	1,092	0,000	0,000
3	Karbohidrat	0,003	6,177	0,000	0,000
4	Protein	0,008	16,061	0,000	0,000
5	Lemak	0,001	2,471	0,000	0,000
6	Nitrogen	0,000	0,000	0,008	1,365
7	Fosfor	0,000	0,328	0,000	0,000
8	Potassium	0,002	4,132	0,000	0,000
9	Magnesium	0,001	1,119	0,000	0,000
10	Kalsium	0,000	0,799	0,000	0,000
11	Besi	0,000	0,085	0,000	0,000
12	Ca(OH) ₂	0,000	0,000	0,000	0,000
13	DAP	0,006	12,354	0,000	0,000
14	Urea	0,020	41,180	0,000	0,000
15	Slurry	0,073	150,847	0,000	0,000
16	NH ₄ OH	0,042	87,516	0,000	0,000
17	CO ₂	0,000	0,000	0,650	118,121
18	CH ₄	0,000	0,000	0,322	58,439
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,005	10,763	0,000	0,000
20	H ₂ CO ₃	0,031	64,121	0,000	0,000
Total		1,000	2075,904	1,000	181,599

4. Biodigester (R-210)

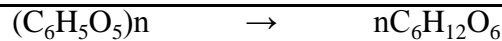


Tangki starter berfungsi sebagai pengkondisian awal proses pengilahan POME sebelum masuk ke reaktor. Saat masuk tangki starter, POME ditambahkan dengan kotoran sapi dan nutrisi-nutrisi yang dibutuhkan.

Tabel A.5 Kandungan organik POME

No	Komponen	Rumus Kimia	BM	Massa(kg)	kmol
1	Air	H ₂ O	18	27159,200	1508,8444
2	Minyak	C ₅₀ H ₉₀ O ₆	256	103,021	0,4024
3	Karbohidrat	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	162	582,713	3,5970
4	Protein	C ₁₆ H ₂₄ O ₅ N ₄	352	1515,059	4,3041
5	Lemak	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	786	233,085	0,2965

Reaksi Hidrolisis



Reaksi Asidogenesis

Glukosa = 20%

Konversi = 90%

	C ₆ H ₁₂ O ₆	+	2 H ₂ O	→	2 CH ₃ COOH	+	2 CO ₂	+	4 H ₂
m	0,7194								
r	0,6475		1,2949		1,2949		1,2949		2,5898
s	0,0719								

Glukosa = 65%

Konversi = 90%

	C ₆ H ₁₂ O ₆	→	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	+	2 CO ₂	+	2 H ₂
m	2,3380						
r	2,1042		2,1042		4,2085		4,2085
s	0,2338						

Glukosa = 15%

Konversi = 90%

	$C_6H_{12}O_6$	+	$2 H_2$	\rightarrow	$2 CH_3CH_2COOH$	+	$2 H_2O$
m	0,5395						
r	0,4856		0,9712		0,9712		0,9712
s	0,0540						

Reaksi Asitogenesis

Konversi = 90%

	CH_3CH_2COOH	+	$2 H_2O$	\rightarrow	CH_3COOH	+	CO_2	+	$3 H_2$
m	0,9712								
r	0,8741		1,7481		0,8741		0,8741		2,6222
s	0,0971								

Konversi = 90%

	$CH_3CH_2CH_2COOH$	+	$2 H_2O$	\rightarrow	$2 CH_3COOH$	+	$2 H_2$
m	2,1042						
r	1,8938		3,7876		3,7876		3,7876
s	0,2104						

Reaksi Metanogenesis

Konversi = 90%

	CH_3COOH	\rightarrow	CH_4	+	CO_2
m	5,9566				
r	5,3610		5,3610		5,3610
s	0,5957				

Konversi = 90%

	$4 H_2$	+	CO_2	\rightarrow	CH_4	+	$2 H_2O$
m	13,2082						
r	11,8873		2,9718		2,9718		5,9437
s	1,3208						

Selain reaksi pembentukan gas metana dari asam asetat dan hidrogen, didalam metanogen juga terjadi reaksi penguraian protein dan lemak sebagai berikut:

Protein

konversi 90%

	$C_{16}H_{24}O_5N_4$	+	$18.5H_2O$	\rightarrow	$8,25CH_4$	+	$3.75CO_2$	+	$4NH_4OH$	+	$4H_2CO_3$
m	4,3041										
r	3,8737		71,6640		31,9583		14,5265		15,4949		15,4949
s	0,4304										

Lemak

konversi 90%

	$C_{50}H_{90}O_6$	+	$24.5 H_2O$	\rightarrow	$34.75CH_4$	+	$15.25CO_2$
m	0,2965						
r	0,2669		6,5388		9,2745		4,0701
s	0,0297						

Minyak

konversi 90%

	$C_{16}H_{32}O_2$	+	$7H_2O$	\rightarrow	$11.5CH_4$	+	$4,5CO_2$
m	0,4024						
r	0,3622		2,5353		4,1651		1,6298
s	0,0402						

Urea

Urea yang tidak bereaksi di tangki starter akan bereaksi di reaktor

konversi 50%

	$CO(NH_2)_2$	+	$3H_2O$	\rightarrow	$2NH_4OH$	+	CO_2
m	0,6863						
r	0,3432		1,0295		0,6863		0,3432
s	0,3432						

DAP

DAP yang tidak bereaksi di tangki starter akan bereaksi di reaktor

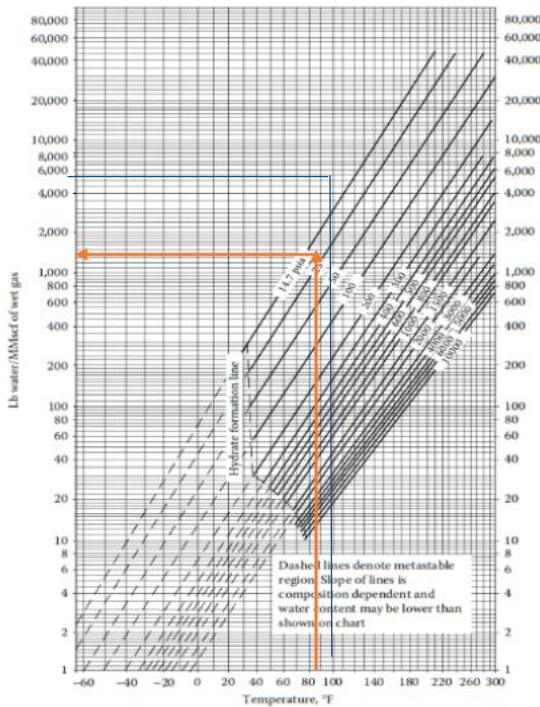
konversi 50%

	$(NH_4)_2HPO_4$	+	H_2O	\rightarrow	NH_4OH	+	$NH_4H_2PO_4$
m	0,0936						
r	0,0468		0,0468		0,0468		0,0468
s	0,0468						

Menghitung Jumlah Air pada Biogas

Asumsi biogas dalam keadaan jenuh, maka jumlah air yang terkandung dapat dicari dengan menggunakan kurva dibawah ini :

P biogas pada gas holder adalah 1 bar = 14,50 psia pada 30 °C



Gambar A.1 Kadar Air dalam Gas

Dari grafik didapatkan kandungan air adalah 1500 lb/MMScf
 Densitas Biogas : 1,1 kg/m³ (Peiris, 2016)

ρ udara (30 °C) = 1,210 kg/m³ (tabel A.3-3 Transport Processes and Separation Process Principles)

Sehingga s.g Biogas adalah : = 0,9091

Dari grafik didapatkan faktor koreksi = 0,9700

Sehingga kadar air = 1455,0 lb/MMScf

Asumsi gas ideal, sehingga menggunakan persamaan :

$$P V = n R T$$

$$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \quad \text{Mol CO}_2 = 29,336 \quad \text{kmol}$$

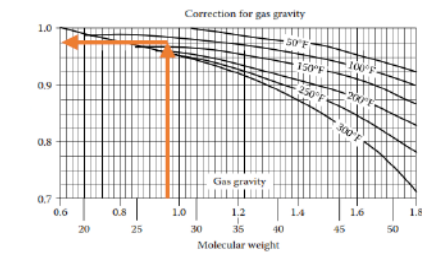
$$T = 30 \text{ C} = 303,15 \text{ K} \quad \text{Mol CH}_4 = 53,731 \quad \text{kmol}$$

$$R = 8314 \text{ m}^3 \text{ Pa/ kmol K}$$

$$\text{Volume CO}_2 = 729,717 \quad \text{m}^3$$

$$\text{Volume CH}_4 = 1336,513 \quad \text{m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Total volume} &= 2066,230 \quad \text{m}^3 \\ &= 0,073 \quad \text{MMScf} \end{aligned}$$



Gambar A.2 Faktor Koreksi

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \text{Kadar air} \times \text{Total volume} \\ &= 106,1547158 \text{ lb} \\ &= 106,15 \text{ lb} = 48,151 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.6 Neraca Massa Reaktor Side Entering

No	Komponen	MASUK			
		Aliran<9>		Aliran<11>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,9101	25482,3419	0,808	1676,858
2	Minyak	0,0036	101,9289	0,001	1,092
3	Karbohidrat	0,0206	576,5358	0,003	6,177
4	Protein	0,0535	1498,9983	0,008	16,061
5	Lemak	0,0082	230,6143	0,001	2,471
6	Nitrogen	0,0007	19,1104	0,000	0,000
7	Fosfor	0,0002	4,5877	0,000	0,328
8	Potassium	0,0021	57,8460	0,002	4,132
9	Magnesium	0,0006	15,6722	0,001	1,119
10	Kalsium	0,0004	11,1885	0,000	0,799
11	Besi	0,0000	1,1859	0,000	0,085
12	Ca(OH) ₂	0,0000	0,0051	0,000	0,000
13	DAP	0,0000	0,0000	0,006	12,354
14	Urea	0,0000	0,0000	0,020	41,180
15	Slurry	0,0000	0,0000	0,073	150,847
16	NH ₄ OH	0,0000	0,0000	0,042	87,516
17	CO ₂	0,0000	0,0000	0,000	0,000
18	CH ₄	0,0000	0,0000	0,000	0,000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,0000	0,0000	0,005	10,763
20	H ₂ CO ₃	0,0000	0,0000	0,031	64,121
21	H ₂	0,0000	0,0000	0,000	0,000
22	CH ₃ COOH	0,0000	0,0000	0,000	0,000
23	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	0,0000	0,0000	0,000	0,000
24	CH ₃ CH ₂ COOH	0,0000	0,0000	0,000	0,000
TOTAL		1,0000	28000,0150	1,000	2075,904

Tabel A.6 Neraca Massa Reaktor Side Entering (lanj.)

No	Komponen	BM	Reaksi			
			Konsumsi		Generasi	
			kmol	Massa(kg)	kmol	Massa(kg)
1	Air	18	88,645	1595,612	6,915	124,467
2	Minyak	256	0,362	92,719	0,000	0,000
3	Karbohidrat	162	3,237	524,442	0,000	0,000
4	Protein	352	3,874	1363,553	0,000	0,000
5	Lemak	786	0,267	209,777	0,000	0,000
6	Nitrogen		0,000	0,000	0,000	0,000
7	Fosfor		0,000	0,000	0,000	0,000
8	Potassium		0,000	0,000	0,000	0,000
9	Magnesium		0,000	0,000	0,000	0,000
10	Kalsium		0,000	0,000	0,000	0,000
11	Besi		0,000	0,000	0,000	0,000

Tabel A.6 Neraca Massa Reaktor Side Entering (lanj.)

No	Komponen	BM	Reaksi			
			Konsumsi		Generasi	
			kmol	Massa(kg)	kmol	Massa(kg)
12	Ca(OH) ₂		0,000	0,000	0,000	0,000
13	DAP	132	0,047	6,177	0,000	0,000
14	Urea	60	0,343	20,590	0,000	0,000
15	Slurry		0,000	0,000	0,000	0,000
16	NH ₄ OH	35	0,000	0,000	16,228	567,982
17	CO ₂	44	2,972	130,761	32,308	1421,552
18	CH ₄	16	0,000	0,000	53,731	859,690
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	115	0,000	0,000	0,047	5,381
20	H ₂ CO ₃	62	0,000	0,000	15,495	960,685
21	H ₂	2	12,859	25,717	13,208	26,416
22	CH ₃ COOH	60	5,361	321,658	5,957	357,397
23	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	88	1,894	166,656	2,104	185,173
24	CH ₃ CH ₂ COOH	74	0,874	64,681	0,971	71,868
TOTAL				4522,342		4580,613

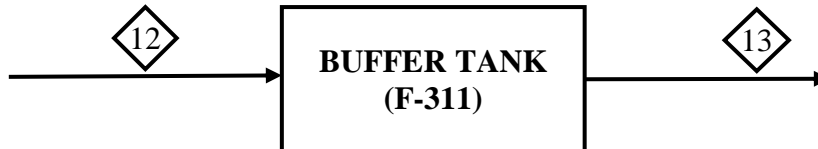
Tabel A.6 Neraca Massa Reaktor Side Entering (lanj.)

No	Komponen	KELUAR			
		Aliran<12>		Aliran<30>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,02170	48,1507	0,9185	25639,905
2	Minyak	0,00000	0,0000	0,0004	10,302
3	Karbohidrat	0,00000	0,0000	0,0021	58,271
4	Protein	0,00000	0,0000	0,0054	151,506
5	Lemak	0,00000	0,0000	0,0008	23,309
6	Nitrogen	0,00861	19,1104	0,0000	0,000
7	Fosfor	0,00000	0,0000	0,0002	4,915
8	Potassium	0,00000	0,0000	0,0022	61,978
9	Magnesium	0,00000	0,0000	0,0006	16,792
10	Kalsium	0,00000	0,0000	0,0004	11,988
11	Besi	0,00000	0,0000	0,0000	1,271
12	Ca(OH) ₂	0,00000	0,0000	0,0000	0,005
13	DAP	0,00000	0,0000	0,0002	6,177
14	Urea	0,00000	0,0000	0,0007	20,590
15	Slurry	0,00000	0,0000	0,0054	150,847
16	NH ₄ OH	0,00000	0,0000	0,0235	655,498
17	CO ₂	0,58185	1290,7914	0,0000	0,0000
18	CH ₄	0,38752	859,6905	0,0000	0,0000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,00000	0,0000	0,0006	16,144
20	H ₂ CO ₃	0,00000	0,0000	0,0367	1024,806
21	H ₂	0,00032	0,6993	0,0000	0,000
22	CH ₃ COOH	0,00000	0,0000	0,0013	35,740

Tabel A.6 Neraca Massa Reaktor Side Entering (lanj.)

No	Komponen	KELUAR			
		Aliran<12>		Aliran<30>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
23	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	0,00000	0,0000	0,0007	18,517
24	CH ₃ CH ₂ COOH	0,00000	0,0000	0,0003	7,187
TOTAL		1,00000	2218,4422	1,000	27915,748

5. Buffer Tank (F-311)



Buffer Tank digunakan untuk menampung sementara biogas sebelum masuk water scrubber

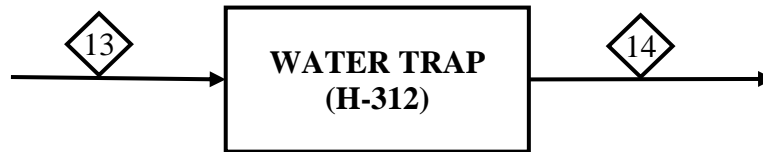
Tabel A.7 Neraca Massa Buffer Tank

No	Komponen	MASUK	
		Aliran<12>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,02170	48,1507
2	Nitrogen	0,00861	19,1104
3	CO ₂	0,58185	1290,7914
4	CH ₄	0,38752	859,6905
5	H ₂	0,00032	0,6993
TOTAL		1,00000	2218,4422

Tabel A.7 Neraca Massa Buffer Tank

No	Komponen	KELUAR	
		Aliran<13>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,02170	48,1507
2	Nitrogen	0,00861	19,1104
3	CO ₂	0,58185	1290,7914
4	CH ₄	0,38752	859,6905
5	H ₂	0,00032	0,6993
TOTAL		1,00000	2218,4422

6. Water Trap (H-312)



Water Trap digunakan untuk mengurangi kandungan air hingga 96,85%.

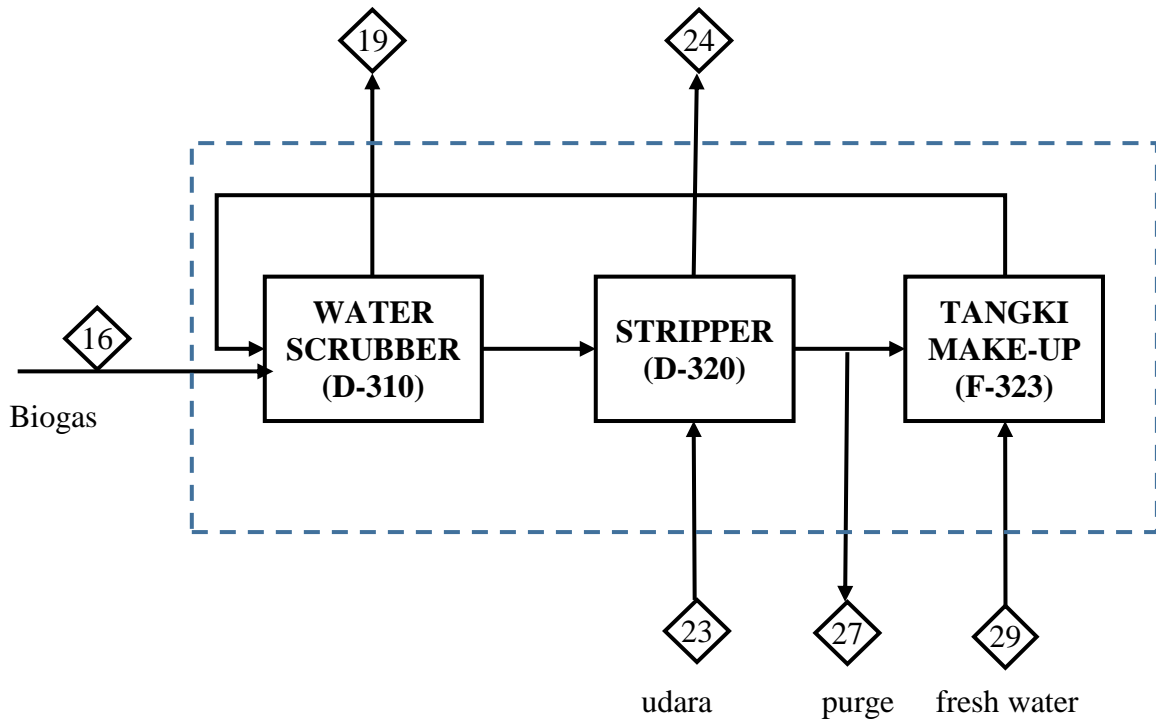
Tabel A.8 Neraca Massa Water Trap

No	Komponen	MASUK	
		Aliran<13>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,02170	48,1507
2	Nitrogen	0,00861	19,1104
3	CO ₂	0,58185	1290,7914
4	CH ₄	0,38752	859,6905
5	H ₂	0,00032	0,6993
TOTAL		1,00000	2218,4422

Tabel A.8 Neraca Massa Water Trap

No	Komponen	AKUMULASI		KELUAR	
				Aliran<14>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	1,00000	46,6340	0,00070	1,5167
2	Nitrogen	0,00000	0,0000	0,00880	19,1104
3	CO ₂	0,00000	0,0000	0,59434	1290,7914
4	CH ₄	0,00000	0,0000	0,39584	859,6905
5	H ₂	0,00000	0,0000	0,00032	0,6993
TOTAL		1,00000	46,6340	1,00000	2171,8082

7. Water Scrubber (D-310), CO₂ Stripper(D-320), Tangki Make Up (F-323)
ke tangki penyimpanan Ke blower CO₂



Pemurnian biogas dimulai dengan proses absorpsi ξ CO₂ dari aliran keluaran reaktor oleh a Air masuk ke dalam biodigester berasal dari tangki make up. Penggunaan water scrubber bertujuan mengika CO₂ yang terlarut dalam CH₄ Kemudian air yang telah mengika CO₂ ini akan masuk ke dala CO₂ stripper menggunakan udara untuk melepaskan CO₂ dari air. Air yang sudah bebas CO₂ sebagian akan dibuang melalui aliran purge, dan sebagian lainnya akan masuk lagi kedalam tangki make up.

Tabel A.9 Neraca Massa Overall Sistem Water Scrubber, Stripping, Tangki Make-U

No	Komponen	MASUK			
		Aliran<16>		Aliran<23>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,00070	1,5167	0,0000	0,000
2	Nitrogen	0,00880	19,1104	0,7670	1654,622
3	CO ₂	0,59434	1290,7914	0,0000	0,000
4	CH ₄	0,39584	859,6905	0,0000	0,000
5	H ₂	0,00032	0,6993	0,0000	0,000
6	Oksigen	0,00000	0,0000	0,2330	502,670
TOTAL		1,00000	2171,8082	1,0000	2157,292

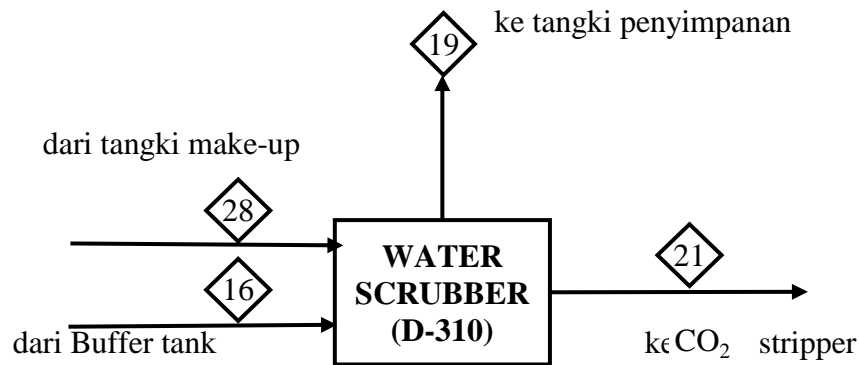
Tabel A.9 Neraca Massa Overall Sistem Water Scrubber, Stripping, Tangki Make-U

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran<29>		Aliran<24>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	1,00000	11859,5210	0,0283	94,724
2	Nitrogen	0,00000	0,0000	0,4980	1664,182
3	CO ₂	0,00000	0,0000	0,3232	1080,045
4	CH ₄	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
5	H ₂	0,00000	0,0000	0,0000	0,165
6	Oksigen	0,00000	0,0000	0,1504	502,670
TOTAL		1,00000	11859,5210	1,0000	3341,786

Tabel A.9 Neraca Massa Overall Sistem Water Scrubber, Stripping, Tangki Make-U

No	Komponen	KELUAR			
		Aliran<27>		Aliran<19>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,99028	11760,1739	0,0063	6,139
2	Nitrogen	0,00000	0,0000	0,0098	9,550
3	CO ₂	0,00972	115,4502	0,0981	95,296
4	CH ₄	0,00000	0,0000	0,8852	859,690
5	H ₂	0,00000	0,0000	0,0006	0,534
6	Oksigen	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
TOTAL		1,00000	11875,6240	1,0000	971,211

Water Scrubber (D-310)



Water scrubber digunakan sebagai proses purifikasi biogas dengan mengabsorpsi CO₂ menggunakan air. Proses ini akan menghasilkan biogas bebas CO₂. Selanjutnya, biogas yang sudah dipurifikasi akan dialirkan menuju dehidrasi

Aliran biogas dari biodigester <16>

No	Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi mol	kmol
1	H ₂ O	18	0,00070	1,5167	0,0010	0,0843
2	N ₂	28	0,00880	19,1104	0,0081	0,6825
3	CO ₂	44	0,59434	1290,7914	0,3485	29,3362
4	CH ₄	16	0,39584	859,6905	0,6383	53,7307
5	H ₂	2	0,00032	0,6993	0,0042	0,3496
Total			1,00000	2171,8082	1,0000	84,1832

$$\begin{aligned}
 V_{n+1} \text{ (aliran <16>)} &= 84,1832 \text{ kmol} \\
 Y_{n+1} \text{ (mol rasio CO}_2 \text{ dalam aliran <16>)} &= 0,3485 / (1 - 0,3485) = 0,534872 \\
 V' \text{ (massa campuran gas tanpa CO}_2 \text{)} &= 93,5779 \times (1 - 0,3444) = 54,84706 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

spesifikasi produk (biogas keluaran absorber) yang diinginkan

H ₂ O	0,60%	= 0,006
N ₂	0,60%	= 0,006
CO ₂	3,81%	= 0,0381
CH ₄	94,52%	= 0,9452
H ₂	0,47%	= 0,0047

$$\begin{aligned}
 y_1 &= 0,0381 \\
 Y_1 &= y_1 / (1 - y_1) \\
 &= 0,039609107 \\
 V_1 &= V / (1 - y_1) \\
 &= 57,0195 \\
 x_0 &= 0,0003 \quad \text{(asumsi)} \\
 X_0 &= x_0 / (1 - x_0) \\
 &= 0,00030009
 \end{aligned}$$

Tekanan uap murni CO_2 pada suhu operasi 32°C) = 72,9435 atm/mol frac

Kondisi operasi:

$$T = 32^\circ\text{C}$$

$$P = 10 \text{ atm}$$

Untuk mencari data kesetimbangan CO_2 didalam air:

$$y_a \times P = P_a^o \times x_a$$

$$x_a = \frac{y_a \times P}{P_a^o}$$

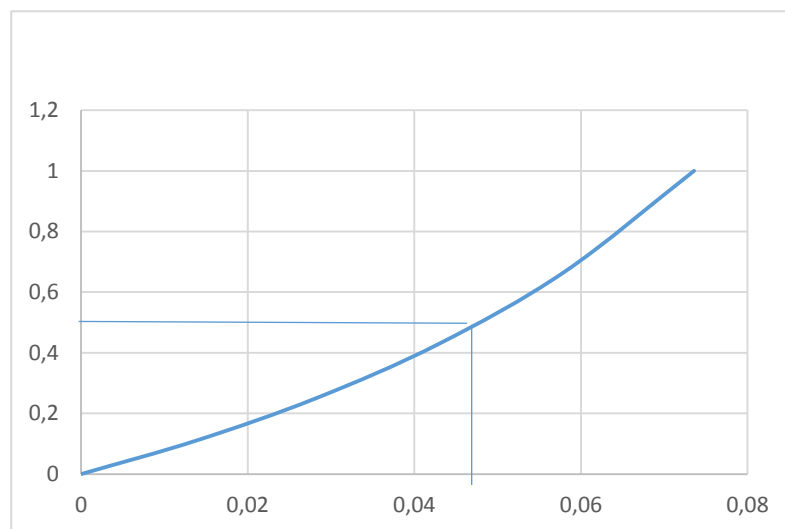
$$x_a = \frac{y_a \times 10 \text{ atm}}{72,944 \text{ atm}}$$

$$x_a = 0,137092 y_a$$

Tabel A.10 Kesetimbangan CO_2 dan H_2O

x	y	X	Y
0,0000	0	0,0000	0,000
0,0137	0,1	0,0139	0,111
0,0274	0,2	0,0282	0,250
0,0411	0,3	0,0429	0,429
0,0548	0,4	0,0580	0,667
0,0685	0,5	0,0736	1,000

Berdasarkan data Tabel A.9 diatas, dapat diplot grafik seperti dibawah ini:



Dari grafik diatas, didapatk: $X_{n \max} = 0,048$

$$\begin{aligned}
 L'_{\min} \text{ (Kebutuhan air minimum)} &= \frac{Y_{N+1} - Y_1}{X_{n \max} - X_o} \times V' \\
 &= \frac{0,5349 - 0,0396}{0,048 - 0,0003} \times 54,84706 \\
 &= 569,4712 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L' \text{ (Kebutuhan air murni)} &= 1,25 \times L'_{\min} \text{ (Kebutuhan air minimum)} \\
 &= 1,25 \times 569,471191 \\
 &= 711,838989 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

kebutuhan air masuk water scrubber <29>

$$L_o = \frac{L'}{1 - x_o} = \frac{711,838989}{1 - 0,0003} = 712,052605 \text{ kmol}$$

Flow rate menuju kolom stripper <21>

$$\begin{aligned}
 L_n &= L_o + V_{n+1} - V_1 \\
 &= 739,2163 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 x_n &= 1 - (L'/L_n) \\
 &= 0,037035627
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{maka, \% recovery} &= \frac{\text{CO}_2 \text{ yang terserap}}{\text{CO}_2 \text{ yang masuk}} \\
 &= 93\%
 \end{aligned}$$

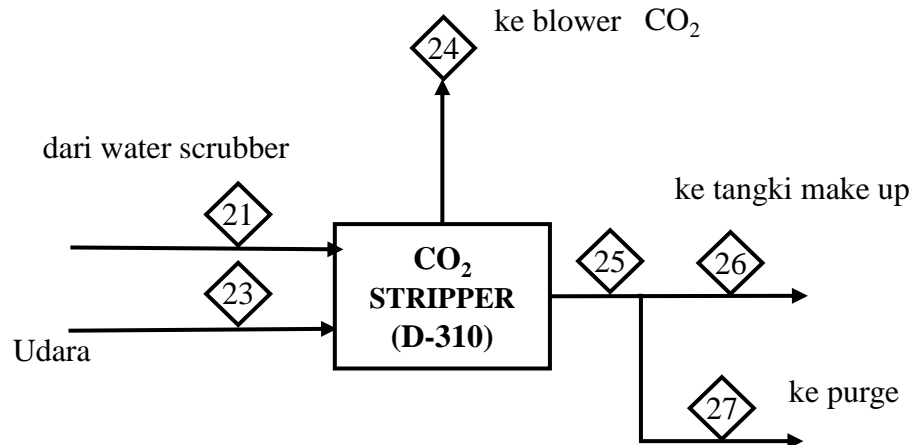
Tabel A.11 Neraca Massa Water Scrubber

No	Komponen	MASUK			
		Aliran<16>		Aliran<28>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,0007	1,5167	0,9993	12816,947
2	Nitrogen	0,0088	19,1104	0,0000	0,000
3	CO ₂	0,5943	1290,7914	0,0007	9,399
4	CH ₄	0,3958	859,6905	0,0000	0,000
5	H ₂	0,0003	0,6993	0,0000	0,000
6	Oksigen	0,0000	0,0000	0,0000	0,000
TOTAL		1,0000	2171,8082	1,000	12826,346

Tabel A.11 Neraca Massa Water Scrubber

No	Komponen	KELUAR					
		Aliran<19>				Aliran<21>	
		Frak. Mol	Mol	Frak. Massa	Massa	Frak. Massa	Massa
1	Air	0,006	0,3411	0,0063	6,1393	0,9134	12812,3243
2	Nitrogen	0,006	0,3411	0,0098	9,5501	0,0007	9,5603
3	CO ₂	0,0381	2,1658	0,0981	95,2963	0,0859	1204,8942
4	CH ₄	0,9452	53,7307	0,8852	859,6905	0,0000	0,0000
5	H ₂	0,0047	0,2672	0,0006	0,5344	0,0000	0,1649
6	Oksigen	0,000	0	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
TOTAL		1	56,846	1,0000	971,2106	1,0000	14026,9436

CO₂ Stripper (D-320)



CO₂ stripper digunakan untuk memisahkan CO₂ dan CH₄ dengan air dari water scrubber menggunakan udara. Udara yang digunakan adalah udara yang sudah dikompres. Air masuk stripper mengandung

No	Komponen	BM	Fraaksi mol	kmol	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	18	0,9624	711,7958	0,9134	12812,3243
2	Nitrogen	28	0,0005	0,3414	0,0007	9,5603
3	CO ₂	44	0,0370	27,3840	0,0859	1204,8942
4	CH ₄	16	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
5	H ₂	2	0,0001	0,0825	0,0000	0,1649
6	Oksigen	32	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
TOTAL			1,0000	739,6036	1,0000	14026,9436

Jumlah total larutan pada aliran <22> $L_o = 739,6036$ kmol

x_o (mol fraksi CO₂ dalam aliran <22>) = 0,0370

Jumlah kmol air murni aliran <22>, L' = $L_o \times (1 - x_c)$
 = 712,219684 kmol

$$X_o = \frac{x_o}{1 - x_o}$$

$$= \frac{0,0370}{1 - 0,0370}$$

$$= 0,03844875$$

mol ratio CO₂ yang keluar pada aliran <27>, $X_N = 0,004$ (asumsi)

$L_N = L' \times (1 - X_N) = 709,370805$ kmol

mol ratio CO₂ dalam udara pada aliran <24>, $Y_{N+1} = 0$

Tekanan uap murni CO₂ pada suhu operasi (32°C) = 72,944 atm/mol frac

Kondisi Operasi

T = 32 °C

P = 1 atm

Untuk mencari data kesetimbangan CO_2 didalam air:

$$y_a \times P = P_a^o \times x_a$$

$$x_a = \frac{y_a \times P}{P_a^o}$$

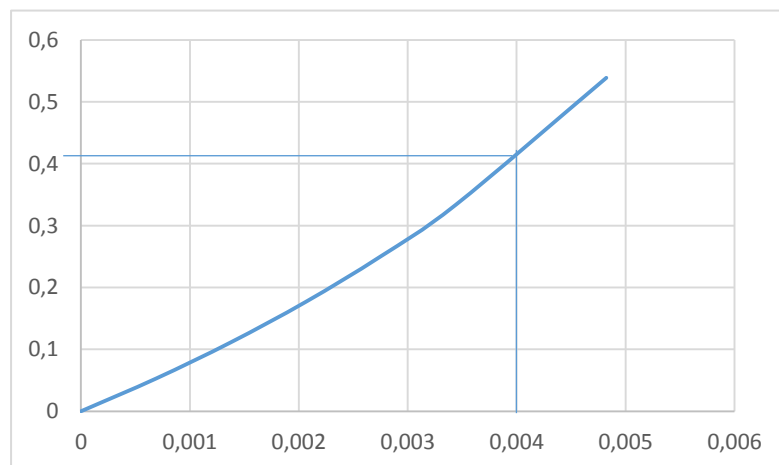
$$x_a = \frac{y_a \times 1 \text{ atm}}{72,944 \text{ atm}}$$

$$x_a = 0,013709 \quad y_a \text{ (persamaan kesetimbangan)}$$

Tabel A.12 Kesetimbangan CO_2 dan H_2O

x	y	X	Y
0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
0,0007	0,0503	0,0007	0,0530
0,0014	0,0999	0,0015	0,1110
0,0021	0,1503	0,0024	0,1768
0,0027	0,1999	0,0034	0,2498
0,0034	0,2502	0,0046	0,3337
0,0048	0,3501	0,0074	0,5388

Berdasarkan data pada Tabel A.11 diatas, diplot grafik dibawah ini



Dari grafik diatas didapat $Y_{1 \max} = 0,41$

$$\text{Kebutuhan udara minimum (V' mir)} = \frac{X_1 - X_N}{Y_{1 \max} - Y_{N+1}} \times L'$$

$$= \frac{0,038449 - 0,004}{0,41 - 0} \times 712,219684 \text{ kmol}$$

$$= 59,84165723$$

$$\text{Kebutuhan udara } V' = 1,25 \times V'_{\min}$$

$$= 1,25 \times 59,84165723$$

$$= 74,80207154$$

$$V_{N+1} = \frac{V'}{1 - y_{N+1}} = \frac{81,786}{1 - 0} = 74,80207154$$

$$V_1 = V_{N+1} + L_0 - L_N$$

$$= 105,035 \text{ kmol}$$

$$y_1 = 1 - (V/V_1)$$

$$= 0,2878$$

$$\text{maka, \% recovery} = \frac{\text{CO}_2 \text{ yang terserap}}{\text{CO}_2 \text{ yang masuk}}$$

$$= 90\%$$

Tabel A.13 Neraca Massa Stripper

No	Komponen	MASUK			
		Aliran<21>		Aliran<23>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,9134	12812,3243	0,0000	0,000
2	Nitrogen	0,0007	9,5603	0,7670	1654,622
3	CO ₂	0,0859	1204,8942	0,0000	0,000
4	CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,000
5	H ₂	0,0000	0,1649	0,0000	0,000
6	Oksigen	0,0000	0,0000	0,2330	502,670
TOTAL		1,0000	14026,9436	1,000	2157,292

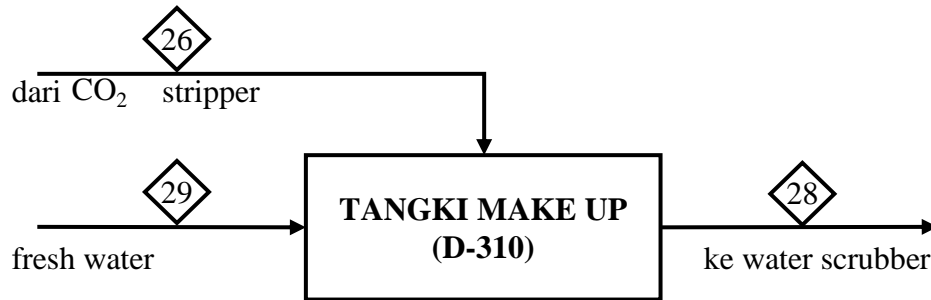
Tabel A.13 Neraca Massa Stripper

No	Komponen	KELUAR							
		Aliran<24>				Aliran<25>			
		Frak. Mol	Mol	Fr. Massa	Massa	Frak. Mol	Mol	Fr. Massa	Massa
1	Air	0,0501	5,2625	0,0283	94,72	0,9960	706,53	0,9903	12717,60
2	Nitrogen	0,5659	59,4351	0,4980	1664,18	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
3	CO ₂	0,2337	24,5465	0,3232	1080,04	0,0040	2,8375	0,0097	124,8493
4	CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,00	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
5	H ₂	0,0008	0,0825	0,0000	0,16	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
6	Oksigen	0,1496	15,7084	0,1504	502,67	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
TOTAL		1,0000	105,035	1,0000	3341,79	1,0000	709,37	1,0000	12842,45

Tabel A.13 Neraca Massa Stripper

No	Komponen	KELUAR			
		Aliran<26>		Aliran<27>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,9903	957,4259	0,9903	11760,174
2	Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000	0,000
3	CO ₂	0,0097	9,3991	0,0097	115,450
4	CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,000
5	H ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,000
6	Oksigen	0,0000	0,0000	0,0000	0,000
TOTAL		1,0000	966,8250	1,000	11875,624

Tangki Make Up (F-323)



Air yang dibuang dari keluaran stripper membuat air membutuhkan tambahan air (*make up*) yaitu berupa *fresh water* (tidak mengandung CO_2)

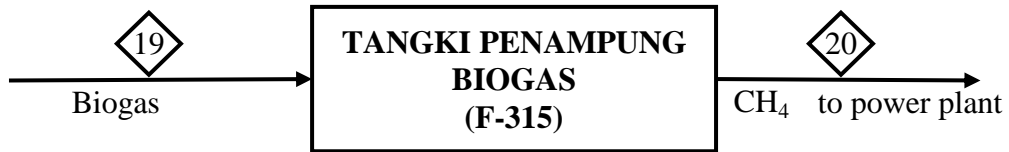
Tabel A.14 Neraca Massa Tangki Make Up

No	Komponen	MASUK			
		Aliran<26>		Aliran<29>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,9903	957,4259	1,0000	11859,521
2	CO_2	0,0097	9,3991	0,0000	0,000
TOTAL		1,0000	966,8250	1,000	11859,521

Tabel A.14 Neraca Tangki Make Up

No	Komponen	KELUAR	
		Aliran<28>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,9993	12816,9469
2	CO_2	0,0007	9,3991
TOTAL		1,0000	12826,3460

8. Tangki Penampung Biogas (F-315)

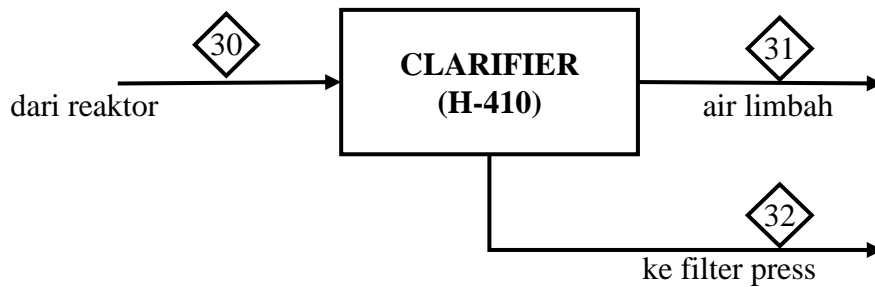


Berfungsi untuk menampung biogas sebelum didistribusikan menuju power plant.

Tabel A.15 Neraca Massa Tangki Penampung

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran<19>		Aliran<20>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,0063	6,1393	0,0063	6,139
2	Nitrogen	0,0098	9,5501	0,0098	9,550
3	CO ₂	0,0981	95,2963	0,0981	95,296
4	CH ₄	0,8852	859,6905	0,8852	859,690
5	H ₂	0,0006	0,5344	0,0006	0,534
TOTAL		1,0000	971,2106	1,0000	971,211

9. Clarifier (H-410)



Clarifier berfungsi untuk mengendapkan sludge yang terkandung dalam slurry dan memisahnya menjadi air limbah dan sludge yang selanjutnya menuju filter press untuk dipisahkan antara filtrat dan cake nya.

Asumsi:

Sludge yang keluar clarifier tidak mengandung inert inorganik (Sundstrom eq 6-7)

$$X \text{ (MLSS)} = X_{act} (1 + 0,1 K_d \theta_c) + \left(\frac{\theta_c}{\theta}\right) (X_{io} + X_{i1})$$

dimana

$$X_{act} = \frac{Y(S^0 - S)}{1 + K_d \theta_c} \left(\frac{\theta_c}{\theta}\right) \text{ (Sundstrom eq 6-12)}$$

S_0 = massa substrat masuk reaktor = 81129,2294 mg substrat/liter

S = massa substrat keluar reaktor = 8112,9229 mg substrat/liter

X_0 = massa bakteri masuk reaktor = 35600,0000 mg bakteri/liter

X = massa bakterikeluar reaktor = 40056,4254 mg bakteri/liter

dari table 6-4 Sundstrom didapatkan

Y = 0,291 mg MLVSS/mg bakter k_d = 0,000753

K_m = -3,11 mg/l θ_c = 18 hari = 432 jam

k_0 = 1E-04 jam⁻¹ θ = 18 hari = 432 jam

X_{io}^0 = massa inert organik = 2172,7235 kg inert/jam

= 2172723483 mg substrat/jam

= 77831,46149 mg substrat/liter

maka, X_{act} = 16032

X (MLVSS) = 94385 mg/liter

= 218,48 mg/liter.jam = 6099,1673 kg/jam

Tabel A.16 Neraca Massa Clarifier

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran<30>		Aliran<31>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,91847	25639,9045	0,9943	17854,789
2	Minyak	0,00037	10,3021	0,0000	0,000
3	Karbohidrat	0,00209	58,2713	0,0000	0,000
4	Protein	0,00543	151,5059	0,0000	0,000
5	Lemak	0,00083	23,3085	0,0000	0,000
6	Nitrogen	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
7	Fosfor	0,00018	4,9154	0,0003	4,915

Tabel A.16 Neraca Massa Clarifier (lanj.)

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran<30>		Aliran<31>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
8	Potassium	0,00222	61,9779	0,0035	61,978
9	Magnesium	0,00060	16,7916	0,0009	16,792
10	Kalsium	0,00043	11,9876	0,0007	11,988
11	Besi	0,00005	1,2707	0,0001	1,271
12	Ca(OH) ₂	0,00000	0,0055	0,0000	0,000
13	DAP	0,00022	6,1770	0,0003	6,177
14	Urea	0,00074	20,5900	0,0000	0,000
15	Slurry	0,00540	150,8475	0,0000	0,000
16	NH ₄ OH	0,02348	655,4982	0,0000	0,000
17	CO ₂	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
18	CH ₄	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,00058	16,1444	0,0000	0,000
20	H ₂ CO ₃	0,03671	1024,8063	0,0000	0,000
21	H ₂	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
22	CH ₃ COOH	0,00128	35,7397	0,0000	0,000
23	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	0,00066	18,5173	0,0000	0,000
24	CH ₃ CH ₂ COOH	0,00026	7,1868	0,0000	0,000
TOTAL		1,00000	27915,7482	1,000	17957,910

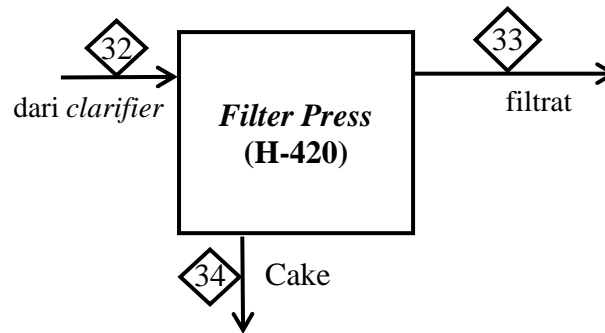
Tabel A.16 Neraca Massa Clarifier

No	Komponen	KELUAR	
		Aliran<32>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,78181	7785,1151
2	Minyak	0,00103	10,3021
3	Karbohidrat	0,00585	58,2713
4	Protein	0,01521	151,5059
5	Lemak	0,00234	23,3085
6	Nitrogen	0,00000	0,0000
7	Fosfor	0,00000	0,0000
8	Potassium	0,00000	0,0000
9	Magnesium	0,00000	0,0000
10	Kalsium	0,00000	0,0000
11	Besi	0,00000	0,0000
12	Ca(OH) ₂	0,00000	0,0055
13	DAP	0,00000	0,0000
14	Urea	0,00207	20,5900
15	Slurry	0,01515	150,8475
16	NH ₄ OH	0,06583	655,4982
17	CO ₂	0,00000	0,0000

Tabel A.16 Neraca Massa Clarifier

No	Komponen	KELUAR	
		Aliran<32>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)
18	CH ₄	0,00000	0,0000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,00162	16,1444
20	H ₂ CO ₃	0,10291	1024,8063
21	H ₂	0,00000	0,0000
22	CH ₃ COOH	0,00359	35,7397
23	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	0,00186	18,5173
24	CH ₃ CH ₂ COOH	0,00072	7,1868
TOTAL		1,00000	9957,8386

10. Filter Press (H-420)



Efisiensi *press f* = 90% (*Comparison of Filter Press and VPL/DE Filters*)
 Asumsi : Filtrat yang keluar dari filter press mampu mengelu 90% air yang dibawa dari aliran keluaran clarifier. Sementara, kadungan lainnya yang tetap terbawa 1%

Tabel A.17 Neraca Massa Filter Press

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran<32>		Aliran<33>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,78181	7785,1151	0,8154	7006,604
2	Minyak	0,00103	10,3021	0,0000	0,103
3	Karbohidrat	0,00585	58,2713	0,0001	0,583
4	Protein	0,01521	151,5059	0,0002	1,515
5	Lemak	0,00234	23,3085	0,0000	0,233
6	Nitrogen	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
7	Fosfor	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
8	Potassium	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
9	Magnesium	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
10	Kalsium	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
11	Besi	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
12	Ca(OH) ₂	0,00000	0,0055	0,0000	0,005
13	DAP	0,00000	0,0000	0,0000	0,000

Tabel A.17 Neraca Massa Filter Press (lanj.)

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran<32>		Aliran<33>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)	Fraksi Massa	Massa(kg)
14	Urea	0,00207	20,5900	0,0000	0,206
15	Slurry	0,01515	150,8475	0,0002	1,508
16	NH ₄ OH	0,06583	655,4982	0,0687	589,948
17	CO ₂	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
18	CH ₄	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,00162	16,1444	0,0017	14,530
20	H ₂ CO ₃	0,10291	1024,8063	0,1073	922,326
21	H ₂	0,00000	0,0000	0,0000	0,000
22	CH ₃ COOH	0,00359	35,7397	0,0037	32,166
23	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	0,00186	18,5173	0,0019	16,666
24	CH ₃ CH ₂ COOH	0,00072	7,1868	0,0008	6,468
TOTAL		1,00000	9957,8386	1,000	8592,860

Tabel A.17 Neraca Massa Filter Press

No	Komponen	KELUAR	
		Aliran<34>	
		Fraksi Massa	Massa(kg)
1	Air	0,57035	778,5115
2	Minyak	0,00747	10,1991
3	Karbohidrat	0,04226	57,6886
4	Protein	0,10989	149,9908
5	Lemak	0,01691	23,0754
6	Nitrogen	0,00000	0,0000
7	Fosfor	0,00000	0,0000
8	Potassium	0,00000	0,0000
9	Magnesium	0,00000	0,0000
10	Kalsium	0,00000	0,0000
11	Besi	0,00000	0,0000
12	Ca(OH) ₂	0,00000	0,0005
13	DAP	0,00000	0,0000
14	Urea	0,01493	20,3841
15	Slurry	0,10941	149,3390
16	NH ₄ OH	0,04802	65,5498
17	CO ₂	0,00000	0,0000
18	CH ₄	0,00000	0,0000
19	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,00118	1,6144
20	H ₂ CO ₃	0,07508	102,4806
21	H ₂	0,00000	0,0000
22	CH ₃ COOH	0,00262	3,5740
23	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	0,00136	1,8517
24	CH ₃ CH ₂ COOH	0,00053	0,7187
TOTAL		1,00000	1364,9784

ga
i.

ME

lan

rasuk
trisi

asuk

esis

er

ir.
lisini

p

p

p

er
lk ke

’)

ihkan
a

APPENDIKS B
PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Tabel B.1 Cp dan Heat of Formation (H_f)

No	Komponen	A	B	C	ΔH°_f (kJ/kmol)	Cp kJ/kmol.K	Ref
1	Air (l)	8,712	0,0013	-1,8E-07	-285830		1
2	Minyak		460,7		-215800	460,7	2
3	Karbohidrat		23,502		-1271000	23,502	3, 4
4	Protein	0	0	0	-1009700		2
5	Lemak	0	0	0	-2468000		5
6	Nitrogen (g)	27,196	0,0042	0	0		3
7	Fosfor (s)	65,772	0,456	0	0		3
8	Potassium (s)	21,924	0,0232	0	0		3
9	Magnesium (s)	45,438	0,005	-873200,8	0		3
10	Kalsium (s)	41,84	0,0203	-451872	0		3
11	Besi (s)	103,43	0,0671	-1771506	0		3
12	Ca(OH) ₂ (s)	89,538	0	0	-985667		3
13	DAP				-1172336	0	2
14	Urea				-239255	93,1	2
15	Slurry	0	0	0	0		-
16	NH ₄ OH (aq)	155,48	0	0	-366477		3
17	CO ₂ (g)	43,263	0,0115	-817972	-393510		3
18	CH ₄ (g)	22,343	0,0481	0	-74520		3
19	NH ₄ H ₂ PO ₄				-1145070	142,26	2
20	H ₂ CO ₃ (l)	8,712	0,0013	-1,8E-07	-699523		3
21	H ₂ (g)	27,698	0,0034	0	0		3
22	CH ₃ COOH (l)	139,64	-0,3208	0,000899	-486180		3
23	C ₄ H ₈ O ₂ (l)	237,7	-0,7464	0,001829	-533800		2, 3
24	C ₃ H ₆ O ₂ (l)	213,66	-0,7027	0,001661	-509200		3
25	Glukosa				-1273024	11,831	2, 3
26	O ₂ (g)	34,602	0,0011	-785336,8	0		3
27	Biomassa	0	0	0	0		-

Referensi :

1 Van Ness, 2005

4 Ponomarev, 196

2 Dean, 1999

5 Charbonet, 1947

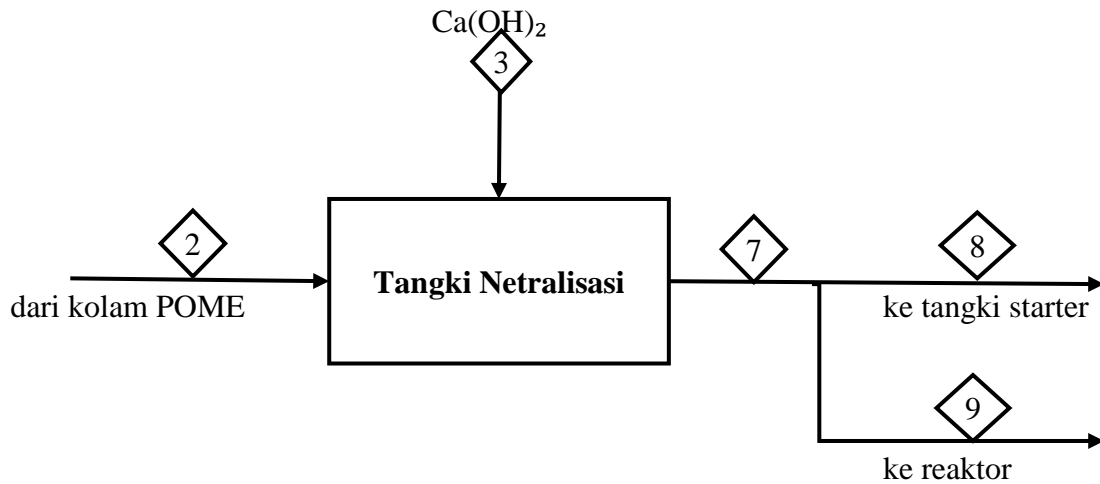
3 Perry, 2008

Keterangan :

$$C_p = (A + BT + CT^2) \times 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$C_p = (A + BT + CT^2) \times 8,314 \text{ kJ/kmol.K} \quad (\text{untuk (1), (22), (23), (24)})$$

1. Tangki Netralisasi



T_{reff}	=	25	°C	=	298,2	K
T_2	=	30	°C	=	303,2	K
T_3	=	30	°C	=	303,2	K
T_7 (suhu keluar)	=	30	°C	=	303,2	K

Contoh perhitungan $\Delta H(i)$ H_2O aliran masuk

$$\begin{aligned}
 \Delta H(i) &= \int_{T_{\text{reff}}}^T C_p dT \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \int_{T_{\text{reff}}}^T (A + BT + CT^2) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_T - \left[AT_{\text{reff}} + \frac{1}{2} B T_{\text{reff}}^2 + \frac{1}{3} C T_{\text{reff}}^3 \right] \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= A(T - T_{\text{reff}}) + \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{reff}}^3) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \left[8,712 (303 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (303^2 - 298^2) \right. \\
 &\quad \left. + \frac{1}{3} -1,8E-07 (303^3 - 298^3) \right] \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= 377,7289 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}}
 \end{aligned}$$

contoh perhitungan ΔH H_2O aliran masuk

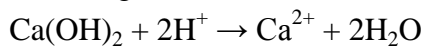
$$\begin{aligned}
 \Delta H &= \Delta H(i) \times \frac{\text{massa } H_2O}{\text{BM } H_2O} \\
 &= 377,7289 \times \frac{27302,5}{18} \\
 &= 572941,256 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran masuk

Tabel B.2 Neraca Energi Aliran Masuk Tangki Netralisasi

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{in}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<2>	Air	18	27302,4985	377,7289	572941,2562
	Minyak	256	109,2095	19151,2990	8169,9369
	Karbohidrat	162	617,7170	976,9944	3725,3455
	Protein	352	1606,0696	0,0000	0,0000
	Lemak	786	247,0868	0,0000	0,0000
	Nitrogen	28	20,4754	1182,8294	864,9604
	Fosfor	142	4,9154	8433,2593	291,9233
	Potassium	94	61,9779	1201,6064	792,2663
	Magnesium	40	16,7916	1549,8534	650,613027
	Kalsium	56	11,9876	1784,5532	382,010132
	Besi	160	1,2707	4323,5202	34,3356567
<3>	Ca(OH) ₂	74	0,0218	3722,0780	1,09859793
TOTAL					587853,7461

Perhitungan ΔH reaksi



$$H_f \text{Ca}^{2+} = -543000 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_f \text{H}^+ = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_R(i) &= \left(\sum \Delta H_f \text{ Produk} - \sum \Delta H_f \text{ Reaktan} \right) \\ &= (H_f \text{Ca}^{2+} + 2 \times H_f \text{H}_2\text{O}) - (2 \times H_f \text{H}^+ + H_f (\text{CaOH})_2) \\ &= (-543000 + 2 \times -285830) - (2 \times 0 + -985667) \\ &= -128993 \text{ kJ/ kmol Ca(OH)}_2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_R &= \Delta H(i) \times \text{mol Ca(OH)}_2 \\ &= -38,07321 \end{aligned}$$

Contoh perhitungan $\Delta H(i)$ H₂O aliran keluar

$$\begin{aligned} \Delta H(i) &= \int_{T_{\text{reff}}}^T C_{pd} T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \int_{T_{\text{reff}}}^T A + BT + C T^2 \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_{T_{\text{reff}}}^T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= A (T - T_{\text{reff}}) \cdot \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{reff}}^3) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
&= [8,712 (303 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (303^2 - 298^2) \\
&\quad + \frac{1}{3} -1,8E-07 (303^3 - 298^3)] \cdot 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
&= 377,7537 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}}
\end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran keluar

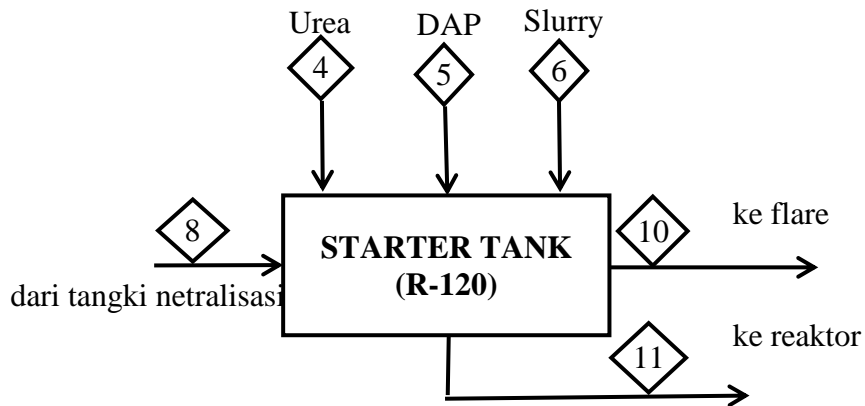
Tabel B.3 Neraca Energi Aliran Keluar Tangki Netralisasi

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kj/kmol)	
<7>	Air	18	27302,5091	377,7537	572979,1721
	Minyak	256	109,2095	19152,5585	8170,4743
	Karbohidrat	162	617,7170	977,0586	3725,5905
	Protein	352	1606,0696	0,0000	0,0000
	Lemak	786	247,0868	0,0000	0,0000
	Nitrogen	28	20,4754	1182,9073	865,0174
	Fosfor	142	4,9154	8433,8171	291,9426
	Potassium	94	61,9779	1201,6855	792,3186
	Magnesium	40	16,7916	1549,955769	650,6560
	Kalsium	56	11,9876	1784,670915	382,0353
	Besi	160	1,2707	4323,805875	34,3379
	Ca(OH) ₂	74	0,0055	3722,3228	0,2747
TOTAL					587891,8193

Dengan mengasumsikan pada proses netralisasi ini akumulasi sama dengan nol maka

$$\begin{aligned}
0 &= \Sigma \Delta H_{\text{in}} - \Sigma \Delta H_r - \Sigma \Delta H_{\text{out}} \\
\text{Energi masuk} &= \text{Energi keluar} \\
\Sigma \Delta H_{\text{in}} &= \Sigma \Delta H_r + \Sigma \Delta H_{\text{out}} \\
587853,7461 &= -38,073 + 587891,8193 \\
587853,7461 &= 587853,7461
\end{aligned}$$

2. Tangki Starter (R-120)



T reff	=	25	°C	=	298,15	K
T 8	=	30,00033	°C	=	303,1503	K
T 4	=	30	°C	=	303,15	K
T 5	=	30	°C	=	303,15	K
T 6	=	30	°C	=	303,15	K
T 10 (Trial suhu kelua	=	28,47694	°C	=	301,6269	K
T 11 (Trial suhu kelua	=	28,47694	°C	=	301,6269	K

Contoh perhitungan $\Delta H(i)$ H_2O aliran masuk

$$\begin{aligned}
 \Delta H(i) &= \int_{T_{\text{reff}}}^T C_p dT \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \int_{T_{\text{reff}}}^T (A + BT + CT^2) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_{T_{\text{reff}}}^T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= A(T - T_{\text{reff}}) + \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{reff}}^3) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \left[8,712 (303 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (303^2 - 298^2) \right. \\
 &\quad \left. + \frac{1}{3} -1,8E-07 (303^3 - 298^3) \right] \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= 377,7537 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}}
 \end{aligned}$$

contoh perhitungan ΔH_{H_2O} aliran masuk

$$\begin{aligned}\Delta H &= \Delta H(i) \times \frac{\text{massa } H_2O}{\text{BM } H_2O} \\ &= 377,7537 \times \frac{1820,167}{18} \\ &= 38198,6115 \text{ kJ}\end{aligned}$$

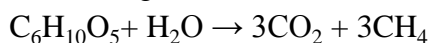
Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran masuk

Tabel B.4 Neraca Energi Aliran Masuk Tangki Starter

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{in}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<8>	Air	18	1820,1673	377,7537	38198,6115
	Minyak	256	7,2806	19152,5585	544,6983
	Karbohidrat	162	41,1811	977,0586	248,3727
	Protein	352	107,0713	0,0000	0,0000
	Lemak	786	16,4725	0,0000	0,0000
	Nitrogen	28	1,3650	1182,9073	57,6678
	Fosfor	142	0,3277	8433,8171	19,4628
	Potassium	94	4,1319	1201,6855	52,8212
	Magnesium	40	1,1194	1549,9558	43,3771
	Kalsium	56	0,7992	1784,6709	25,4690
	Besi	160	0,0847	4323,8059	2,2892
	Ca(OH) ₂	74	0,0004	3722,3228	0,0183
<5>	DAP	132	24,7080	0,0000	0,0000
<4>	Urea	60	82,3600	3870,1670	5312,4492
<6>	Slurry		150,8475	0,0000	0,0000
TOTAL					44505,2372

Perhitungan ΔH reaksi

Reaksi 1 (glukosa)



$$\begin{aligned}\Delta H_R(i) &= \left(\sum \Delta H_f \text{ Produk} - \sum \Delta H_f \text{ Reaktan} \right) \\ &= 152740 \text{ kJ/kmol } C_6H_{10}O_5 \\ \Delta H_R &= \Delta H(i) \times \text{mol } C_6H_{10}O_5 \\ &= 33003,1169 \text{ kJ}\end{aligned}$$

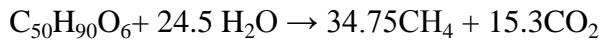
Reaksi 2 (protein)



$$\begin{aligned}\Delta H_R(i) &= \left(\sum \Delta H_f \text{ Produk} - \sum \Delta H_f \text{ Reaktan} \right) \\ &= -56897,5 \text{ kJ/kmol } C_{16}H_{24}O_5N_4\end{aligned}$$

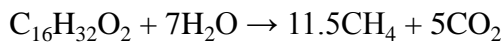
$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H(i) \times \text{mol } C_{16}H_{24}O_5N_4 \\ &= -14711,012 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Reaksi 3 (Lemak)



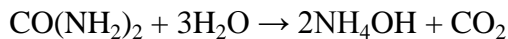
$$\begin{aligned}\Delta H_R(i) &= \left(\sum \Delta H_f \text{ Produk} - \sum \Delta H_f \text{ Reaktan} \right) \\ &= 880237,5 \text{ kJ/kmol } C_{50}H_{90}O_6 \\ \Delta H_R &= \Delta H(i) \times \text{mol } C_{50}H_{90}O_6 \\ &= 15680,3047 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Reaksi 4 (minyak)



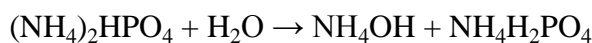
$$\begin{aligned}\Delta H_R(i) &= \left(\sum \Delta H_f \text{ Produk} - \sum \Delta H_f \text{ Reaktan} \right) \\ &= -411165 \text{ kJ/kmol } C_{16}H_{32}O_2 \\ \Delta H_R &= \Delta H(i) \times \text{mol } C_{16}H_{32}O_2 \\ &= -9939,4939 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Reaksi 5 (urea)



$$\begin{aligned}\Delta H_R(i) &= \left(\sum \Delta H_f \text{ Produk} - \sum \Delta H_f \text{ Reaktan} \right) \\ &= -29719 \text{ kJ/kmol } C_{16}H_{32}O_2 \\ \Delta H_R &= \Delta H(i) \times \text{mol } C_{16}H_{32}O_2 \\ &= -20397,14 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Reaksi 6 (DAP)



$$\begin{aligned}\Delta H_R(i) &= \left(\sum \Delta H_f \text{ Produk} - \sum \Delta H_f \text{ Reaktan} \right) \\ &= -53381 \text{ kJ/kmol } C_{16}H_{32}O_2 \\ \Delta H_R &= \Delta H(i) \times \text{mol } C_{16}H_{32}O_2 \\ &= -4995,9763 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Sigma \Delta H_r &= \Delta H_{r1} + \Delta H_{r2} + \Delta H_{r3} + \Delta H_{r4} + \Delta H_{r5} + \Delta H_{r6} \\ &= \mathbf{-1360,2014 \text{ kJ}}\end{aligned}$$

Contoh perhitungan $\Delta H(i)$ H₂O aliran keluar

$$\begin{aligned} \Delta H(i) &= \int_{T_{\text{reff}}}^T C_p dT \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \int_{T_{\text{reff}}}^T (A + BT + CT^2) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_{T_{\text{reff}}}^T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= A(T - T_{\text{reff}}) + \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{reff}}^3) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \left[8,712 (302 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (302^2 - 298^2) \right. \\ &\quad \left. + \frac{1}{3} -1,8E-07 (302^3 - 298^3) \right] \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= 262,6421 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \end{aligned}$$

contoh perhitungan ΔH H₂O aliran keluar

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H(i) \times \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\ &= 262,6421 \times \frac{1676,8581}{18} \\ &= 24467,4156 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran keluar

Tabel B.5 Neraca Energi Aliran Keluar Tangki Starter

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kj/kmol)	
<11>	Air	18	1676,8581	262,6421	24467,4156
	Minyak	256	1,0921	13317,5917	56,8128
	Karbohidrat	162	6,1772	679,3906	25,9056
	Protein	352	16,0607	0,0000	0,0000
	Lemak	786	2,4709	0,0000	0,0000
	Fosfor	142	0,3277	5854,3527	13,5102
	Potassium	94	4,1319	835,0720	36,7064
	Magnesium	40	1,1194	1076,2297	30,1194
	Kalsium	56	0,7992	1239,7821	17,6929
	Besi	160	0,0847	3002,1876	1,5895
	Ca(OH) ₂	74	0,0004	2588,2900	0,0127
	DAP	132	12,3540	0,0000	0,0000
	Urea	60	41,1800	2691,2693	1847,1079
	Slurry	0	150,8475	0,0000	0,0000
NH ₄ OH	35	87,5164	4494,6221	11238,6638	

Tabel B.5 Neraca Energi Aliran Keluar Tangki Starter (lanj.)

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kj/kmol)	
<11>	NH ₄ H ₂ PO ₄	115	10,7630	4112,3521	384,8788
	H ₂ CO ₃	62	64,1211	822,4338	850,5705
<10>	Air	18	3,6733	262,6421	53,5985
	Nitrogen	28	1,3650	822,4338	40,0944
	CO ₂	44	118,1211	1087,0556	2918,2770
	CH ₄	16	58,4393	1062,9789	3882,4827
TOTAL					45865,4386

Dengan mengasumsikan pada tangki starter ini akumulasi sama dengan nol maka

$$0 = \Sigma \Delta H_{in} - \Sigma \Delta H_r - \Sigma \Delta H_{out}$$

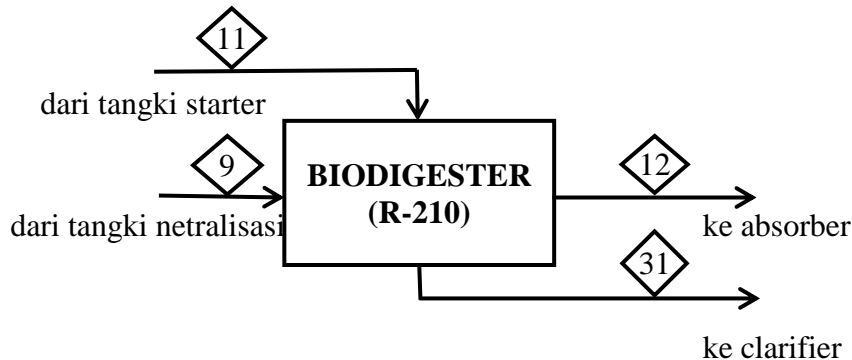
Energi masuk = Energi keluar

$$\Sigma \Delta H_{in} = \Sigma \Delta H_r + \Sigma \Delta H_{out}$$

$$44505,2372 = -1360,2 + 45865,4386$$

$$44505,2372 = 44505,2372$$

3. Biodigester (R-210)



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

$$T_{11} = 28,47694 \text{ } ^\circ\text{C} = 301,6269 \text{ K}$$

$$T_9 = 30,00033 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,1503 \text{ K}$$

$$T_{12} \text{ (Trial suhu keluar)} = 46,1407 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,2907 \text{ K}$$

$$T_{31} \text{ (Trial suhu keluar)} = 46,1407 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,2907 \text{ K}$$

Contoh perhitungan $\Delta H(i)$ H₂O aliran masuk

$$\begin{aligned} \Delta H(i) &= \int_{T_{reff}}^T C_{pd} T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \int_{T_{reff}}^T A + BT + CT^2 \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_{T_{reff}}^T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= A (T - T_{\text{reff}}) \cdot \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{reff}}^3) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
&= [8,712 (303 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (303^2 - 298^2) \\
&\quad + \frac{1}{3} -1,8E-07 (303^3 - 298^3)] \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
&= 377,7537 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}}
\end{aligned}$$

contoh perhitungan ΔH H_2O aliran masuk

$$\begin{aligned}
\Delta H &= \Delta H(i) \times \frac{\text{massa } \text{H}_2\text{O}}{\text{BM } \text{H}_2\text{O}} \\
&= 377,7537 \times \frac{25482,3}{18} \\
&= 534780,561 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran masuk

Tabel B.6 Neraca Energi Aliran Masuk Tangki Reaktor Side-Entering

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kj/kmol)	
<9>	Air	18	25482,3419	377,7537	534780,5606
	Minyak	256	101,9289	19152,5585	7625,7760
	Karbohidrat	162	576,5358	977,0586	3477,2178
	Protein	352	1498,9983	0,0000	0,0000
	Lemak	786	230,6143	0,0000	0,0000
	Nitrogen	28	19,1104	1182,9073	807,3495
	Fosfor	142	4,5877	8433,8171	272,4797
	Potassium	94	57,8460	1201,6855	739,4973
	Magnesium	40	15,6722	1549,9558	607,2789
	Kalsium	56	11,1885	1784,6709	356,5663
	Besi	160	1,1859	4323,8059	32,0487
	Ca(OH)_2	74	0,0051	3722,3228	0,2564
<11>	Air	18	1676,8581	262,6421	24467,4156
	Minyak	256	1,0921	13317,5917	56,8128
	Karbohidrat	162	6,1772	679,3906	25,9056
	Protein	352	16,0607	0,0000	0,0000
	Lemak	786	2,4709	0,0000	0,0000
	Fosfor	142	0,3277	5854,3527	13,5102
	Potassium	94	4,1319	835,0720	36,7064
	Magnesium	40	1,1194	1076,2297	30,1194
	Kalsium	56	0,7992	1239,7821	17,6929
	Besi	160	0,0847	3002,1876	1,5895
	Ca(OH)_2	74	0,0004	2588,2900	0,0127
	DAP	132	12,3540	0,0000	0,0000
	Urea	60	41,1800	2691,2693	1847,1079
Slurry	0	150,8475	0,0000	0,0000	

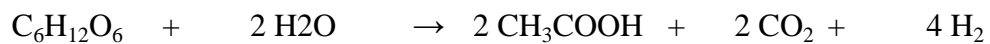
Tabel B.6 Neraca Energi Aliran Masuk Tangki Reaktor Side-Entering (lanj.)

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kj/kmol)	
<11>	NH ₄ OH	35	87,5164	4494,6221	11238,6638
	NH ₄ H ₂ PO ₄	115	10,7630	4112,3521	384,8788
	H ₂ CO ₃	62	64,1211	822,4338	850,5705
TOTAL					587670,0173

Perhitungan ΔH reaksi

Reaksi Asidogenesis

Reaksi 1



$$\Delta H_R(i) = \left(\sum \Delta H_f \text{ Produk} - \sum \Delta H_f \text{ Reaktan} \right)$$

$$= 83280 \text{ kj/kmol } C_6H_{12}O_6$$

$$\Delta H_R = \Delta H(i) \times \text{mol } C_6H_{12}O_6$$

$$= 53920,3754 \text{ kJ}$$

Reaksi 2



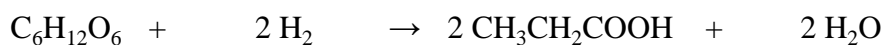
$$\Delta H_R(i) = \left(\sum \Delta H_f \text{ Produk} - \sum \Delta H_f \text{ Reaktan} \right)$$

$$= -49820 \text{ kj/kmol } C_6H_{12}O_6$$

$$\Delta H_R = \Delta H(i) \times \text{mol } C_6H_{12}O_6$$

$$= -104833,3 \text{ kJ}$$

Reaksi 3



$$\Delta H_R(i) = \left(\sum \Delta H_f \text{ Produk} - \sum \Delta H_f \text{ Reaktan} \right)$$

$$= -319060 \text{ kj/kmol } C_6H_{12}O_6$$

$$\Delta H_R = \Delta H(i) \times \text{mol } C_6H_{12}O_6$$

$$= -154933,67 \text{ kJ}$$

Reaksi Asitogenesis

Reaksi 4



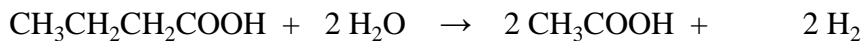
$$\Delta H_{\text{R}}(\text{i}) = \left(\sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Produk} - \sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Reaktan} \right)$$

$$= 201170 \text{ kJ/kmol CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}$$

$$\Delta H_{\text{R}} = \Delta H(\text{i}) \times \text{mol CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}$$

$$= 175836,559 \text{ kJ}$$

Reaksi 5



$$\Delta H_{\text{R}}(\text{i}) = \left(\sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Produk} - \sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Reaktan} \right)$$

$$= 133100 \text{ kJ/kmol CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH}$$

$$\Delta H_{\text{R}} = \Delta H(\text{i}) \times \text{mol CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH}$$

$$= 252067,072 \text{ kJ}$$

Reaksi Metanogenesis

Reaksi 6



$$\Delta H_{\text{R}}(\text{i}) = \left(\sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Produk} - \sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Reaktan} \right)$$

$$= 18150 \text{ kJ/kmol CH}_3\text{COOH}$$

$$\Delta H_{\text{R}} = \Delta H(\text{i}) \times \text{mol CH}_3\text{COOH}$$

$$= 97301,4152 \text{ kJ}$$

Reaksi 7



$$\Delta H_{\text{R}}(\text{i}) = \left(\sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Produk} - \sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Reaktan} \right)$$

$$= -252670 \text{ kJ/kmol C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$$

$$\Delta H_{\text{R}} = \Delta H(\text{i}) \times \text{mol C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$$

$$= -3003575,5 \text{ kJ}$$

Protein

Reaksi 8



$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{R}}(\text{i}) &= \left(\sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Produk} - \sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Reaktan} \right) \\ &= -56897,5 \text{ kJ/kmol } \text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 \\ \Delta H_{\text{R}} &= \Delta H(\text{i}) \times \text{mol } \text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 \\ &= -220405,58 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Lemak

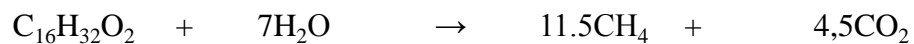
Reaksi 9



$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{R}}(\text{i}) &= \left(\sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Produk} - \sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Reaktan} \right) \\ &= 880237,5 \text{ kJ/kmol } \text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 \\ \Delta H_{\text{R}} &= \Delta H(\text{i}) \times \text{mol } \text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 \\ &= 234927,859 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Minyak

Reaksi 10



$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{R}}(\text{i}) &= \left(\sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Produk} - \sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Reaktan} \right) \\ &= -411165 \text{ kJ/kmol } \text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 \\ \Delta H_{\text{R}} &= \Delta H(\text{i}) \times \text{mol } \text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 \\ &= -148917,01 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Urea

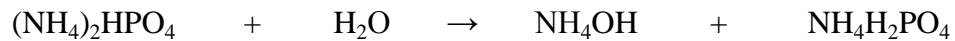
Reaksi 11



$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{R}}(\text{i}) &= \left(\sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Produk} - \sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Reaktan} \right) \\ &= -29719 \text{ kJ/kmol } \text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 \\ \Delta H_{\text{R}} &= \Delta H(\text{i}) \times \text{mol } \text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2 \\ &= -10198,57 \text{ kJ}\end{aligned}$$

DAP

Reaksi 12



$$\Delta H_{\text{R}}(\text{i}) = \left(\sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Produk} - \sum \Delta H_{\text{f}} \text{ Reaktan} \right)$$

$$= -53381 \text{ kJ/kmol } \text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$$

$$\Delta H_{\text{R}} = \Delta H(\text{i}) \times \text{mol } \text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$$

$$= -2497,9882 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta H_{\text{r}} &= \Delta H_{\text{r}1} + \Delta H_{\text{r}2} + \Delta H_{\text{r}3} + \Delta H_{\text{r}4} + \Delta H_{\text{r}5} + \Delta H_{\text{r}6} + \Delta H_{\text{r}7} + \Delta H_{\text{r}8} \\ &\quad + \Delta H_{\text{r}9} + \Delta H_{\text{r}10} + \Delta H_{\text{r}11} + \Delta H_{\text{r}12} \\ &= \mathbf{-2831308,305 \text{ kJ}} \end{aligned}$$

Contoh perhitungan $\Delta H(\text{i}) \text{ H}_2\text{O}$ aliran keluar

$$\begin{aligned} \Delta H(\text{i}) &= \int_{T_{\text{reff}}}^T \text{Cpd}dT \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \int_{T_{\text{reff}}}^T A + BT + CT^2 \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_{T_{\text{reff}}}^T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= A (T - T_{\text{reff}}) + \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{reff}}^3) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \left[8,712 (319 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (319^2 - 298^2) \right. \\ &\quad \left. + \frac{1}{3} -1,8\text{E-}07 (319^3 - 298^3) \right] \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= 1598,7776 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \end{aligned}$$

contoh perhitungan $\Delta H \text{ H}_2\text{O}$ aliran keluar

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H(\text{i}) \times \frac{\text{massa } \text{H}_2\text{O}}{\text{BM } \text{H}_2\text{O}} \\ &= 1598,7776 \times \frac{25639,90}{18} \\ &= 2277361,43 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran keluar

Tabel B.6 Neraca Energi Aliran Keluar Tangki Reaktor Side-Entering

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<31>	Air	18	25639,9045	1598,7776	2277361,4262
	Minyak	256	10,3021	80974,3559	3258,6157
	Karbohidrat	162	58,2713	4130,8680	1485,8707
	Protein	352	151,5059	0,0000	0,0000
	Lemak	786	23,3085	0,0000	0,0000
	Fosfor	142	4,9154	36303,8178	1256,6824
	Potassium	94	61,9779	5113,4975	3371,5301
	Magnesium	40	16,7916	6645,9392	2789,8991
	Kalsium	56	11,9876	7618,4850	1630,8499
	Besi	160	1,2707	18549,7872	147,3149
	Ca(OH) ₂	74	0,0055	15737,4636	1,1613
	DAP	132	6,1770	0,0000	0,0000
	Urea	60	20,5900	16363,6044	5615,4436
	Slurry	0	150,8475	0,0000	0,0000
	NH ₄ OH	35	655,4982	27328,4496	511821,4106
	NH ₄ H ₂ PO ₄	115	16,1444	25004,1499	3510,2417
	H ₂ CO ₃	62	1024,8063	1596,0645	26381,5637
	CH ₃ COOH	60	35,7397	22193,7653	13219,9864
CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	88	18,5173	31928,8981	6718,6108	
CH ₃ CH ₂ COOH	74	7,1868	27251,0098	2646,5862	
<12>	Air	18	48,1507	1598,7776	4276,7939
	Nitrogen	28	19,1104	5007,1023	3417,4122
	H ₂	2	0,6993	5052,2137	1766,3943
	CO ₂	44	1290,7914	6715,8135	197016,2309
	CH ₄	16	859,6905	6537,8748	351284,2988
TOTAL					3418978,3233

Dengan mengasumsikan pada biodigester ini akumulasi sama dengan nol maka

$$0 = \sum \Delta H_{in} - \sum \Delta H_r - \sum \Delta H_{out}$$

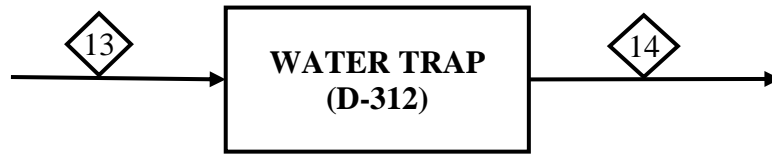
Energi masuk = Energi keluar

$$\sum \Delta H_{in} = \sum \Delta H_r + \sum \Delta H_{out}$$

$$587670,0173 = -3E+06 + 3418978,3233$$

$$587670,0173 = 587670,0179$$

4. Water Trap (D-312)



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

$$T_{13} = 46,1407 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,2907 \text{ K}$$

$$T_{14} \text{ (T suhu keluar)} = 46,29649 \text{ } ^\circ\text{C} = 319,4465 \text{ K}$$

Contoh perhitungan $\Delta H(i)$ H_2O aliran masuk

$$\begin{aligned} \Delta H(i) &= \int_{T_{\text{reff}}}^T C_p dT \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \int_{T_{\text{reff}}}^T (A + BT + CT^2) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_{T_{\text{reff}}}^T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= A(T - T_{\text{reff}}) + \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{reff}}^3) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \left[8,712 (319 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (319^2 - 298^2) \right. \\ &\quad \left. + \frac{1}{3} -1,8\text{E}-07 (319^3 - 298^3) \right] \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= 1598,7776 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \end{aligned}$$

contoh perhitungan ΔH H_2O aliran masuk

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H(i) \times \frac{\text{massa } \text{H}_2\text{O}}{\text{BM } \text{H}_2\text{O}} \\ &= 1598,7776 \times \frac{48,1507}{18} \\ &= 4276,79388 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran masuk

Tabel B.7 Neraca Energi Aliran Masuk Water Trap

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{in}
		(kg/kmol)		(kj/kmol)	
<13>	Air	18	48,1507	1598,7776	4276,7939
	Nitrogen	28	19,1104	5007,1023	3417,4122
	H ₂	2	0,6993	5052,2137	1766,3943
	CO ₂	44	1290,7914	6715,8135	197016,2309
	CH ₄	16	859,6905	6537,8748	351284,2988
TOTAL					557761,1301

Contoh perhitungan $\Delta H(i)$ H₂O aliran keluar

$$\begin{aligned}
 \Delta H(i) &= \int_{T_{reff}}^T C_p dT \times 8,314 \frac{Kj}{KmolK} \\
 &= \int_{T_{reff}}^T A + BT + C T^2 \times 8,314 \frac{Kj}{KmolK} \\
 &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_{T_{reff}}^T \times 8,314 \frac{Kj}{KmolK} \\
 &= A (T - T_{reff}) + \frac{1}{2} B (T^2 - T_{reff}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{reff}^3) \times 8,314 \frac{Kj}{KmolK} \\
 &= \left[8,712 (319 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (319^2 - 298^2) \right. \\
 &\quad \left. + \frac{1}{3} -1,8E-07 (319^3 - 298^3) \right] \times 8,314 \frac{Kj}{KmolK} \\
 &= 1610,5764 \frac{Kj}{KmolK}
 \end{aligned}$$

contoh perhitungan ΔH H₂O aliran keluar

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= \Delta H(i) \times \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\
 &= 1610,5764 \times \frac{1,5167}{18} \\
 &= 135,713213 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran keluar

Tabel B.8 Neraca Energi Aliran Keluar Water Trap

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<14>	Air	18	1,5167	1610,5764	135,7132
	Nitrogen	28	19,1104	5044,0603	3442,6365
	H ₂	2	0,6993	5089,4933	1779,4283
	CO ₂	44	1290,7914	6766,2065	198494,5685
	CH ₄	16	859,6905	6586,7200	353908,7835
TOTAL					557761,1301

Dengan mengasumsikan pada mixer ini akumulasi = 0 dan Q loss = 0, maka

$$0 = \Sigma \Delta H_{in} - \Sigma \Delta H_{out} - Q_{loss}$$

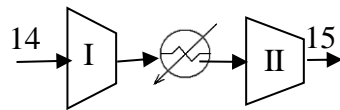
Energi masuk = Energi keluar

$$\Sigma \Delta H_{in} = \Sigma \Delta H_{out} + Q_{loss}$$

$$557761,1301 = 557761,1301 + 0$$

$$557761,1301 = 557761,1301$$

5. Kompresor (G-312)



$$T_{in} = 46 \text{ } ^\circ\text{C} = 319 \text{ K} = 115 \text{ F} = 575 \text{ R}$$

$$P_{in} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{out} = 10 \text{ atm} = 147 \text{ psia}$$

$$P_{drop} = 0,3 \text{ atm} = 5 \text{ psia (asumsi)}$$

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

$$R = 8,314 \text{ kJ/molK}$$

$$\tau_{14} = 1$$

Compression ratio

$$R_c = P_c / P_s$$

$$= 147 / 14,7$$

$$= 10$$

Karena $R_c > 5$ atau 6, hal ini mengindikasikan menjadi 2 stage

Compression ratio untuk tiap stage

$$R_i = \sqrt{10}$$

$$= 3,16$$

a. Fisrt stag (memungkinkan untuk penurunan tekanan satu-setengah oleh stage pertama)

$$P_1 = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_i = R_c \text{ tiap stage} \times P_1 + \text{Pressure drop}/2$$

$$= 3,16 \times 14,7 + 2,5$$

$$= 48,986 \text{ psia}$$

$$R_c = P_i / P_1$$

$$= 49 / 15$$

$$= 3,332$$

b. Second stage

$$P_i = R_c \text{ tiap stage} \times P_1 - \text{Pressure drop}/2$$

$$= 3,16 \times 14,7 - 2,5$$

$$= 43,985 \text{ psia}$$

$$P_{f2}' = 147 \text{ psia}$$

$$R_c = P_{f2}' / P_{i1}$$

$$= 147 / 43,99$$

$$= 3,342$$

Discharge temperature first stage

$$T_{i1} = T_1 \times R_c^{(k-1)/k} \quad (\text{k untuk natural gas} = 1,26)$$

$$= 575 \times 3,332^{(1,26-1)/1,26}$$

$$= 737,55 \text{ R}$$

$$= 277,55 \text{ F}$$

Dari figure 12-22 Ludwig vol III hal 430

Pada $R_c = 3,33$ dan $k = 1,26$

didapatkan $T_2/T_1 = 1,28$

sehingga $T_2 = 1,28 * T_1$

$$T_2 = 736,4 \text{ R}$$

$$T_2 = 276,4 \text{ F} = 408,94 \text{ K}$$

hal ini biasanya suhunya mendekati sesuai kebutuhan

Discharge temperature second stage

Sebelum masuk stage didinginkan dengan cooler hingga suhu $95 = 308 \text{ K}$

ini akan menjadi suhu masuk ke second stage cylinder

$$T_{f2} = T_{i1}' \times R_c^{(k-1)/k}$$

$$= 555 \times 3,342^{(1,26-1)/1,26}$$

$$= 712 \text{ R}$$

$$= 252 \text{ F}$$

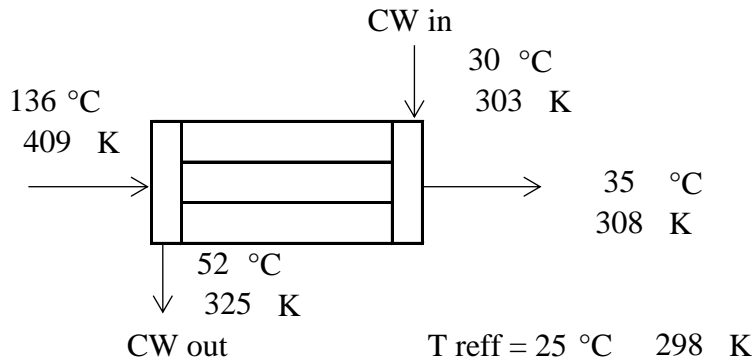
$$T_{15} = 122 \text{ } ^\circ\text{C} = 395 \text{ K}$$

$$\tau_{15} = 1$$

Tabel B.9 Neraca Energi Aliran Masuk kompresor

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{in}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<14>	Air	18	1,5167	1610,5764	135,7132
	Nitrogen	28	19,1104	5044,0603	3442,6365
	H ₂	2	0,6993	5089,4933	1779,4283
	CO ₂	44	1290,7914	6766,2065	198494,5685
	CH ₄	16	859,6905	6586,7200	353908,7835
TOTAL					557761,1301

Inlet Cooler



Tabel B.10 Neraca Energi Aliran Masuk Cooler

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{in}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
	Air	18	1,5167	8427,3670	710,1216
	Nitrogen	28	19,1104	26413,6715	18027,6730
	H ₂	2	0,6993	26617,2644	9306,1354
	CO ₂	44	1290,7914	37404,3331	1097299,7846
	CH ₄	16	859,6905	36250,0331	1947738,0401
TOTAL					3073081,7548

Tabel B.11 Neraca Energi Aliran Keluar Cooler

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
	Air	18	1,5167	755,7053	63,6786
	Nitrogen	28	19,1104	2366,5285	1615,1864
	H ₂	2	0,6993	2388,2354	834,9935
	CO ₂	44	1290,7914	3145,5866	92279,4558
	CH ₄	16	859,6905	3070,2709	164967,6656
TOTAL					259760,9798

Asumsi $Q_{\text{loss}} = 0\% Q_{\text{in}}$

$$\begin{aligned}
 0 &= \text{Energi masuk} - \text{Energi Keluar} - Q_{\text{loss}} \\
 0 &= (\sum \Delta H_{\text{in}} + H_{\text{CWin}}) - (\sum \Delta H_{\text{out}} + H_{\text{CWou}}) \\
 0 &= (3073081,7548 + m_{\text{air}} \times 377,728896) - (259760,9798 \\
 &\quad + m_{\text{air}} \times 2042,671555) \\
 0 &= 2813320,7750 + (-1664,942659 \times m_{\text{air}}) \\
 m_{\text{air}} &= 1689,74034 \text{ kmol} \\
 \text{massa air} &= 1689,7 \times 18 \\
 &= 30415,33 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

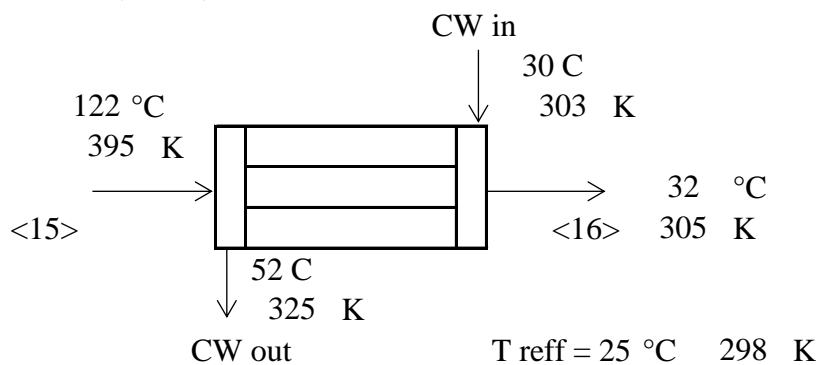
Tabel B.12 Neraca Energi Aliran Keluar kompresor

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<15>	Air	18	1,5167	7373,2547	621,2981
	Nitrogen	28	19,1104	23106,8846	15770,7481
	H ₂	2	0,6993	23289,5842	8142,6860
	CO ₂	44	1290,7914	32502,2261	953490,7524
	CH ₄	16	859,6905	31476,4323	1691249,3394
TOTAL					2669274,8240

Tabel B.13 Neraca Energi Kompresor

	Energi Masuk (kJ/h)	Energi Keluar (kJ/h)
H14	557761,1301	H15 2669274,82
$W_{\text{compressor}}$	2111513,6939	
TOTAL	2669274,824	TOTAL 2669274,82

6. Cooler (E-313)



Tabel B.14 Neraca Energi Aliran Masuk Cooler

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{in}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<15>	Air	18	1,5167	7373,2547	621,2981
	Nitrogen	28	19,1104	23106,8846	15770,7481
	H ₂	2	0,6993	23289,5842	8142,6860
	CO ₂	44	1290,7914	32502,2261	953490,7524
	CH ₄	16	859,6905	31476,4323	1691249,3394
TOTAL					2669274,8240

Tabel B.15 Neraca Energi Aliran Keluar Cooler

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<16>	Air	18	1,5167	513,7719	43,2924
	Nitrogen	28	19,1104	1608,8609	1098,0684
	H ₂	2	0,6993	1623,6935	567,6884
	CO ₂	44	1290,7914	2132,6801	62564,6605
	CH ₄	16	859,6905	2083,4318	111944,1555
TOTAL					176217,8651

Asumsi $Q_{loss} = 0\% Q_{in}$

$$0 = \text{Energi masuk} - \text{Energi Keluar} - Q_{loss}$$

$$0 = (\sum \Delta H_{in} + H_{CW_{in}}) - (\sum \Delta H_{out} + H_{CW_{out}})$$

$$0 = (2669274,8240 + m_{air} \times 377,728896) - (176217,8651$$

$$+ m_{air} \times 2042,671555)$$

$$0 = 2493056,9589 + (-1664,942659 \times m_{air})$$

$$m_{air} = 1497,38308 \text{ kmol}$$

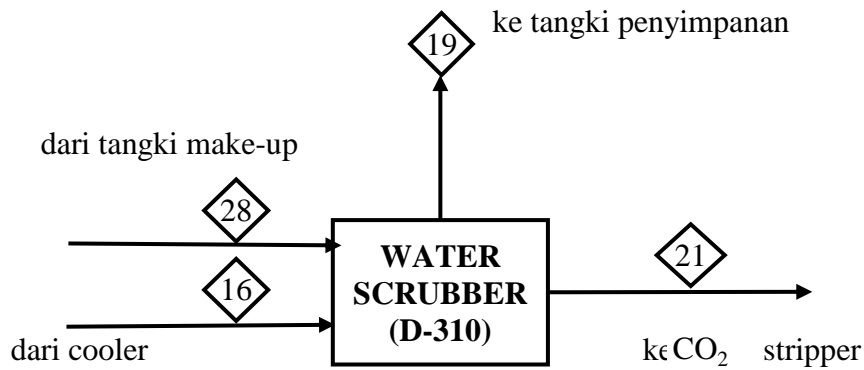
$$\text{massa air} = 1497,4 \times 18$$

$$= 26952,9 \text{ kg}$$

Tabel B.16 Neraca Energi Kompresor

Energi Masuk (kJ/h)		Energi Keluar (kJ/h)	
H15	2669274,82	H16	176217,8651
H _{CW in}	565604,855	H _{CW out}	3058661,814
TOTAL	3234879,68	TOTAL	3234879,68

7. Water Scrubber (D-310)



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

$$T_{16} = 31,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 304,95 \text{ K}$$

$$T_{28} = 32 \text{ } ^\circ\text{C} = 305,15 \text{ K}$$

$$T_{19} \text{ (Trial suhu keluar)} = 31,93483 \text{ } ^\circ\text{C} = 305,0848 \text{ K}$$

$$T_{21} \text{ (Trial suhu keluar)} = 31,93483 \text{ } ^\circ\text{C} = 305,0848 \text{ K}$$

Contoh perhitungan $\Delta H(i)$ H_2O aliran masuk

$$\begin{aligned} \Delta H(i) &= \int_{T_{\text{reff}}}^T C_p dT \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \int_{T_{\text{reff}}}^T (A + BT + CT^2) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_{T_{\text{reff}}}^T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= A (T - T_{\text{reff}}) + \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{reff}}^3) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= \left[8,712 (305 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (305^2 - 298^2) \right. \\ &\quad \left. + \frac{1}{3} -1,8\text{E-}07 (305^3 - 298^3) \right] \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\ &= 513,7719 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \end{aligned}$$

contoh perhitungan ΔH H_2O aliran masuk

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H(i) \times \frac{\text{massa } \text{H}_2\text{O}}{\text{BM } \text{H}_2\text{O}} \\ &= 513,7719 \times \frac{1,5167}{18} \\ &= 43,2923508 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran masuk dan keluar

Tabel B.16 Neraca Energi Aliran Masuk Water Scrubber

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{in}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<16>	Air	18	1,5167	513,7719	43,2924
	Nitrogen	28	19,1104	1608,8609	1098,0684
	H ₂	2	0,6993	1623,6935	567,6884
	CO ₂	44	1290,7914	2132,6801	62564,6605
	CH ₄	16	859,6905	2083,4318	111944,1555
<28>	Air	18	12816,9469	528,8898	376597,3461
	CO ₂	44	9,3991	2195,8159	469,0609
TOTAL					553284,2721

Tabel B.17 Neraca Energi Aliran Keluar Water Scrubber

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<19>	Air	18	6,1393	523,9636	178,7108
	Nitrogen	28	9,5501	1640,7775	559,6279
	H ₂	2	0,5344	1655,9011	442,4158
	CO ₂	44	95,2963	2175,2404	4711,1905
	CH ₄	16	859,6905	2124,9289	114173,8213
<21>	Air	18	12812,3243	523,9636	372955,0552
	Nitrogen	28	9,5603	1640,7775	560,2240
	H ₂	2	0,1649	1655,9011	136,5332
	CO ₂	44	1204,8942	2175,2404	59566,6933
TOTAL					553284,2721

Dengan mengasumsikan pada water scrubber ini akumulasi = 0 dan Q loss = 0, maka

$$0 = \Sigma \Delta H_{in} - \Sigma \Delta H_{out} - Q_{loss}$$

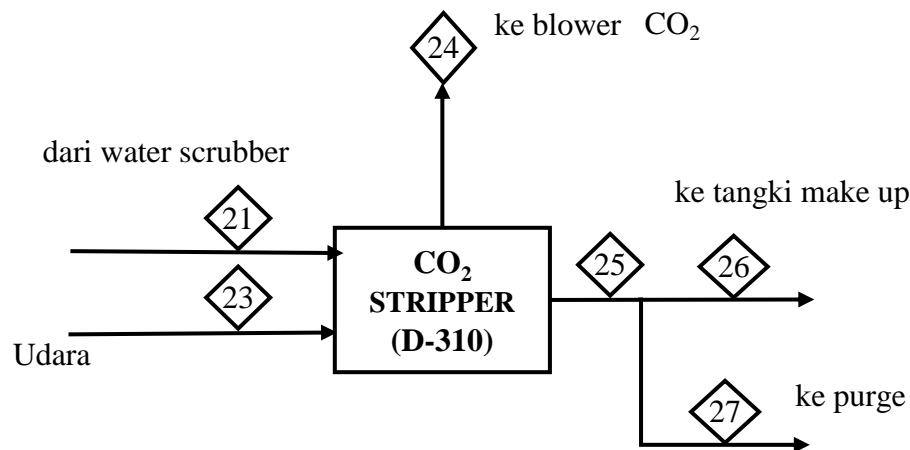
Energi masuk = Energi keluar

$$\Sigma \Delta H_{in} = \Sigma \Delta H_{out} + Q_{loss}$$

$$553284,2721 = 553284,2721 + 0$$

$$553284,2721 = 553284,2721$$

8. Stripper (D-320)



T_{reff}	=	25	°C	=	298,15	K
T_{21}	=	31,935	°C	=	305,0848	K
T_{23}	=	32	°C	=	305,15	K
T_{24} (Trial suhu keluar)	=	31,94904	°C	=	305,099	K
T_{25} (Trial suhu keluar)	=	31,94904	°C	=	305,099	K

Contoh perhitungan $\Delta H(i)$ H_2O aliran masuk

$$\begin{aligned}
 \Delta H(i) &= \int_{T_{\text{reff}}}^T C_p dT \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \int_{T_{\text{reff}}}^T (A + BT + CT^2) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_{T_{\text{reff}}}^T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= A (T - T_{\text{reff}}) + \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{reff}}^3) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \left[8,712 (305 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (305^2 - 298^2) \right. \\
 &\quad \left. + \frac{1}{3} -1,8E-07 (305^3 - 298^3) \right] \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= 523,9636 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}}
 \end{aligned}$$

contoh perhitungan ΔH H_2O aliran masuk

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= \Delta H(i) \times \frac{\text{massa } H_2O}{\text{BM } H_2O} \\
 &= 523,9636 \times \frac{12812,324}{18} \\
 &= 372955,055 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran masuk dan keluar

Tabel B.18 Neraca Energi Aliran Masuk Stripper

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{in}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<21>	Air	18	12812,3243	523,9636	372955,0552
	Nitrogen	28	9,5603	1640,7775	560,2240
	H ₂	2	0,1649	1655,9011	136,5332
	CO ₂	44	1204,8942	2175,2404	59566,6933
<23>	Nitrogen	28	1654,6218	1656,2047	97871,1593
	Oksigen	32	502,6699	1530,3383	24039,2194
TOTAL					555128,8844

Tabel B.19 Neraca Energi Aliran Keluar Stripper

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<24>	Air	18	94,7245	525,0380	2762,9976
	Nitrogen	28	1664,1821	1644,1424	97719,7268
	H ₂	2	0,1649	1659,2967	136,8132
	CO ₂	44	1080,0449	2179,7280	53504,6399
	Oksigen	32	502,6699	1519,1135	23862,8954
<25>	Air	18	12717,5998	525,0380	370956,8689
	CO ₂	44	124,8493	2179,7280	6184,9418
TOTAL					555128,8836

Dengan mengasumsikan pada proses stripper ini akumulasi = 0 dan Q loss = 0, maka

$$0 = \Sigma \Delta H_{in} - \Sigma \Delta H_{out} - Q \text{ loss}$$

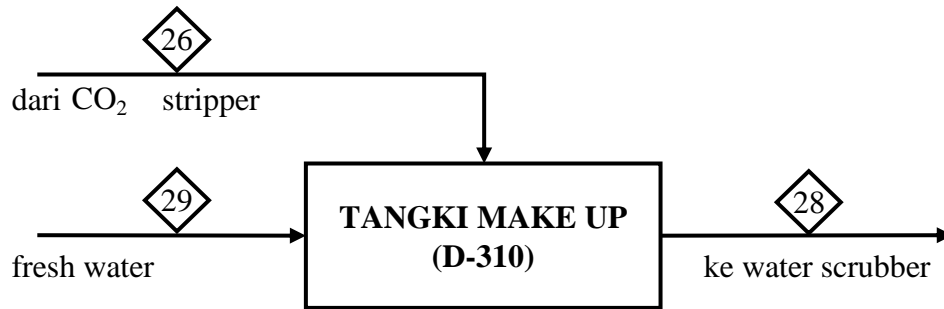
Energi masuk = Energi keluar

$$\Sigma \Delta H_{in} = \Sigma \Delta H_{out} + Q \text{ loss}$$

$$555128,8844 = 555128,8836 + 0$$

$$555128,8844 = 555128,8836$$

9. Tangki Make-up (F-323)



T _{reff}	=	25	°C	=	298,15	K
T ₂₉	=	32	°C	=	305,1542	K
T ₂₆	=	31,94904	°C	=	305,099	K
T ₂₈	=	32	°C	=	305,15	K

Contoh perhitungan $\Delta H(i)$ H₂O aliran masuk

$$\begin{aligned}
 \Delta H(i) &= \int_{T_{\text{reff}}}^T C_p dT \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \int_{T_{\text{reff}}}^T (A + BT + CT^2) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \left[AT + \frac{1}{2} B T^2 + \frac{1}{3} C T^3 \right]_{T_{\text{reff}}}^T \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= A (T - T_{\text{reff}}) + \frac{1}{2} B (T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{1}{3} C (T^3 - T_{\text{reff}}^3) \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= \left[8,712 (305 - 298) + \frac{1}{2} 0,0013 (305^2 - 298^2) \right. \\
 &\quad \left. + \frac{1}{3} -1,8E-07 (305^3 - 298^3) \right] \times 8,314 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}} \\
 &= 529,2060 \frac{\text{Kj}}{\text{KmolK}}
 \end{aligned}$$

contoh perhitungan ΔH H₂O aliran masuk

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= \Delta H(i) \times \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\
 &= 529,2060 \times \frac{11859,521}{18} \\
 &= 348673,836 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Perhitungan yang sama dilakukan untuk semua komponen aliran masuk dan keluar

Tabel B.20 Neraca Energi Aliran Masuk Tangki Make-Up

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{in}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<29>	Air	18	11859,5210	529,2060	348673,8364
<26>	Air	18	957,4259	525,0380	27926,9462
	CO ₂	44	9,3991	2179,7280	465,6243
TOTAL					377066,4070

Tabel B.21 Neraca Energi Aliran Keluar Tangki Make-Up

Aliran	Komponen	BM	Massa	$\Delta H(i)$	ΔH_{out}
		(kg/kmol)		(kJ/kmol)	
<28>	Air	18	12816,9469	528,8898	376597,3461
	CO ₂	44	9,3991	2195,8159	469,0609
TOTAL					377066,4070

Dengan mengasumsikan pada proses stripper ini akumulasi = 0 dan Q loss = 0, maka

$$0 = \Sigma \Delta H_{in} - \Sigma \Delta H_{out} - Q \text{ loss}$$

Energi masuk = Energi keluar

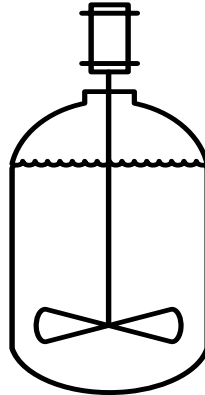
$$\Sigma \Delta H_{in} = \Sigma \Delta H_{out} + Q \text{ loss}$$

$$377066,4070 = 377066,4070 + 0$$

$$377066,4070 = 377066,4070$$

APPENDIKS C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Netralisasi (R-110)



Fungsi	= Menetralkan pH POME dengan penambahan $\text{Ca}(\text{OH})_2$
Poperasi	= 1 atm = 14,696 psi
Toperasi	= 30 °C = 303 K
Rate massa POME	= 30000 kg/jam = 66150 lb/jam
ρ POME	= 1014 kg/m ³ = 63,3037832 lb/ft ³
Rate massa $\text{Ca}(\text{OH})_2$	= 0,02730204 kg/jam = 0,06020099 lb/jam
ρ $\text{Ca}(\text{OH})_2$	= 1240 kg/m ³ = 77,4129105 lb/ft ³
Jadi,	
Rate massa liquid total	= 30000,0273 kg/jam = 66150,0602 lb/jam
ρ Campuran	= 1014,000034 kg/m ³ = 63,3037854 lb/ft ³
Viskositas (μ)	= 0,8007 cp
	= 0,00053805 lbm/ft.s

Ditetapkan :

- Waktu tinggal = 30 menit = 0,5 jam
- Volume liquid = 75% volume tangki (kusnarjo, 2010, Hal 6)
- Jumlah tangki = 1 unit
- Tutup atas dan bawah berbentuk *standard dish head*
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E = 0,85)
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* (f = 12650)
- Faktor korosi = 1/8 in (Brownell, 1959, Tabel 13.1 Hal 251)
- Ls = 1,5 ID (kusnarjo, 2010, Hal 7)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ liquid} \\
 &= \frac{66150 \text{ lb/jam}}{63,30378 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1045 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\
 &= \frac{1045 \text{ ft}^3/\text{jam}}{1} \\
 &= 1045 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 1045 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\
 &= 522 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{75\%} \times 522,48 \text{ ft}^3 = 696,64 \text{ ft}^3$$

*** Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana**

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \text{volume tutup atas} + \text{volume shell} + \text{volume tutup bawah} \\
 &= 0,0847 D^3 + (\pi/4)D^2L + 0,0847 D^3 \\
 &= 0,0847 \times 2 + (\pi/4)D^2L \quad 1,5 D \\
 696,64 &= 1,347 D^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter (ID)} = 8,026886 \text{ ft} = 96,644 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Liquid (HL)} &= \frac{\text{Volume liquid}}{(\pi/4)D^2L} \\
 &= \frac{522,4806213}{0,25 \times 3,14 \times 64,431} \\
 &= 10,33 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan Hidrostatik (P}_h\text{)} &= \rho \times (\text{g/gc}) \times H_L / 144 \\
 &= \frac{63 \times 10,33}{144}
 \end{aligned}$$

$$\text{P}_{\text{hidrostatik}} = 4,5412 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 \text{P}_{\text{total}} &= \text{P}_{\text{hidrostatik}} + \text{P}_{\text{operasi}} \\
 &= 4,54123 + 14,7 \\
 &= 19,241 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Pada umumnya $P_{\text{design}} = 1 - 1,2 P_{\text{total}}$

$$\begin{aligned}
 \text{Diambil } P_{\text{design}} &= 1,05 \times P_{\text{total}} \\
 &= 20,203 \text{ psi} = 1,3747 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint* $E = 0,85$ (Brownell, 1959, Tabel (13-2), Hal 254)

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P} + c$$

$$= \frac{20,20329136 \times 48,32185531}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 20,203} + 1/8$$

$$= 0,2159 \text{ in} = \frac{3,5}{16} \text{ in}$$

Standarisasi tebal bejana : 1/4 in (Brownell, 1959, Tabel (5-7), Hal 89)

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_s = 97,076 \text{ in} = 8,0896 \text{ ft}$$

Berdasarkan standarisasi (tabel 5,7 Brownell & Young), maka :

$$\text{OD}_{\text{standar}} = 102 \text{ in} = 8,5 \text{ ft}$$

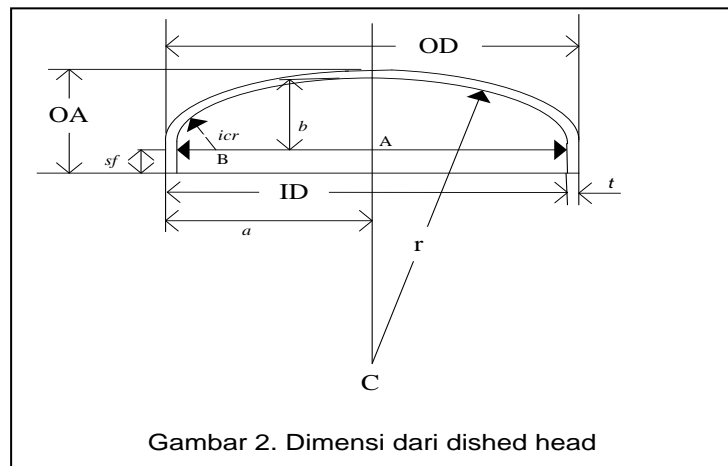
$$\text{ID} = \text{OD} - 2 t_s \text{ in}$$

$$= 101 \frac{4}{7} \text{ in} = 8,464 \text{ ft}$$

$$\text{Ls} = 1,5 \text{ ID}$$

$$= 152,3523 \text{ in} = 12,696 \text{ ft}$$

*** Menghitung tebal dan tinggi tutup atas**



$$r_c = \frac{d_o}{2} = 102 \text{ in}$$

(Brownell, 1959, Persamaan (13-12), Hal 258)

$$\frac{t_{ha}}{t_{hb}} = \frac{0,885 \times P_d r_c}{f E - 0,1 P_d} + c$$

$$= \frac{0,885 \times 20,20329 \times 102}{12650 \times 0,85 - 0,1 \times 20,203} + 1/8$$

$$= 0,2946 \text{ in} = \frac{4,7}{16} \text{ in}$$

Standarisasi tebal tutup : 1/3 in (Brownell, 1959, Tabel (5-7), Hal 89)

$$\text{icr} = 6\% r_c = 6,12 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r_c - \text{icr} = 102 - 6,1 = 95,88 \text{ in} = 7,99 \text{ ft}$$

$$\text{AB} = r_i - \text{icr} = 51 - 6,1 = 44,88 \text{ in} = 3,74 \text{ ft}$$

Tinggi head :

$$b = r_c - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 102 - (96^2 - 45^2)^{0,5}$$

$$= 17,27244 \text{ in} = 1,4394 \text{ ft}$$

$$sf = 3 \text{ in} =$$

$$\text{OA} = t_{ha} + b + sf = 1/3 + 17,272 + 3$$

$$\begin{aligned} &= 20 \frac{3}{5} \text{ in} = 1,7154 \text{ ft} \\ \text{Tinggi total tangki} &= L_s + 2 \times \text{OA} \\ &= 16,127 \text{ ft} \end{aligned}$$

*** Perhitungan Diameter Nozzle Aliran Utama**

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik (Q}_f\text{)} &= 1044,96124 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,29026701 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} && (\text{Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, P.496}) \\ &= 3,9 \times 0,2903^{0,45} \times 63,304^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,573138 \times 1,7147 \\ &= 3,832741 \text{ inch} \\ &= 9,735161 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan :

Pipa 4 in sch 80

(Geankoplis, 2003, Appendiks A.5 Hal 996)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4,5 \text{ inch} = 0,375 \text{ ft} = 0,1143 \text{ m} \\ \text{ID} &= 3,826 \text{ inch} = 0,3188 \text{ ft} = 0,0972 \text{ m} \\ \text{A} &= 0,0799 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= Q/A \\ &= \frac{0,29026701}{0,07987155} \\ &= 3,634173 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{63,304 \times 0,318833 \times 3,6342}{0,000538046} \\ &= 136326,389 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar
sehingga diameter nozzle = 4,5 in

*** Perhitungan Diameter Nozzle Ca(OH)₂**

Diameter Nozzle Ca(OH)₂ ditentukan berdasarkan lebar *belt Conveyor yang digunakan*
maka :

$$\text{Diameter Nozzle Ca(OH)}_2 = 14,00 \text{ in}$$

*** Perhitungan Diameter Nozzle Aliran Keluar**

$$\begin{aligned} \text{Rate massa aliran keluar} &= 30000,02 \text{ kg/jam} = 66138,7141 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas liquid} &= 63,30379 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate Volumetrik (Q}_f\text{)} &= 1044,961 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$= 0,290267 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13} && (\text{Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, P.496}) \\ &= 3,9 \times 0,2903^{0,45} \times 63,304^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,573138 \times 1,7147 \\ &= 3,832741 \text{ inch} \\ &= 9,735161 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan :

Pipa 5 in sch 80

(Geankoplis, 2003, Appendiks A.5 Hal 996)

$$\text{OD} = 5,563 \text{ inch} = 0,464 \text{ ft} = 0,1413 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 4,813 \text{ inch} = 0,401 \text{ ft} = 0,1223 \text{ m}$$

$$\text{A} = 0,1263 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= Q/A \\ &= \frac{0,29026701}{0,12634364} \\ &= 2,297441 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho Dv}{\mu} \\ &= \frac{63,304 \times 0,401 \times 2,2974}{0,000538046} \\ &= 108392,511 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar
sehingga diameter nozzle = 5,563 in

* Spesifikasi Pengaduk

Direncanakan jenis impeller yang digunakan adalah *Three blade propeller*

(Geankoplis, 2003, hal 158)

$$\begin{aligned} \text{Diameter impeller} &= 0,3 \text{ Diameter shell} \\ &= 0,3 \times 8,026886 \text{ ft} \\ &= 2,408066 \text{ ft} = 0,733943 \text{ m} \end{aligned}$$

Kecepatan (V) untuk *Three blade propeller* berkisar antara 200 m/min (Joshi)
dipilih kecepatan *Three blade propeller* = 200 m/min, maka
200 rpm = 3,3333 rps

$$\begin{aligned} \text{Lebar blade (W)} &= 1/5 \times \text{diameter impeller} && (\text{Mc Cabe 6rd edition Hal 241}) \\ &= 1/5 \times 2,408066 \\ &= 0,481613 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang blade (L)} &= 1/4 \times \text{diameter impeller} && (\text{Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 Hal 158}) \\ &= 1/4 \times 2,408066 \\ &= 0,602016 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar Baffle (J)} &= 1/12 \times \text{diameter impeller} \\ &= 1/12 \times 8,026886 \end{aligned}$$

$$= 0,668907 \text{ ft}$$

N're (impeller)

$$\begin{aligned} N're &= \frac{Da^2 N_p}{\mu} \\ &= \frac{5,7988 \times 3,3333 \times 63,304}{0,000538046} \\ &= 2274186,57 \end{aligned}$$

Karena N're diatas 10000, maka lebar baffle menjadi 1x lebar baffle standar

$$\begin{aligned} \text{Lebar Baffle Desain} &= 1 \times \text{diameter shell} \\ &= 1 \times 8,0269 \\ &= 8,026886 \text{ ft} \end{aligned}$$

Penentuan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times S_g}{\text{Diameter Tangki}} && (\text{Joshi, Hal 389}) \\ &= \frac{10,33 \times 1,017}{8,026886264} \\ &= 1,3088 \sim 2 \text{ unit} \end{aligned}$$

Power Pengaduk

$$P = \frac{K_t \times \rho \times N^3 \times Da^5}{g_c} \quad (\text{Geankoplis, Pers. 3.4-2, Hal 158})$$

Keterangan :

P = Power (hp)

Kt = Konstanta turbulensi untuk Nre diatas 10000 mulai K: 0,8

g = Konstanta gravitasi (lb/ft²) (McCabe 5rd edition Tabel 9.3, Hal 254)

r = Densitas (lb/cuft)

N = Kecepatan putaran impeller (rps)

Da = Diameter impeller (ft)

Maka besarnya power ideal yang dibutuhkan untuk pengadukan adalah :

$$P = \frac{0,8 \times 63,304 \times 37,037 \times 80,9733}{32,17}$$

$$P = 4721,137646 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 8,583886071 \text{ Hp}$$

Namun pada kenyataannya terdapat power losses selama pengadukan, maka perlu diperhitungkan power losses tersebut.

Perhitungan Losses Pengaduk

$$\text{Minimum losses} = 0,5 \text{ Hp}$$

$$\text{Gland losses (kebocoran tenaga akibat poros dan bearing)} = 10\%$$

$$\text{Gland losses } 10\% = 10\% \times 8,5839$$

$$= 0,858389$$

Power input dengan gland losses

$$= 8,5839 + 0,858389$$

$= 9,442275$
 Transmission sistem losses
 $= 20\% \times \text{Hp}$
 $= 20\% \times 8,583886$
 $= 1,716777 \text{ Hp}$
 Power input dengan transmission sistem losses
 $= 9,4423 + 1,7168$
 $= 11,159$
 Total Power $= 11,159 \text{ Hp}$
 Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan adalah sebesar 11,159

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Tangki Netralisasi
 Kode Alat : R-110
 Fungsi Alat : Menetralkan pH POME dengan penambahan Ca(OH)_2
 Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah
 berbentuk standard dish head
 Kapasitas : $696,64 \text{ ft}^3 = 24598,12 \text{ m}^3$
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*
 Jumlah tangki : 1 unit

Spek. Tangki : - Diameter (OD) $= 8,5 \text{ ft} = 2,590674 \text{ m}$
 - Diameter (ID) $= 8,464017 \text{ ft} = 2,579707 \text{ m}$
 - Tinggi : Shell $= 12,69603 \text{ ft} = 3,86956 \text{ m}$
 tutup atas $= 1,715411 \text{ ft} = 0,522832 \text{ m}$
 tutup bawah $= 1,715411 \text{ ft} = 0,522832 \text{ m}$
 - Tebal : shell $= 1/4 \text{ in}$
 tutup atas $= 1/3 \text{ in}$
 tutup bawah $= 1/3 \text{ in}$

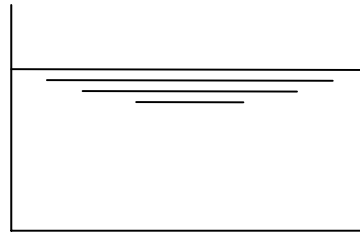
Spek. Nozzle Aliran Utama : Diameter (OD) $= 4,5 \text{ in}$
 Jenis pipa $= \text{Pipa } 4 \text{ in sch } 80$

Spek. Nozzle Aliran Ca(OH)_2 : Diameter (OD) $= 1,315 \text{ in}$

Spek. Nozzle Aliran Keluar : Diameter (OD) $= 5,563 \text{ in}$
 Jenis pipa $= \text{Pipa } 5 \text{ in sch } 80$

Spek. Pengaduk : Jenis $= \text{Three blade propeller}$
 Diameter (OD) $= 2,408066 \text{ ft} = 0,733943 \text{ m}$
 Lebar *blade* (W) $= 0,481613 \text{ ft} = 0,146789 \text{ m}$
 Panjang *blade* (L) $= 0,602016 \text{ ft} = 0,183486 \text{ m}$
 Lebar *Baffle* (J) $= 0,668907 \text{ ft} = 0,203873 \text{ m}$
 Jumlah $= 2 \text{ unit}$
 Power $= 11,15905 \text{ hp}$

2. Kolam Penampungan POME (F-111)



F-111

Fungsi : Menampung bahan baku POME sebelum masuk ke tangki netralisasi

Ditetapkan :

1. Kolam penampung berbentuk balok
2. Tutup bawah berbentuk *plate-bottomed* pada pondasi
3. Bahan konstruksi : beton
4. Kolam terbuka tanpa tutup atas

Poperasi	=	1 atm	=	14,69595 psi
Toperasi	=	30 °C	=	303,15 K
Rate POME masuk	=	30000 kg/jam	=	66138,679 lb/jam
Densitas POME	=	1014 kg/m ³		
Faktor keamanan	20%	, sehingga bahan mengisi	80%	volume tangki
Jumlah kolam	=	3 unit		
Waktu tampung	=	5 hari	=	120 jam (asumsi)
ρ liquid (pada suhu 70°C)	=	998,25 kg/m ³	=	62,321 lb/ft ³
Viskositas (μ)	=	0,8007 cp	=	0,00053805 lbm/ft.s

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik liquid} &= \frac{\text{Rate massa liquid total}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{66138,679 \text{ lb/jam}}{62,3205144 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1061,267 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 \text{Rate volume / kolam} &= \frac{\text{Rate volumetrik liquid}}{\text{jumlah kolam}} \\
 &= \frac{1061,266577}{3} \text{ ft}^3/\text{jam} = 353,7555 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume liquid / kolam} &= \text{Rate volumetrik liquid (Q)} \times \text{Waktu tampung } (\theta) \\
 &= 353,7555 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 120 \text{ jam} \\
 &= 42450,66 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung volume total tangki

Karena fungsi dari kolam penampungan POME (F-111) adalah sebagai tempat penampung; saja maka ditentukan volume liquid (V_L) = 80% Volume total tangki (V_T)

$$\text{Volume total kolam (V}_T) = \frac{\text{Volume liquid (V}_L)}{80\%}$$

$$= \frac{100}{80} 42450,66$$

$$= 53063,33 \text{ ft}^3$$

Menghitung tebal, tinggi, dan diameter kolam

Ukuran kolam : (asumsi)

Panjang kolam POME (p) = 2 x lebar bak (l), maka $p = 2 l$

Tinggi kolam POME (t) = 1/2 x lebar kolam (l), maka $t = 1/2 l$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Volume kolam POME (V)} &= p \times l \times t \\ &= 2l \times l \times 1/2 l \\ &= l^3 \end{aligned}$$

Sehingga lebar kolam (l) = 38 ft

Dengan demikian:

Panjang kolam = 75,156 ft

Lebar kolam = 37,578 ft

Tinggi kolam = 18,789 ft

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam kolam POME} &= \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume kolam}} \times \text{tinggi kolam} \\ &= 15,03113 \text{ ft} = 4,581263 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik (Q}_f\text{)} &= 353,76 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0983 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran Turbulen

$$\begin{aligned} \text{D}_i \text{ optimum} &= 3,9 \times \text{Q}_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0983^{0,45} \times 62,321^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,352031 \times 1,711205 \\ &= 2,349346 \text{ in} \\ &= 5,967339 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan :

Pipa 3 in sch 40 (Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

OD = 3,5 inch = 0,2917 ft = 0,0889 m

ID = 3,068 inch = 0,2557 ft = 0,0779 m

A = 0,0513 ft²

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= \frac{\text{Rate volumetrik (Q)}}{\text{Luas penampang pipa (A)}} \\ &= \frac{0,0983}{0,0513} \\ &= 1,9146 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{62,321 \times 0,2557 \times 1,9146}{0,000538046}$$

$$= 56703,82$$

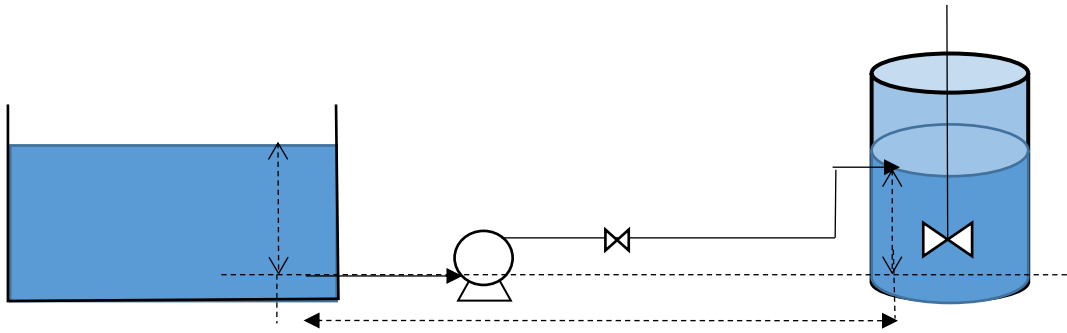
Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar
sehingga diameter Nozzle ditetapkan = 3,5 in

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat : Kolam POME
 Kode alat : F-111
 Fungsi alat : Menyimpan POME untuk *fresh feed* sebelum masuk ke tangki Netralisasi
 Tipe : Kolam terbuka berbentuk balok
 Bahan konstruksi : Beton
 Kapasitas : 53063,33 ft³ = 1502,572 m³
 Jumlah kolam : 3 unit
 Spek. Kolam : - Panjang kolam = 75,156 ft = 22,906 m
 - Lebar kolam = 37,578 ft = 11,453 m
 - Tinggi kolam = 18,789 ft = 5,7266 m
 - Diameter Nozzle = 3,5 in

an

3. Pompa POME (L - 112)



Fungsi = Memompa POME menuju tangki netralisasi

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 30000 kg/jam

Persamaan *Bernoulli*

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

Data -data

Rate larutan (ṁ) = 30000,000 kg/jam

= 18,372 lbm/s

Densitas (ρ) = 1014 kg/m³

= 63,304 lbm/ft³

Viskositas (μ) = 0,8007 cp

= 0,00053805 lbm/ft.s

Rate volume (Q_f) = 0,290 ft³/s

= 29,586 m³/jam

= 0,008 m³/s

= 130,263 gpm

Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Kusnarjo, Persamaan 2-42 hal 32)

$$= 3,83 \text{ inch}$$

$$= 9,73 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 3 in sch 40

(Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 3,500 \text{ inch} = 0,29167 \text{ ft} = 0,089 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ inch} = 0,256 \text{ ft} = 0,078 \text{ m}$$

$$A = 0,0513 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 5,65596 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= 170134,27$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar
 sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih **Pipa 3 in sch 40**

Perhitungan Friction Losses

a). *Sudden Constriction*

Untuk menghitung *Sudden Constriction* menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v_2^2}{2\alpha} = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha} \frac{J}{kg} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-16, hal 98})$$

Karena *cross sectional* dari tangki dibandingkan pipa lebih besar

(A1>>>A2) maka A2/A1 = 0

$$K_c = 0.55 (1 - A_2/A_1)$$

$$= 0.55 (1-0) = 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \quad \text{ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0,273 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). *Friction* Pada Sambungan dan *Valve*

Untuk menghitung *Friction* pada sambungan dan *valve* menggunakan persamaan berikut:

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-17, hal 99})$$

terdapat: 1 unit *gate valve* (jenis *wide open*) kf = 0,17

2 unit *elbow* 90° kf = 0,75

(Geankoplis tabel 2.10-1, hal 99)

$$g_c = 32,174 \text{ lbf ft/lbm s}^2$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0,085 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0,746 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0,830 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). *Friction* pada Pipa Lurus

Bahan = *Carbon Steel (Commercial Steel)* (ε=4.6.10⁻⁵)

panjang pipa = 11 m = 36 ft

Data-data untuk spesifikasi pipa *carbon steel*

$$\text{Nre} = 170134,27$$

$$\epsilon = 0,0000460 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0,0779281 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0,0005903$$

$$f = 0,0048 \quad (\text{Geankoplis, figure 2.10-3 hal 94})$$

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} = 0,411 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). *Sudden Expansion at the tank Entrance*

(Geankoplis, Persamaan 2.10-15, hal 9)

$$h_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2\alpha} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v_1^2}{2\alpha} = K_{ex} \frac{v_1^2}{2\alpha} \frac{J}{kg}$$

Karena luasan tangki netralisasi jauh lebih besar daripada pipa ($A_2 \gg A_1$)

maka, dianggap $A_1/A_2=0$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= 0,497 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi (ΣF)

$$\Sigma F = hc + hf + F_s + h_{ex} = 2,011 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance

(Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_2 - Z_1 = 3,149 \text{ m} = 10,330 \text{ ft}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 31,990 \text{ ft/s} \quad v_1 = 0$$

Maka power pompa,

$$(W_s) = -28,3365 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Head pump} = W_s \times -1 \text{ g/gc}$$

$$= 28,337 \text{ ft}$$

$$= 8,637 \text{ m}$$

Efisiensi pompa

$$\text{Flowrate bahan} = 29,59 \text{ m}^3/\text{jam} = 130,262 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 *Peter and timerhouse* didapatkan efisiensi

$$\text{pompa } (\eta) = 45\%$$

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 62,970 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{Mass rate} \cdot W_p$$

$$= 1156,883 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 2,103 \text{ hp}$$

$$= 1,569 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 *Peter and Timerhouse*

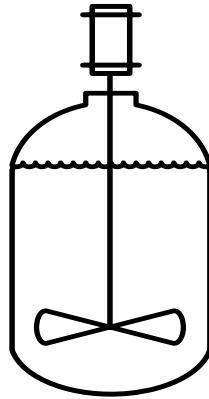
Efisiensi motor = 83%
Power Motor = 2,53 hp

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Pompa POME
Kode Alat : L-112
Fungsi Alat : Memompa POME menuju tangki netralisasi
Tipe : *Centrifugal pump*
Bahan : *Stainless steel*
Kapasitas : 30000,000 kg/jam
Jumlah : 1 unit
Spec Pompa : Power : 2,53 hp
Head : 8,637 m

8)

5. Starter Tank (R-120)



Fungsi	=	Untuk mengondisikan <i>cow manure</i> sebagai substrat sebelum masuk ke biodigester dengan penambahan nutrisi
P_{operasi}	=	1 atm = 14,7 psi = 1,01325 bar
T_{operasi}	=	28,5 °C = 301 K
Rate massa Substrat	=	2000,00 kg/jam = 4409,25 lb /jam
ρ Substrat	=	1014,00 kg/m ³ = 63,30 lb/ft ³
Rate massa DAP	=	24,708 kg/jam = 54,5 lb /jam
ρ DAP	=	1622,4 kg/m ³ = 101,28 lb/ft ³
Rate massa urea	=	82,360 kg/jam = 181,57 lb /jam
ρ urea	=	1342 kg/m ³ = 83,75 lb/ft ³
Rate massa slurry	=	150,847 kg/jam = 332,6 lb /jam
ρ kotoran sapi	=	1511,0 kg/m ³ = 94,33 lb/ft ³
Jadi,		
Rate massa liquid total	=	2257,9 kg/jam = 4977,9 lb /jam
ρ Campuran	=	1050,76 kg/m ³ = 65,60 lb/ft ³
Viskositas (μ)	=	0,801 cp
	=	0,0005 lbm/ft.s

Ditetapkan :

- Sistem = Batch
- Waktu tinggal = 5 hari = 120 jam
- Waktu pengisian = 1 hari = 24 jam
- Waktu pengosongan = 1 hari = 24 jam
- Volume liquid = 75% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Jumlah tangki = 2 unit
- Tutup atas berbentuk *Hemispherical*
- Tutup bawah berbentuk *standar dish head* pada pondasi
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E= 0,85)
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* (f= 12650)
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ liquid} \\
 &= \frac{4978 \text{ lb/jam}}{65,597 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 75,89 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\
 &= \frac{75,89 \text{ ft}^3/\text{jam}}{2} \\
 &= 37,94 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal} \times \text{frekuensi pengisian} \\
 &= 37,94 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \times 5 \\
 &= 4553,1 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{75\%} \times 4553,1 \text{ ft}^3 = 6070,9 \text{ ft}^3$$

Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Perbandingan diameter reaktor dengan tinggi reaktor ditentukan sebesar 2:3, maka

$$\text{OD/H} = 2/3, \text{ maka}$$

$$\text{H} = 1 \frac{1}{2} \text{ D}$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= (\pi/4) D^2 H + 0,000076 D^3 + 0,0847 D^3 \\
 &= (\pi/4) D^2 \cdot 1 \frac{1}{2} D + 0,000076 D^3 + 0,0847 D^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 6070,9 &= 1,262 D^3 \\
 D &= 16,880 \text{ ft} = 203 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi liquid } (H_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\
 &= \frac{4553,1 \text{ ft}^3}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times 16,9^2 \text{ ft}^2} \\
 &= 20,4 \text{ ft} = 6,2 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (H_L - 1) / 144 \quad (\text{Sumber: Brownell, Pers. 3.17, hal 46}) \\
 &= \frac{65,6 \times 19,36}{144}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 8,8 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 8,8 + 14,7 \\
 &= 23,5 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1,05 \times P_{\text{total}} \\
 &= 1,05 \times 23,5 \\
 &= 24,7 \text{ psi} = 1,68 \text{ atm} = 1,70227 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint* $E = 0,85$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d r_i}{f E - 0,6 P} + c \\
 &= \frac{24,689 \times 101,278}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 24,689} + 1/8 \\
 &= 0,36 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana : $3/8 \text{ in}$

$$OD = ID + 2t_s = 203,31 \text{ in} = 16,9 \text{ ft}$$

Berdasarkan standarisasi (tabel 5,7 Brownell & Young), maka dimensi shell:

$$OD_{\text{standar}} = 204 \text{ in} = 17 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2 t_s \\
 &= 203,3 \text{ in} = 16,9 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1 \frac{1}{2} ID \\
 &= 305 \text{ in} = 25,4 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= \frac{(\pi/4) ID^2}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times 16,9^2}{4} \\
 &= 225 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

* Menghitung tebal dan tinggi tutup bawah

$$r_c = d_o = 204 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{ha}/t_{hb} &= \frac{0,885 \times P_d r_c}{f E - 0,1 P_d} + c && \text{(Brownell, 1959, Persamaan (13-12), Hal 258)} \\
 &= \frac{0,885 \times 24,7 \times 204}{12650 \times 0,85 - 0,1 \times 24,7} + 1/8 \\
 &= 0,53964 \text{ in} = \frac{8,63}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal tutup : $5/8 \text{ in}$ (Brownell, 1959, Tabel (5-7), Hal 89)

$$i_c r = 6\% r_c = 12,24 \text{ in}$$

$$BC = r_c - i_c r = 204 - 12,2 = 191,76 \text{ in} = 15,98 \text{ ft}$$

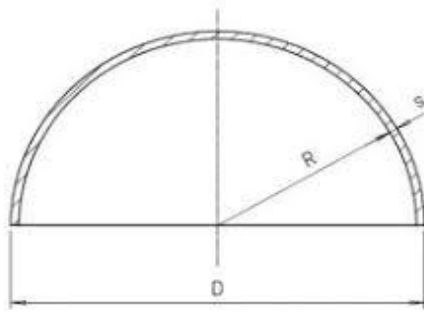
$$AB = r_i - i_c r = 102 - 12,2 = 89,76 \text{ in} = 7,48 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head : } b &= r_c - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 204 - (192^2 - 89,8^2)^{0,5} \\
 &= 34,544873 \text{ in} = 2,87874 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$sf = 3 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= t_{ha} + b + sf \\
 &= 5/8 + 34,5449 + 3 \\
 &= 38 \frac{1}{6} \text{ in} = 3,18082 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



$$r_c = d_o = 204 \text{ in}$$

$$t_{ha}/t_{hb} = \frac{P_d d_i}{4 f E - 0,4 P_d} + c \quad (\text{Brownell, 1959, Persamaan (13-12), Hal 258})$$

$$= \frac{24,7}{4 \cdot 12650 \cdot 0,85 - 0,4 \cdot 24,7} \times \frac{203,3}{24,7} + 1/8$$

$$= 0,2417 \text{ in} = \frac{3,87}{16} \text{ in}$$

Standarisasi tebal tutup : $1/4 \text{ in}$ (Brownell, 1959, Tabel (5-7), Hal 89)

$$i_{cr} = 6\% r_c = 12,24 \text{ in}$$

$$BC = r_c - i_{cr} = 204 - 12,2 = 191,76 \text{ in} = 15,98 \text{ ft}$$

$$AB = r_i - i_{cr} = 102 - 12,2 = 89,76 \text{ in} = 7,48 \text{ ft}$$

Tinggi head :

$$b = r_c - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 204 - (192^2 - 89,8^2)^{0,5}$$

$$= 34,544873 \text{ in} = 2,87874 \text{ ft}$$

$$sf = 3 \text{ in}$$

$$OA = t_{ha} + b + sf = 1/4 + 34,5449 + 3$$

$$= 37 \frac{4}{5} \text{ in} = 3,14957 \text{ ft}$$

Tinggi total tangki = $L_s + OA$ tutup atas + OA tutup bawah

$$= 6,3304 \text{ ft}$$

Perhitungan Diameter Nozzle Subtrat

$$\text{Rate Volum Subtrat } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa Subtrat}}{\rho \text{ Subtrat}}$$

$$= \frac{2204,6 \text{ lb/jam}}{63,3 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 34,83 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0097 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3,9 \times 0,010^{0,45} \times 63,30^{0,13}$$

$$= 0,83 \text{ in}$$

$$= 2,11 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 2 1/2 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$OD = 2,875 \text{ in} = 0,240 \text{ ft} = 0,073 \text{ m}$$

$$ID = 2,469 \text{ in} = 0,206 \text{ ft} = 0,063 \text{ m}$$

$$A = 0,03 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0,0097}{0,03323}$$

$$= 0,291 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{63,3 \text{ lb/ft}^3 \times 0,21 \text{ ft} \times 0,3 \text{ ft/s}}{0,000538 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 7046,98$$

Nre >2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 2,875 in

Diameter Nozzle DAP, Urea, dan Cow Manure

Diameter Nozzle DAP, Urea, dan Cow Manure ditentukan berdasarkan lebar belt Conveyor yang digunakan, maka :

$$\text{Diameter Nozzle DAP} = 14,00 \text{ in}$$

$$\text{Diameter Nozzle Urea} = 14,00 \text{ in}$$

$$\text{Diameter Nozzle Cow Manure} = 14,00 \text{ in}$$

Perhitungan Diameter Nozzle Liquida Keluar

$$\text{Rate massa Liquid Keluar} = 2257,9 \text{ kg/jam} = 4.977,85 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Liquid Keluar} = 1050,76 \text{ kg/m}^3 = 65,60 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate Volume Liquida keluar } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa Liquid Keluar}}{\rho \text{ Liquid Keluar}}$$

$$= \frac{2.489 \text{ lb/jam}}{65,60 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 37,94 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0105 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3,9 \times 0,011^{0,45} \times 65,60^{0,13}$$

$$= 0,87 \text{ in}$$

$$= 2,20 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 2 1/2 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 2,875 \text{ in} = 0,24 \text{ ft} = 0,073 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,323 \text{ in} = 0,19 \text{ ft} = 0,059 \text{ m}$$

$$A = 0,02 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0,01054}{0,0205}$$

$$= 0,514 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{66 \text{ lb/ft}^3 \times 0,19 \text{ ft} \times 0,5 \text{ ft/s}}{0,000538 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 12134,00$$

$Nre > 2100$, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 2,88 in

Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Keluar

$$\text{Rate massa biogas} = 178,496 \text{ kg/jam} = 393,5 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas biogas} = 1,13 \text{ kg/m}^3 = 0,07 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskositas gas} = 0,02 \text{ cp} = 0,0000101 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Rate Volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa biogas keluar}}{\rho \text{ biogas}}$$

$$= \frac{196,8}{0,0707}$$

$$= 5563,6 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,545 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3,9 \times 1,55^{0,45} \times 0,071^{0,13}$$

$$= 3,36 \text{ in}$$

$$= 8,54 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 2 1/2 in Sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 2,88 \text{ inch} = 0,24 \text{ ft} = 0,07 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,47 \text{ inch} = 0,21 \text{ ft} = 0,06 \text{ m}$$

$$A = 0,03 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{1,545}{0,02942}$$

$$\begin{aligned}
&= 52,53 \text{ ft/s} \\
Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{0,07 \text{ lb/x} \times 0,21 \text{ ft} \times 52,53 \text{ ft/s}}{0,000010 \text{ lb /ft s}} \\
&= 75843
\end{aligned}$$

$Nre > 2100$, asumsi aliran turbulen benar
 Sehingga diameter Nozzle Biogas adalah 2,88 in

Spesifikasi Pengaduk

Untuk kondisi operasi yang melibatkan suspension of solid, digunakan tipe pengaduk:
High Efficiency three-blade impeller (Sumber: Geankoplis, 2003, hal 155)

$$\begin{aligned}
\text{Diameter impeller} &= 0,3 \text{ Diameter shell} \\
&= 0,3 \times 16,9 \text{ ft} \\
&= 5,1 \text{ ft} = 1,55 \text{ m}
\end{aligned}$$

dipilih kecepatan *High Efficiency three-blade impeller* minimum = 68 rpm, maka
 $= 68 \text{ rpm} = 1,13 \text{ rps}$

$$\begin{aligned}
\text{Lebar blade (W)} &= 1/5 \times \text{diameter impeller} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003,} \\
&= 1/5 \times 5,1 \quad \text{Tabel 3.4-1 hal 158)} \\
&= 1,02 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Panjang blade (L)} &= 1/4 \times \text{diameter impeller} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003,} \\
&= 1/4 \times 5,1 \quad \text{Tabel 3.4-1 hal 158)} \\
&= 1,27 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Lebar Baffle (J)} &= 1/12 \times \text{diameter shell} \\
&= 1/12 \times 16,9 \\
&= 1,41 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$N're$ (impeller)

$$\begin{aligned}
N're &= \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \\
Nre &= \frac{5,1^2 \text{ ft}^2 \times 1,13 \text{ rps} \times 65,6 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lbm /ft s}} \\
&= 3.567.479,13954
\end{aligned}$$

Penentuan Jumlah Pengaduk (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times Sg}{\text{Diameter Tangki}} \\
&= \frac{20,4 \text{ ft} \times 65,6 \text{ lb/ft}^3}{16,9 \text{ ft} \times 63,3 \text{ lb/ft}^3} \quad (Sg = \rho \text{ liquid campuran} / \rho \text{ air}) \\
&= 1,25 \sim 2 \text{ buah}
\end{aligned}$$

Power pengaduk

$$P = \frac{Kt \times \rho \times N^3 \times Da^5}{g_c} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 3.4-2, hal 158})$$

$$P = \frac{1,6 \times 65,6 \text{ lb/ft}^3 \times (1,13)^3 \text{ rps} \times (5,1)^5 \text{ ft}}{32,17 \text{ lb/ft}^2}$$

$$P = 16.085 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 29,25 \text{ Hp}$$

Keterangan :

P = Power (hp)

Kt = Power Number (Sumber: Grafik 3.4-5 Geankoplis, Hal 159)

Untuk Nre = 3567479,1

dan jenis impeller *High Efficiency three-blade impeller* 1,6

g_c = Faktor konversi (lb/ft²)

ρ = Densitas (lb/ft³)

N = Kecepatan putaran impeller (rps)

Da = Diameter impeller (ft)

Namun pada kenyataannya terdapat power losses selama

pengadukan, maka perlu diperhitungkan power losses tersebut.

Perhitungan Losses Pengaduk

Minimum losses = 0,5 Hp

Gland losses (kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10%

Gland losses 10% = 10% x 29,25

= 2,9 Hp

Power input dengan gland losses

= 29,2 + 2,9

= 32,17 Hp

Transmission sistem losses

= 20% x Hp

(Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

= 20% x 29,25

= 5,8 Hp

Power input dengan transmission sistem losses

= 32 + 5,85 Hp

= 38,02 Hp

Total Power = 38,02 Hp

Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan sebesar 38,02 Hp

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat : Starter Tank

Kode Alat : R-120

Fungsi Alat : Untuk mengondisikan cow manure sebagai substrat sebelum masuk ke biodigester dengan penambahan nutrisi

Tipe : Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk *hemispherical* dan tutup bawah berbentuk *standar dish head*

Kapasitas : 6070,9 ft³ = 172 m³

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah Tangki : 2 unit

Spek. Tangki :

- Diameter tangki (OD) = 17,0 ft = 5,18 m
- Diameter (ID) = 16,9 ft = 5,16 m
- Tinggi : shell = 25,4 ft = 7,7 m
 - tutup atas = 3,15 ft = 0,96 m
 - tutup bawah = 3,18 ft = 0,97 m
- Tebal : shell = 3/8 in
 - tutup atas = 1/4 in
 - tutup bawah = 5/8 in

Spek. Nozzle Substrat : - Diameter (OD) = 2,88 in
- Jenis pipa = Pipa 2 1/2 in sch 80

Spek. Nozzle Aliran Manure : - Diameter (OD) = 14 in

Spek. Nozzle DAP : - Diameter (OD) = 14 in

Spek. Nozzle Urea : - Diameter (OD) = 14 in

Spek. Nozzle Biogas : - Diameter (OD) = 2,88 in
- Jenis pipa = Pipa 2 1/2 in Sch 40

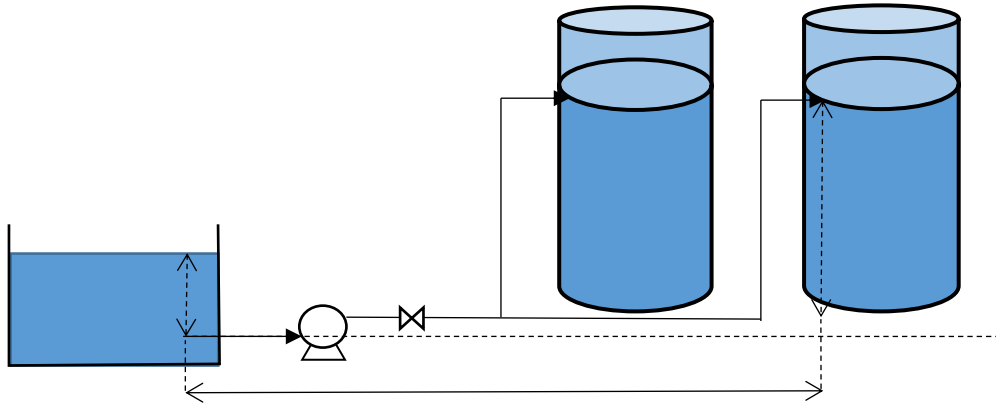
Spek. Nozzle Liquid Keluar : - Diameter (OD) = 2,88 in
- Jenis pipa = Pipa 2 1/2 in sch 80

Spek. Impeller :

- Jenis Impeller = *High Efficiency three-blade impeller*
- Jumlah Impeller = 2 unit
- Diameter impeller = 5,1 ft
- Lebar blade (W) = 1,02 ft
- Panjang blade (L) = 1,27 ft
- Lebar Baffle (J) = 1,41 ft
- Power impeller = 38 Hp

1

6. Pompa Starter dan Biodigester (L-121)



Fungsi = Memompa POME dari tangki netralisasi menuju tangki starter dan biodigester

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 30000,027 kg/jam

Persamaan *Bernoulli*

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F$$

Data -data

Rate larutan (\dot{m}) = 30000,027 kg/jam

= 18,372 lbm/s

Densitas (ρ) = 1014 kg/m³

= 63,304 lbm/ft³

Viskositas (μ) = 0,8007 cp

= 0,00053805 lbm/ft.s

Rate volume (Q_f) = 0,290 ft³/s

= 29,586 m³/jam

= 0,008 m³/s

= 130,263 gpm

Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi = aliran turbulen

D_i optimum = $3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$ (*Kusnarjo, Persamaan 2-42 hal 32*)

= 3,83 inch

= 9,73 cm

ditetapkan:

Pipa 3 in sch 40 (*Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996*)

OD = 3,500 inch = 0,29167 ft = 0,089 m

ID = 3,068 inch = 0,256 ft = 0,078 m

A = 0,0513 ft²

Check jenis aliran

$v = Q/A$

= 5,6596 ft/s

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= 170134,43$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar
 sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih **Pipa 3 in sch 40**

Perhitungan Friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung *Sudden Constriction* menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v_2^2}{2\alpha} = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha} \frac{J}{kg} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-16, hal 98})$$

Karena *cross sectional* dari tangki dibandingkan pipa lebih besar

($A_1 \gg A_2$) maka $A_2/A_1 = 0$

$$K_c = 0.55 (1 - A_2/A_1)$$

$$= 0.55 (1-0) = 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \quad \text{ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0,273 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung *Friction* pada sambungan dan *valve* menggunakan persamaan berikut:

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-17, hal 99})$$

$$\text{terdapat: } 1 \text{ unit tee valve (jenis wide open)} \quad K_f = 1,00$$

$$4 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad K_f = 0,75$$

(Geankoplis tabel 2.10-1, hal 99)

$$g_c = 32,174 \text{ lbf ft/lbm s}^2$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0,497 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 1,491 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 1,989 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

$$\text{Bahan} = \text{Carbon Steel (Commercial Steel)} \quad (\epsilon=4.6 \cdot 10^{-5})$$

$$\text{panjang pipa} = 11 \text{ m} = 36 \text{ ft}$$

Data-data untuk spesifikasi pipa *carbon steel*

$$\text{Nre} = 170134,43$$

$$\epsilon = 0,0000460 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0,0779281 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0,0005903$$

$$f = 0,0048 \quad (\text{Geankoplis, figure 2.10-3 hal 94})$$

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} = 0,411 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). *Sudden Expansion at the tank Entrance*

$$h_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2\alpha} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v_1^2}{2\alpha} = K_{ex} \frac{v_1^2}{2\alpha} \frac{J}{kg} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan tangki netralisasi jauh lebih besar daripada pipa ($A_2 \gg A_1$) maka, dianggap $A_1/A_2=0$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot gc} = 0,497 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi (ΣF)

$$\Sigma F = hc + hf + F_s + h_{ex} = 3,170 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_2 - Z_1 = 16,425 \text{ m} = 53,887 \text{ ft}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 31,990 \text{ ft/s} \quad v_1 = 0$$

Maka power pompa,

$$(W_s) = -73,0521 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Head pump} = W_s \times -1 \text{ g/gc}$$

$$= 73,052 \text{ ft}$$

$$= 22,267 \text{ m}$$

Efisiensi pompa

$$\text{Flowrate bahan} = 29,59 \text{ m}^3/\text{jam} = 130,262 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 *Peter and timerhouse* didapatkan efisiensi

$$\text{pompa } (\eta) = 43\%$$

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 169,889 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{Mass rate} \cdot W_p$$

$$= 3121,190 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 5,675 \text{ hp}$$

$$= 4,232 \text{ Kw}$$

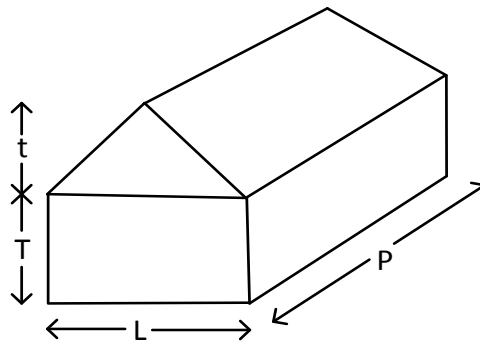
Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 *Peter and Timerhouse*

Efisiensi motor = 84%
Power Motor = 6,76 hp

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Pompa Starter dan Biodigester
Kode Alat : L-121
Fungsi Alat : Memompa POME dari tangki netralisasi menuju
Tipe : *Centrifugal pump*
Bahan : *Stainless steel*
Kapasitas : 30000,027 kg/jam
Jumlah : 2 unit
Spec Pompa : Power : 6,76 hp
Head : 22,267 m

7. Gedung Penyimpanan Urea (F-122)



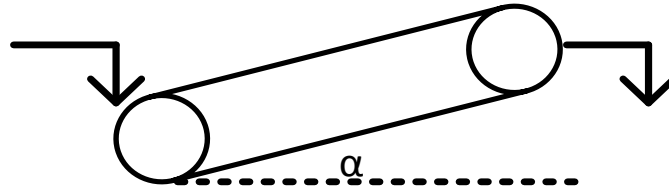
Keterangan
 P = panjang
 L = lebar
 T = tinggi
 t = tinggi atap

Fungsi	= Menyimpan kotoran sapi sebelum masuk ke tangki starter (R-120)
Tipe	= Bangunan balok
Bahan Konstruksi	= Batu bata dan semen
Asumsi	= - Volume bahan = 40% Volume gudang - Panjang : Lebar : Tinggi = 2 : 1 : 1,5
Kebutuhan	= 82,36 kg/jam = 1976,6 kg/hari
Waktu Simpan	= 30 hari
Jumlah gudang	= 1 buah
Kebutuhan kotoran sapi selama 30 hari	= 59299,2 kg = 130754,7 lb
ρ kotoran sapi	= 1,34152 g/cm ³ = 83,74854 lb/ft ³
Volume kotoran sapi	= 1561,2779 ft ³
Volume gudang	= $\frac{\text{Volume urea}}{40\%}$ = $\frac{1561,2779}{40\%}$ ft ³ = 3903,1947 ft ³
Volume gudang	= Panjang (p) x Lebar (l) x Tinggi (T) 3903,1947 = 2 p x 1 p x 1,5 p 3903,1947 = 3 p ³ 11709,584 = p ³ p = 22,708084 ft = 6,921086 m l = 11,354042 ft = 3,460543 m T = 17,031063 ft = 5,190815 m

Spesifikasi Gudang Penyimpanan Urea (F-122)

Tipe	: Bangunan balok
Jumlah gudang	: 1 buah
Kapasitas	: 3903,1947
Ukuran	: Panjang = 22,708 ft = 6,9211 m Lebar = 11,354 ft = 3,4605 m Tinggi = 17,031 ft = 5,1908 m
Bahan Konstruksi	: Batu bata dan semen

8. Belt Conveyor Urea (J-123)



Fungsi	= Memindahkan Urea Padat ke tangki starter (R-120)
Tipe	= <i>Troughed belt on continous plate</i>
Laju alir bahan	= 82,36 kg/jam = 0,0824 ton/jam
Jarak horizontal	= 10 m = 32,81 ft (asumsi)
Kemiringan belt	= 15° (asumsi)
Panjang conveyor	= $\frac{\text{Jarak horizontal}}{\text{Kemiringan belt}}$
	= $\frac{32,81}{\text{Cos } 15^\circ}$
	= 33,9648 ft
Rise	= Jarak horizontal x tan 15°
	= 32,81 ft x tan 15°
	= 8,7931 ft

Dari tabel 21-7 Perry's Chemical Engineer Handbook, Ed.7, p. 21-11, dipilih :

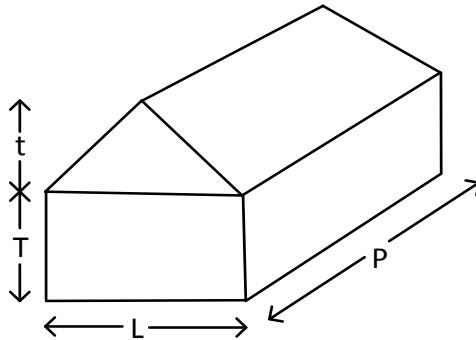
Lebar belt	= 14 in
Tinggi skrit plate	= 7 in
Kecepatan normal conveying (u)	= 200 ft/menit
Kemiringan	= 15 °
Kapasitas maksimum	= 32 ton/jam
Belt plies minimum	= 3 buah
Power	= 0,4 Hp / 30,48 m
Ukuran lump maksimum	= 3 in

Power Conveyor

Dari gambar 5.11 hal 83 dan grafik 5.5 C hal 82 (Walas, 1990) didapat :

Nilai P kosong	= 0,2
P yang dibutuhkan	= P horizontal + P vertikal + P kosong
	= $(0,4 + (L/300)) \times (W/100) + 0,001 HW + 0,2$
	= 0,201 Hp
Losses, diambil	= 10%
Maka daya aktual yang dibutuhkan	= $(1 + \% \text{ Losses}) \times \text{Daya teoritis}$
	= $(1 + 10\%) \times 0,201 \text{ Hp}$
	= 0,2207 Hp

9. Gedung Penyimpanan DAP (F-124)



Keterangan

P = panjang

L = lebar

T = tinggi

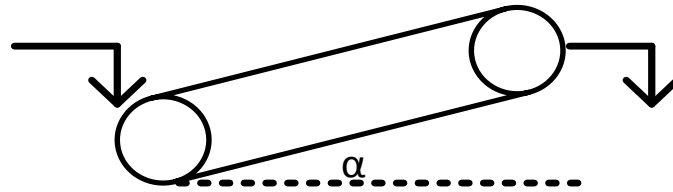
t = tinggi atap

Fungsi	= Menyimpan DAP sebelum masuk ke tangki starter (R-120)
Tipe	= Bangunan balok
Bahan Konstruksi	= Batu bata dan semen
Asumsi	= - Volume bahan = 40% Volume gudang - Panjang : Lebar : Tinggi = 2 : 1 : 1,5
Kebutuhan	= 24,708 kg/jam = 592,99 kg/hari
Waktu Simpan	= 30 hari
Jumlah gudang	= 1 buah
Kebutuhan kotoran sapi selama 30 hari	= 17789,76 kg = 39226,42 lb
ρ DAP	= 1,6224 g/cm ³ = 101,2832 lb/ft ³
Volume kotoran sapi	= 387,29449 ft ³
Volume gudang	= $\frac{\text{Volume urea}}{40\%}$ = $\frac{387,29449}{40\%}$ ft ³ = 968,23624 ft ³
Volume gudang	= Panjang (p) x Lebar (l) x Tinggi (T) 968,23624 = 2 p x 1 p x 1,5 p 968,23624 = 3 p ³ 2904,7087 = p ³ p = 14,268145 ft = 4,348719 m l = 7,1340727 ft = 2,174359 m T = 10,701109 ft = 3,261539 m

Spesifikasi Gudang Penyimpanan Urea (F-124)

Tipe	: Bangunan balok
Jumlah gudang	: 1 buah
Kapasitas	: 968,23624
Ukuran	: Panjang = 14,268 ft = 4,3487 m Lebar = 7,1341 ft = 2,1744 m Tinggi = 10,701 ft = 3,2615 m
Bahan Konstruksi	: Batu bata dan semen

10. Belt Conveyor DAP (J-125)



Fungsi	=	Memindahkan DAP Padat ke tangki starter (R-120)
Tipe	=	<i>Troughed belt on continous plate</i>
Laju alir bahan	=	24,708 kg/jam = 0,0247 ton/jam
Jarak horizontal	=	10 m = 32,81 ft (asumsi)
Kemiringan belt	=	15° (asumsi)
Panjang conveyor	=	$\frac{\text{Jarak horizontal}}{\text{Kemiringan belt}}$
	=	$\frac{32,81}{\text{Cos } 15^\circ}$
	=	33,9648 ft
Rise	=	Jarak horizontal x tan 15°
	=	32,81 ft x tan 15°
	=	8,7931 ft

Dari tabel 21-7 Perry's Chemical Engineer Handbook, Ed.7, p. 21-11, dipilih :

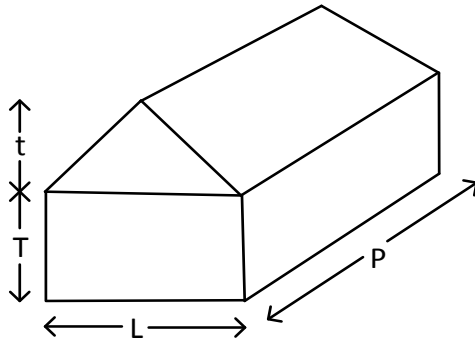
Lebar belt	=	14 in
Tinggi skrit plate	=	7 in
Kecepatan normal conveying (u)	=	200 ft/menit
Kemiringan	=	15 °
Kapasitas maksimum	=	32 ton/jam
Belt plies minimum	=	3 buah
Power	=	0,4 Hp / 30,48 m
Ukuran lump maksimum	=	3 in

Power Conveyor

Dari gambar 5.11 hal 83 dan grafik 5.5 C hal 82 (Walas, 1990) didapat :

Nilai P kosong	=	0,2
P yang dibutuhkan	=	P horizontal + P vertikal + P kosong
	=	$(0,4 + (L/300)) \times (W/100) + 0,001 HW + 0,2$
	=	0,201 Hp
Losses, diambil	=	10%
Maka daya aktual yang dibutuhkan	=	$(1 + \% \text{ Losses}) \times \text{Daya teoritis}$
	=	$(1 + 10\%) \times 0,201 \text{ Hp}$
	=	0,2207 Hp

11. Gedung Penyimpanan DAP (F-126)



Keterangan

P = panjang

L = lebar

T = tinggi

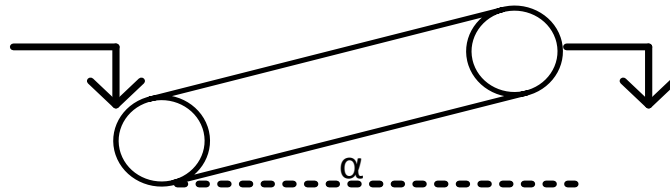
t = tinggi atap

Fungsi	= Menyimpan <i>Cow Manure</i> sebelum masuk ke tangki starter (R-120)
Tipe	= Bangunan balok
Bahan Konstruksi	= Batu bata dan semen
Asumsi	= - Volume bahan = 40% Volume gudang - Panjang : Lebar : Tinggi = 2 : 1 : 1,5
Kebutuhan	= 150,847 kg/jam = 3620,3 kg/hari
Waktu Simpan	= 30 hari
Jumlah gudang	= 1 buah
Kebutuhan kotoran sapi selama 30 hari	= 108609,84 kg = 239484,7 lb
ρ DAP	= 1,511 g/cm ³ = 94,32871 lb/ft ³
Volume kotoran sapi	= 2538,8315 ft ³
Volume gudang	= $\frac{\text{Volume urea}}{40\%}$ = $\frac{2538,8315}{40\%}$ ft ³ = 6347,0788 ft ³
Volume gudang	= Panjang (p) x Lebar (l) x Tinggi (T) 6347,0788 = 2 p x 1 p x 1,5 p 6347,0788 = 3 p ³ 19041,236 = p ³ p = 26,703307 ft = 8,138771 m l = 13,351653 ft = 4,069385 m T = 20,02748 ft = 6,104078 m

Spesifikasi Gudang Penyimpanan Urea (F-126)

Tipe	: Bangunan balok
Jumlah gudang	: 1 buah
Kapasitas	: 6347,0788
Ukuran	: Panjang = 26,703 ft = 8,1388 m Lebar = 13,352 ft = 4,0694 m Tinggi = 20,027 ft = 6,1041 m
Bahan Konstruksi	: Batu bata dan semen

12. Belt Conveyor Urea (J-127)



Fungsi	= Memindahkan <i>Cow Manure</i> Padat ke tangki starter (R-120)
Tipe	= <i>Troughed belt on continous plate</i>
Laju alir bahan	= 150,847 kg/jam = 0,1508 ton/jam
Jarak horizontal	= 10 m = 32,81 ft (asumsi)
Kemiringan belt	= 15° (asumsi)
Panjang conveyor	= $\frac{\text{Jarak horizontal}}{\text{Kemiringan belt}}$
	= $\frac{32,81}{\text{Cos } 15^\circ}$
	= 33,9648 ft
Rise	= Jarak horizontal x tan 15°
	= 32,81 ft x tan 15°
	= 8,7931 ft

Dari tabel 21-7 Perry's Chemical Engineer Handbook, Ed.7, p. 21-11, dipilih :

Lebar belt	= 14 in
Tinggi skrit plate	= 7 in
Kecepatan normal conveying (u)	= 200 ft/menit
Kemiringan	= 15 °
Kapasitas maksimum	= 32 ton/jam
Belt plies minimum	= 3 buah
Power	= 0,4 Hp / 30,48 m
Ukuran lump maksimum	= 3 in

Power Conveyor

Dari gambar 5.11 hal 83 dan grafik 5.5 C hal 82 (Walas, 1990) didapat :

Nilai P kosong	= 0,2
P yang dibutuhkan	= P horizontal + P vertikal + P kosong
	= $(0,4 + (L/300)) \times (W/100) + 0,001 HW + 0,2$
	= 0,201 Hp
Losses, diambil	= 10%
Maka daya aktual yang dibutuhkan	= $(1 + \% \text{ Losses}) \times \text{Daya teoritis}$
	= $(1 + 10\%) \times 0,201 \text{ Hp}$
	= 0,2207 Hp

13. Biodigester (R-210)

Fungsi	=	Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas
P _{operasi}	=	1 atm = 14,7 psi = 1,01325 bar
T _{operasi}	=	46,1 °C = 319 K
Rate massa Substrat	=	2075,9 kg/jam = 4576,57 lb /jam
ρ Substrat	=	1050,76 kg/m ³ = 65,60 lb/ft ³
Rate massa Liquid	=	28000 kg/jam = 61729,5 lb /jam
ρ liquid	=	1014,00 kg/m ³ = 63,30 lb/ft ³
Jadi,		
Rate massa liquid total	=	30075,9 kg/jam = 66306,0 lb /jam
ρ Campuran	=	1048,14 kg/m ³ = 65,43 lb/ft ³
Viskositas (μ)	=	0,8007 cp
	=	0,0005 lbm/ft.s

Ditetapkan :

- Sistem = Kontinyu
- Waktu tinggal = 18 hari = 432 jam
- Waktu pengisian = 1 hari = 24 jam
- Waktu pengosongan = 1 hari = 24 jam
- Volume liquid = 75% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Jumlah tangki = 2 unit
- Tutup atas berbentuk *Hemispherical*
- Tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E= 0,85)
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* (f= 12650)
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ substrate} \\
 &= \frac{66306 \text{ lb /jam}}{65,597 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1010,81 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik/tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\
 &= \frac{1010,81 \text{ ft}^3/\text{jam}}{2} \\
 &= 505,41 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal} \times \text{frekuensi pengisian} \\
 &= 505,41 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \times 18 \\
 &= 218336 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{75\%} \times 218336 \text{ ft}^3 = 291114 \text{ ft}^3$$

Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Untuk large closed tank, maka ditetapkan

$$H = 1 \quad \text{OD}$$

Volume tangki = Volume Shell + Volume tutup

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= (\pi/4) D^2 H + 0,0001 D^3 \\ &= (\pi/4) D^2 \cdot 1 \quad D + 0,0001 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 291114 &= 0,785 D^3 \\ D &= 71,843 \text{ ft} = 862 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquid } (H_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\ &= \frac{218335,5 \text{ ft}^3}{1/4 \times 3,14 \times 71,8^2 \text{ ft}^2} \\ &= 53,9 \text{ ft} = 16,4 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (H_L - 1) / 144 \quad (\text{Sumber: Brownell, Pers. 3.17, hal 46}) \\ &= \frac{65,4 \times 52,89}{144} \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 24,0 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 24,0 + 14,7 \\ &= 38,7 \text{ psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1,05 \times P_{\text{total}} \\ &= 1,05 \times 38,7 \\ &= 40,7 \text{ psi} = 2,77 \text{ atm} = 2,80369 \text{ bar} \end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint* $E = 0,85$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0,6 P} + c \\ &= \frac{40,664 \times 431,057}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 40,664} + 1/8 \\ &= 1,76 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana : $1 \frac{7}{8} \text{ in}$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_s = 865,86 \text{ in} = 72,2 \text{ ft}$$

Berdasarkan standarisasi (tabel 5,7 Brownell & Young), maka dimensi shell:

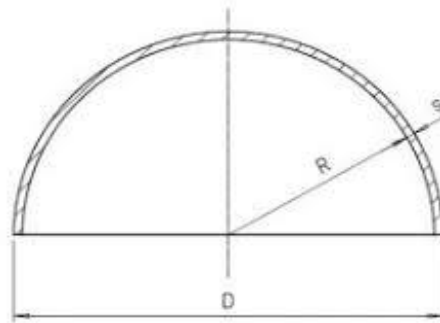
$$\text{OD}_{\text{standar}} = 876 \text{ in} = 73 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2 \text{ ts} \\ &= 872,3 \text{ in} = 72,7 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H} &= 1 \text{ ID} \\ &= 872 \text{ in} = 72,7 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= \frac{(\pi/4) \text{ID}^2}{4} \\ &= \frac{3,14 \times 72,7^2}{4} \\ &= 4148 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



$$\begin{aligned} r_c &= d_o = 876 \text{ in} \\ t_{ha}/t_{hb} &= \frac{P_d d_i}{4 f E - 0,4 P_d} + c \quad (\text{Brownell, 1959, Persamaan (13-12), Hal 258}) \\ &= \frac{40,7}{4 \times 12650} \times \frac{872,3}{0,85 - 0,4 \times 40,7} + 1/8 \\ &= 0,94999 \text{ in} = \frac{15,2}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Standarisasi tebal tutup :} & \quad 1 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959, Tabel (5-7), Hal 89}) \\ \text{icr} &= 6\% r_c = 52,56 \text{ in} \\ \text{BC} &= r_c - \text{icr} = 876 - 52,6 = 823,44 \text{ in} = 68,62 \text{ ft} \\ \text{AB} &= r_i - \text{icr} = 438 - 52,6 = 385,44 \text{ in} = 32,12 \text{ ft} \\ \text{Tinggi head :} & \quad b = r_c - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 876 - (823^2 - 385^2)^{0,5} \\ &= 148,33975 \text{ in} = 12,3616 \text{ ft} \\ sf &= 3 \text{ in} \\ \text{OA} &= t_{ha} + b + sf = 1 + 148,34 + 3 \\ &= 152 \frac{1}{3} \text{ in} = 12,695 \text{ ft} \\ \text{Tinggi total tangki} &= L_s + \text{OA} \\ &= 12,695 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle Subtrat

$$\text{Rate Volume Subtrat } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa Subtrat}}{\rho \text{ Subtrat}}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{4577 \text{ lb/jam}}{65,60 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 69,77 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,0194 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned}
D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\
&= 3,9 \times 0,0194^{0,45} \times 65,60^{0,13} \\
&= 1,14 \text{ in} \\
&= 2,89 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 1 1/4 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 1,660 \text{ in} = 0,138 \text{ ft} = 0,042 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1,278 \text{ in} = 0,107 \text{ ft} = 0,032 \text{ m}$$

$$A = 0,01 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0,0194}{0,0089}$$

$$= 2,177 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{65,6 \text{ lb/ft}^3 \times 0,11 \text{ ft} \times 2,2 \text{ ft/s}}{0,000538 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 28261,72$$

$Nre > 2100$, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 1,660 in

Perhitungan Diameter Nozzle Liquida Masuk

$$\text{Rate Volume Liquida masuk } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa Liquid Masuk}}{\rho \text{ Liquid Masuk}}$$

$$= \frac{61729 \text{ lb/jam}}{63,30 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 975,16 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,2709 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned}
D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\
&= 3,9 \times 0,271^{0,45} \times 63,30^{0,13}
\end{aligned}$$

$$= 3,9 \times 0,271^{0,45} \times 63,30^{0,13}$$

$$= 3,715 \text{ in}$$

$$= 9,44 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 5 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 5,563 \text{ in} = 0,46 \text{ ft} = 0,141 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 4,813 \text{ in} = 0,40 \text{ ft} = 0,122 \text{ m}$$

$$A = 0,13 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0,27088}{0,12628}$$

$$= 2,145 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{63 \text{ lb/ft}^3 \times 0,40 \text{ ft} \times 2,1 \text{ ft/s}}{0,000538 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 101219,93$$

Nre >2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle liquida keluar adalah 5,56 in

Diameter Nozzle DAP, Urea, dan Cow Manure

Diameter Nozzle DAP dan Urea ditentukan berdasarkan lebar *belt*

Conveyor yang digunakan, maka :

$$\text{Diameter Nozzle DAP} = 14,00 \text{ in}$$

$$\text{Diameter Nozzle Urea} = 14,00 \text{ in}$$

Perhitungan Diameter Nozzle Liquida Keluar

$$\text{Rate massa Liquid Keluar} = 27915,6 \text{ kg/jam} = 61.543,4 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Liquid Keluar} = 1048,14 \text{ kg/m}^3 = 65,43 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate Volume Liquida keluar } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa Liquid Keluar}}{\rho \text{ Liquid Keluar}}$$

$$= \frac{61543 \text{ lb/jam}}{65,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 940,56 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,2613 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3,9 \times 0,261^{0,45} \times 65,43^{0,13}$$

$$= 3,67 \text{ in}$$

$$= 9,32 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 5 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$OD = 5,563 \text{ in} = 0,46 \text{ ft} = 0,141 \text{ m}$$

$$ID = 4,813 \text{ in} = 0,40 \text{ ft} = 0,122 \text{ m}$$

$$A = 0,13 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0,26127}{0,12628}$$

$$= 2,069 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{65 \text{ lb/ft}^3 \times 0,40 \text{ ft} \times 2,1 \text{ ft/s}}{0,000538 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 100914,87$$

$Nre > 2100$, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle liquida keluar adalah 5,56 in

Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Keluar

$$\text{Rate massa biogas} = 2218,44 \text{ kg/jam} = 4.890,8 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas biogas} = 0,08 \text{ kg/m}^3 = 0,00483 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskositas gas} = 0,0134 \text{ cp} = 0,0000090 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Rate Volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa biogas keluar}}{\rho \text{ biogas}}$$

$$= \frac{4.890,8}{0,0048}$$

$$= 1013234 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 281,454 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3,9 \times 281^{0,45} \times 0,005^{0,13}$$

$$= 24,7 \text{ in}$$

$$= 62,7 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 16 in Sch 40 (dacapo stainless catalog)

$$OD = 16 \text{ inch} = 1,33 \text{ ft} = 0,41 \text{ m}$$

$$ID = 15 \text{ inch} = 1,25 \text{ ft} = 0,38 \text{ m}$$

$$A = 1,23 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$\begin{aligned}
v &= \frac{\text{Luas Penampang pipa (A)}}{1,22656} \\
&= \frac{281,454}{1,22656} \\
&= 229,47 \text{ ft/s} \\
Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{0,00 \text{ lb/ft}^3 \times 1,25 \text{ ft} \times 229,5 \text{ ft/s}}{0,000009 \text{ lb /ft s}} \\
&= 153761
\end{aligned}$$

$Nre > 2100$, asumsi aliran turbulen benar
 Sehingga diameter Nozzle Biogas adalah 16,00 in

Spesifikasi Pengaduk

Untuk kondisi operasi yang melibatkan suspension of solid, digunakan tipe pengaduk:

High Efficiency three-blade impeller (Sumber: Geankoplis, 2003, hal 155)

$$\begin{aligned}
\text{Diameter impeller} &= 0,1 \text{ Tinggi shell} \\
&= 0,1 \times 72,7 \text{ ft} \\
&= 7,3 \text{ ft} = 2,22 \text{ m}
\end{aligned}$$

dipilih kecepatan High Efficiency three-blade impeller = 68 rpm, maka

$$\begin{aligned}
&= 68 \text{ rpm} = 1,13 \text{ rps} \\
\text{Lebar blade (W)} &= 1/5 \times \text{diameter impeller} \text{ (Sumber: Mc Cabe 6rd edition hal 241)} \\
&= 1/5 \times 7,3 \\
&= 1,45 \text{ ft} \\
\text{Panjang blade (L)} &= 1/4 \times \text{diameter impeller} \text{ (Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158)} \\
&= 1/4 \times 7,3 \\
&= 1,82 \text{ ft} \\
\text{Lebar Baffle (J)} &= 1/12 \times \text{diameter shell} \\
&= 1/12 \times 72,7 \\
&= 6,06 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$N're$ (impeller)

$$\begin{aligned}
N're &= \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \\
Nre &= \frac{7,3^2 \text{ ft}^2 \times 1,13 \text{ rps} \times 65,4 \text{ lb/ft}^3}{0,000538 \text{ lbm /ft s}} \\
&= 7.282.063,52586
\end{aligned}$$

Penentuan Jumlah Pengaduk (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times Sg}{\text{Diameter Tangki}} \\
&= \frac{53,9 \text{ ft} \times 65,4 \text{ lb/ft}^3}{72,7 \text{ ft} \times 65,6 \text{ lb/ft}^3} \quad (\text{Sg} = \rho \text{ liquid campuran} / \rho \text{ air}) \\
&= 0,74 \sim 1 \text{ buah}
\end{aligned}$$

Power pengaduk

$$P = \frac{Kt \times \rho \times N^3 \times Da^5}{g_c} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 3.4-2, hal 158})$$

$$P = \frac{1,6 \times 65,4 \text{ lb/ft}^3 \times (1,13)^3 \text{ rps} \times (7,3)^5 \text{ ft}}{32,17 \text{ lb/ft}^2}$$

$$P = 96113,33 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 174,752 \text{ Hp}$$

Keterangan :

P = Power (hp)

Kt = Power Number (Sumber: Grafik 3.4-5 Geankoplis, Hal 159)

Untuk Nre = 7.282.063,53

dan jenis impeller High Efficiency three-blade imp 1,6

g_c = Faktor konversi (lb/ft²)

ρ = Densitas (lb/ft³)

N = Kecepatan putaran impeller (rps)

Da = Diameter impeller (ft)

Namun pada kenyataannya terdapat power losses selama pengadukan, maka perlu diperhitungkan power losses tersebut.

Perhitungan Losses Pengaduk

Minimum losses = 0,5 Hp

Gland losses (kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10%

Gland losses 10% = 10% x 174,752
= 17,5 Hp

Power input dengan gland losses
= 174,752 + 17,5
= 192,227 Hp

Transmission sistem losses
= 20% x Hp (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)
= 20% x 174,752
= 35 Hp

Power input dengan transmission sistem losses
= 192 + 34,9503 Hp
= 227,177 Hp

Total Power = 227,177 Hp

Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan sebesar 227,177 Hp

Kesimpulan Spesifikasi Alat

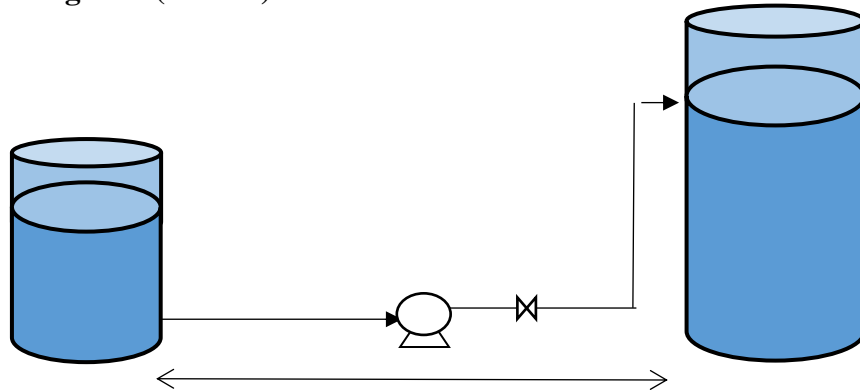
Nama alat : *Biodigester*

Kode Alat : R-210

Fungsi Alat : Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas

Tipe : Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk hemispherical dan tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi

14. Pompa Biodigester (L - 211)



Fungsi = Memompa Substrat dari Tangki Starter menuju Biodigester

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 2075,904 kg/jam

Persamaan *Bernoulli*

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F$$

Data -data

Rate larutan (\dot{m}) = 2075,904 kg/jam

= 1,271280231 lbm/s

Densitas (ρ) = 1051 kg/m³

= 65,599 lbm/ft³

Viskositas (μ) = 0,8007 cp

= 0,00053805 lbm/ft.s

Rate volume (Q_f) = 0,019379597 ft³/s

= 1,97564073 m³/jam

= 0,000548789 m³/s

= 8,698416859 gpm

Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Kusnarjo, Persamaan 2-42 hal 32)

= 1,14 inch

= 2,89 cm

ditetapkan:

Pipa 1 1/2 in sch 80

(Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

OD = 1,900 inch = 0,15833 ft = 0,048 m

ID = 1,500 inch = 0,125 ft = 0,038 m

A = 0,0123 ft²

Check jenis aliran

v = Q/A

= 1,57999 ft/s

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= 24079,23$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar
 sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih **Pipa 1 1/2 in sch 80**

Perhitungan Friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung *Sudden Constriction* menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v_2^2}{2\alpha} = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha} \frac{J}{kg} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-16, hal 98})$$

Karena *cross sectional* dari tangki dibandingkan pipa lebih besar

($A_1 \gg A_2$) maka $A_2/A_1 = 0$

$$K_c = 0.55 (1 - A_2/A_1)$$

$$= 0.55 (1-0) = 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \quad \text{ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0,021 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung *Friction* pada sambungan dan *valve* menggunakan persamaan berikut:

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-17, hal 99})$$

terdapat: 1 unit *gate valve* (jenis *wide open*) $k_f = 0,17$

2 unit *elbow* 90° $k_f = 0,75$

(Geankoplis tabel 2.10-1, hal 99)

$$g_c = 32,174 \text{ lbf ft/lbm s}^2$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0,007 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0,058 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0,065 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

Bahan = *Carbon Steel (Commercial Steel)* ($\epsilon = 4.6 \cdot 10^{-5}$)

panjang pipa = 11 m = 36 ft

Data-data untuk spesifikasi pipa *carbon steel*

$$\text{Nre} = 24079,23$$

$$\epsilon = 0,0000460 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0,0381005 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0,0012073$$

$$f = 0,0048 \quad (\text{Geankoplis, figure 2.10-3 hal 94})$$

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} = 0,066 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). *Sudden Expansion at the tank Entrance*

$$h_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2\alpha} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v_1^2}{2\alpha} = K_{ex} \frac{v_1^2}{2\alpha} \frac{J}{kg} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan tangki netralisasi jauh lebih besar daripada pipa ($A_2 \gg A_1$)

maka, dianggap $A_1/A_2=0$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= 0,039 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi (ΣF)

$$\Sigma F = hc + hf + F_s + h_{ex} = 0,190 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance

(Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_2 - Z_1 = 16,425 \text{ m} = 53,887 \text{ ft}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 2,496 \text{ ft/s} \quad v_1 = 0$$

Maka power pompa,

$$(W_s) = -55,326 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Head pump} = W_s \times -1 \text{ g/gc}$$

$$= 55,326 \text{ ft}$$

$$= 16,864 \text{ m}$$

Efisiensi pompa

$$\text{Flowrate bahan} = 2,05 \text{ m}^3/\text{jam} = 9,01374 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 *Peter and timerhouse* didapatkan

$$\text{efisiensi pompa } (\eta) = 20\%$$

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 276,630 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{Mass rate} \cdot W_p$$

$$= 351,675 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 0,639 \text{ hp}$$

$$= 0,477 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 *Peter and Timerhouse*

Efisiensi motor = 81%
Power Motor = 0,79 hp

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Pompa Biodigester
Kode Alat : L - 211
Fungsi Alat : Memompa Substrat dari Tangki Starter menuju Biodigester
Tipe : *Centrifugal pump*
Bahan : *Stainless steel*
Kapasitas : 2075,904 kg/jam
Jumlah : 2 unit
Spec Pompa : Power : 0,79 hp
Head : 16,864 m

r

15. Buffer Tank (F-311)

Fungsi	= Menampung gas dari biodigester
Poperasi	= 1 atm = 14,696 psi
Tooperasi	= 46 °C = 319,14 K
Rate massa Biogas	= 2218,44 kg/jam = 4891,66505 lb/jam
Viskositas (μ)	= 0,0134 cp
	= 0,000009 lbm/ft.s

Ditetapkan :

- Waktu tinggal = 60 menit = 1 jam
- Volume liquid = 80% volume tangki (kusnarjo, 2010, Hal 6)
- Jumlah tangki = 2 unit
- Tutup atas dan bawah berbentuk *standard dish head*
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* ($E = 0,85$)
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* ($f = 12650$)
- Faktor korosi = 1/8 in (*Brownell, 1959, Tabel 13.1 Hal 251*)
- $L_s = 1,5 ID$ (*kusnarjo, 2010, Hal 7*)

Perhitungan Densitas Biogas :

No	Komponen	BM	Massa (kg)	kMol	Fraksi Mol (xi)	xi Bmi
1	Air	18	48,1507176	2,675	0,021704743	0,3907
2	Nitrogen	28	19,1103628	0,6825	0,008614316	0,2412
3	CO ₂	44	1290,79137	29,336	0,581845845	25,601
4	CH ₄	16	859,690487	53,731	0,387519895	6,2003
5	H ₂	2	0,69925559	0,3496	0,000315201	0,0006
Total			2218,4422	86,774	1	32,434

Diasumsikan bahwa biogas adalah gas ideal :

$$\frac{P V}{T} = n R$$

$$n = \frac{m}{Bm_{mix}}$$

$$\frac{P}{T} = \frac{m}{Bm_{mix}} \frac{R}{V}$$

$$\frac{P}{T} = \frac{\rho_{gmix} R}{Bm_{mix}}$$

$$\rho_{gmix} = \frac{Bm_{mix}}{R} \frac{P}{T}$$

$$= \frac{32,43405}{0,082057} \times \frac{1}{319,14}$$

$$= 1,238517 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,07732 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik gas} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ liquid} \\ &= \frac{4891,665 \text{ lb/jam}}{0,07732 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 63265 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik / tangki} &= \text{Rate volumetrik gas / jumlah tangki} \\ &= \frac{63265 \text{ ft}^3/\text{jam}}{2} \\ &= 31632 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume gas / tangki} &= \text{Rate volumetrik gas x waktu tinggal} \\ &= 31632 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 31632 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{80\%} \times 31632 \text{ ft}^3 = 39541 \text{ ft}^3$$

*** Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana**

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{volume tutup atas} + \text{volume shell} + \text{volume tutup bawah} \\ &= 0,0847 D^3 + (\pi/4)D^2L + 0,0847 D^3 \\ &= 0,0847 \times 2 + (\pi/4)D^2L \quad 1,5 D \\ 39541 &= 1,347 D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter (ID)} = 30,84787 \text{ ft} = 371,41 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Liquid (HL)} &= \frac{\text{Volume liquid}}{(\pi/4)D^2L} \\ &= \frac{31632,47005}{0,25 \times 3,14 \times 951,59} \\ &= 42,346 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik (Ph)} &= \rho \times (\text{g/gc}) \times H_L / 144 \\ &= \frac{0,1 \times 42,346}{144} \end{aligned}$$

$$\text{Phidrostatik} = 0,0227 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= \text{Phidrostatik} + P_{\text{operasi}} \\ &= 0,022738 + 14,7 \\ &= 14,723 \text{ psi} \end{aligned}$$

Pada umumnya $P_{\text{desig}} = 1 - 1,2 P_{\text{design}}$

$$\begin{aligned} \text{Diambil } P_{\text{design}} &= 1,05 \times P_{\text{total}} \\ &= 15,459 \text{ psi} = 1,0519 \text{ atm} \end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint* $E = 0,85$ (Brownell, 1959, Tabel (13-2), Hal 254)

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P} + c \\ &= \frac{15,45887446 \times 185,7041741}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 15,459} + 1/8 \\ &= 0,3922 \text{ in} = \frac{6,3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

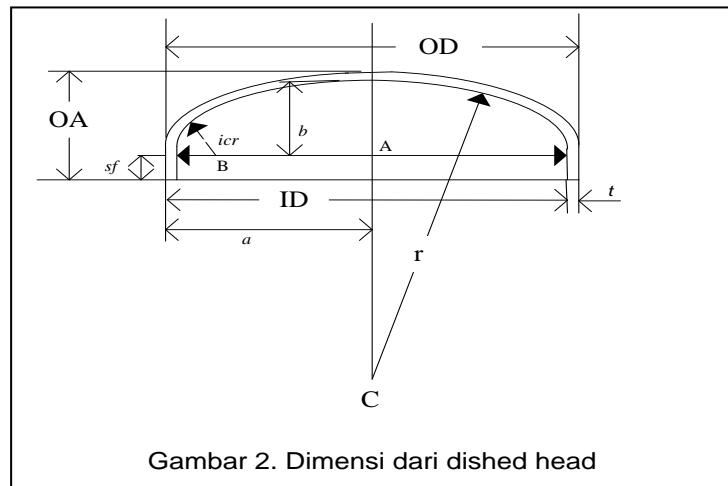
Standarisasi tebal bejana : $4/9 \text{ in}$ (Brownell, 1959, Tabel (5-7), Hal 89)

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_s = 372,19 \text{ in} = 31,016 \text{ ft}$$

Berdasarkan standarisasi (tabel 5,7 Brownell & Young), maka :

$$\begin{aligned} \text{OD standar} &= 384 \text{ in} = 32 \text{ ft} \\ \text{ID} &= \text{OD} - 2 \text{ ts in} \\ &= 383 \frac{2}{9} \text{ in} = 31,935 \text{ ft} \\ \text{Ls} &= 1,5 \text{ ID} \\ &= 574,8233 \text{ in} = 47,902 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



$$\begin{aligned} r_c &= d_o = 384 \text{ in} \\ \text{tha/thb} &= \frac{0,885 \times P_d r_c}{f E - 0,1 P_d} + c \quad (\text{Brownell, 1959, Persamaan (13-12), Hal 258}) \\ &= \frac{0,885 \times 15,45887 \times 384}{12650 \times 0,85 - 0,1 \times 15,459} + 1/8 \\ &= 0,6137 \text{ in} = \frac{9,8}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Standarisasi tebal tutup} &: 5/8 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959, Tabel (5-7), Hal 89}) \\ \text{icr} &= 6\% r_c = 23,04 \text{ in} \\ \text{BC} &= r_c - \text{icr} = 384 - 23 = 360,96 \text{ in} = 30,08 \text{ ft} \\ \text{AB} &= r_i - \text{icr} = 192 - 23 = 168,96 \text{ in} = 14,08 \text{ ft} \\ \text{Tinggi head} &: b = r_c - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 384 - (361^2 - 169^2)^{0,5} \\ &= 65,02564 \text{ in} = 5,4188 \text{ ft} \\ \text{sf} &= 3 \text{ in} \\ \text{OA} &= \text{tha} + b + \text{sf} = 5/8 + 65,026 + 3 \\ &= 68 \frac{2}{3} \text{ in} = 5,7209 \text{ ft} \\ \text{Tinggi total tangki} &= \text{Ls} + 2 \times \text{OA} \\ &= 59,344 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Perhitungan Diameter Nozzle Aliran Utama

$$\begin{aligned}\text{Rate Volumetrik (Qf)} &= 63264,9401 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 17,5735945 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Asumsi = Aliran Turbulen

$$\begin{aligned}\text{Di optimum} &= 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13} && (\text{Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, P.496}) \\ &= 3,9 \times 17,574^{0,45} \times 0,08^{0,13} \\ &= 3,9 \times 3,632346 \times 0,7169 \\ &= 10,15617 \text{ inch} \\ &= 25,79668 \text{ cm}\end{aligned}$$

ditetapkan :

Pipa 4 in sch 80

(Geankoplis, 2003, Appendiks A.5 Hal 996)

$$\text{OD} = 4,5 \text{ inch} = 0,375 \text{ ft} = 0,1143 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3,826 \text{ inch} = 0,3188 \text{ ft} = 0,0972 \text{ m}$$

$$\text{A} = 0,0799 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}v &= Q/A \\ &= \frac{17,5735945}{0,07987155} \\ &= 220,0232 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{0,00 \times 0,318833 \times 220,02}{9,00438\text{E-}06} \\ &= 37605,4644\end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar
sehingga diameter nozzle = 4,5 in

* Perhitungan Diameter Nozzle Aliran Keluar

$$\text{Rate massa aliran keluar} = 2218,44 \text{ kg/jam} = 66138,7141 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas gas} = 0,08 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Rate Volumetrik (Qf)} &= 63264,94 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 17,57359 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Asumsi = Aliran Turbulen

$$\begin{aligned}\text{Di optimum} &= 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13} && (\text{Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, P.496}) \\ &= 3,9 \times 17,574^{0,45} \times 0,0773^{0,13} \\ &= 3,9 \times 3,632346 \times 0,7169 \\ &= 10,15617 \text{ inch} \\ &= 25,79668 \text{ cm}\end{aligned}$$

ditetapkan :

Pipa 5 in sch 80

(Geankoplis, 2003, Appendiks A.5 Hal 996)

$$\text{OD} = 5,563 \text{ inch} = 0,464 \text{ ft} = 0,1413 \text{ m}$$

$$ID = 4,813 \text{ inch} = 0,401 \text{ ft} = 0,1223 \text{ m}$$

$$A = 0,1263 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= \frac{17,5735945}{0,12634364}$$

$$= 139,0936 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{0,0773 \times 0,401 \times 139,09}{9,00438E-06}$$

$$= 478951,079$$

$Nre > 2100$, asumsi aliran turbulen benar
sehingga diameter nozzle = 5,563 in

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Buffer Tank		
Kode Alat	:	F-311		
Fungsi Alat	:	Menampung gas dari biodigester		
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dish head</i>		
Kapasitas	:	39541 ft ³ = 1396376 m ³		
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C		
Jumlah tangki	:	1 unit		
Spek. Tangki	:	- Diameter (OD)	=	384 ft = 117,0375 m
		- Diameter (ID)	=	383 2/9 ft = 116,7984 m
		- Tinggi : Shell	=	47,90195 ft = 14,5998 m
		tutup atas	=	5,720887 ft = 1,743641 m
		tutup bawah	=	5,720887 ft = 1,743641 m
		- Tebal : shell	=	4/9 in
		tutup atas	=	5/8 in
		tutup bawah	=	5/8 in
Spek. Nozzle Aliran Utama	:	Diameter (OD)	=	4,5 in
		Jenis pipa	=	Pipa 4 in sch 80
Spek. Nozzle Aliran Keluar	:	Diameter (OD)	=	5,563 in
		Jenis pipa	=	Pipa 5 in sch 80

16. Biogas Compressor (G-313)

Fungsi : Meningkatkan tekanan biogas menuju water scrubber

Type : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 2 buah Compressor

Gas : Biogas dari digester

Kondisi proses :

Suhu masuk (T_1) : 46,3 °C = 115 °F

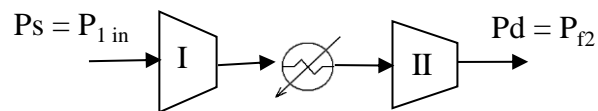
Pressure drop : 0,3 atm = 5 psia

Tekanan masuk (P_1) : 1 atm = 14,7 psia

Tekanan keluar (P_3) : 10 atm = 147 psia

Rate massa : 2218,44 kg/jam

Densitas : 1,23852 kg/m³ = 0,00124 kg/L



Kondisi Operasi

Tekanan Suction, Ps (psia)

Ps = P gas masuk

Ps = 14,7 psia

Temperatur Suction, Ts (°R)

Ts = 46,3 °C = 319 K = 115 °F = 575 R

Tekanan Discharge, Pd (psia)

Pd = P gas keluar

Pd = 147 psia

Compression ratio

Rc = Pd / Ps

= 147 / 14,7

= 10

Karena Rc > 5 atau 6, hal ini mengindikasikan menjadi 2 stage

Compression ratio untuk tiap stage

Rc = $\sqrt{10}$

= 3,16

a. First stage (memungkinkan untuk penurunan tekanan satu-setengah oleh stage pertama)

$$P1 = 14,7 \text{ psia}$$

$$P1 = R_c \text{ tiap stage} \times P1 + \text{Pressure drop}/2$$

$$= 3,16 \times 14,7 + 2,5$$

$$= 48,986 \text{ psia}$$

$$R_c = P1 / P1$$

$$= 49 / 14,7$$

$$= 3,33$$

b. Second stage

$$P1 = R_c \text{ tiap stage} \times P1 - \text{Pressure drop}/2$$

$$= 3,16 \times 14,7 - 2,5$$

$$= 43,985 \text{ psia}$$

$$P1' = 147 \text{ psia}$$

$$R_c = P1' / P1$$

$$= 147 / 43,985$$

$$= 3,34$$

Discharge temperature first stage

$$T1 = T1 \times R_c^{(k-1)/k} \quad (k \text{ untuk natural gas} = 1,26)$$

$$= 575 \times 3,33^{(1,26-1)/1,26}$$

$$= 737,55 \text{ R}$$

$$= 277,55 \text{ F}$$

Dari figure 12-22 Ludwig vol III hal 430

Pada $R_c = 3,33$ dan $k = 1,26$

didapatkan $T2/T1 = 1,28$

sehingga $T2 = 1,28 \times (90,5+460)$

$$T2 = 736,427 \text{ R}$$

$$T2 = 276,427 \text{ F}$$

hal ini biasanya suhunya mendekati sesuai kebutuhan

Discharge temperature second stage

karena suhu air pendingin cukup rendah sehingga bagus untuk pendinginan didinginkan hingga suhu 95 F

ini akan menjadi suhu masuk ke second stage cylinder

$$Tf2 = T1 \times R_c^{(k-1)/k}$$

$$= 555 \times 3,34^{(1,26-1)/1,26}$$

$$= 711,906 \text{ R}$$

$$= 251,906 \text{ F}$$

Horse Power

$$\begin{aligned}\text{Volume gas} &= 1.791.209 \text{ liter/jam} \\ \text{(kapasitas)} &= \frac{1.791.209 \text{ liter}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{28.317 \text{ liter}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &= 1.518.134 \text{ CFD (Cubic Feet per day)}\end{aligned}$$

First stage

Pada figure 12-21B Ludwig vol III hal 427

Pada $R_c = 3,33$ dan $k = 1,26$

$$\text{Bhp/MMCFD} = 72$$

Dari persamaan 12-58, Ludwig

$$\text{bhp} = (\text{bhp/MMSCFD})_{\text{grafik}} \times (\text{kapasitas gas} / 10^6)$$

$$\begin{aligned}\text{bhp} &= 72 \times (1518134 / 10^6) \\ &= 109,306 \text{ hp} = 81,509 \text{ kW}\end{aligned}$$

Second stage

Pada figure 12-21B Ludwig vol III hal 427

Pada $R_c = 3,33$ dan $k = 1,26$

$$\text{Bhp/MMCFD} = 72,5$$

Dari persamaan 12-58, Ludwig

$$\text{bhp} = (\text{bhp/MMSCFD})_{\text{grafik}} \times (\text{kapasitas gas} / 10^6)$$

$$\begin{aligned}\text{bhp} &= 72,5 \times (1518134 / 10^6) \\ &= 110,065 \text{ hp} = 82,075 \text{ kW}\end{aligned}$$

Total Power Compressor

$$\text{Stage 1} = 109,306 \text{ hp} = 81,5092 \text{ kW}$$

$$\text{Stage 2} = 110,065 \text{ hp} = 82,0753 \text{ kW}$$

$$\text{Total} = 219,370 \text{ hp} = 163,585 \text{ kW}$$

Efisiensi Compressor

$$\text{Mechanical Efisiensi} = 95 \%$$

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Biogas Compressor

Kode Alat : G-313

Type : *Centrifugal compressor*

Fungsi : Menaikkan tekanan biogas menuju water scrubber

Jumlah stage : 2 buah Compressor

Kondisi operasi : $P_{\text{suction}} = 1 \text{ atm}$

: $P_{\text{discharge}} = 10 \text{ atm}$

Ratio : 3,16 Stage

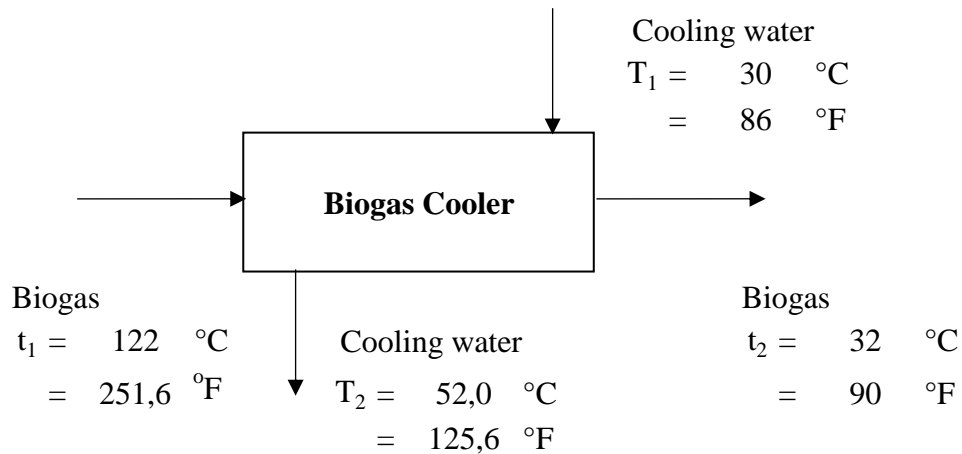
Bahan : *Cast Iron*

Kapasitas : 2218,44 kg/jam

mechanical Efisien: 95 %

Power : 219,4 hp

17. Cooler (E-314)



1. Heat Balance

Aliran bahan panas,	W	=	2218,44	kg/h
		=	4890,828698	lb/h
Aliran bahan dingin,	W	=	26952,90	kg/h
		=	59420,98326	lb/h
	Q	=	2493056,96	kJ/h
		=	2363417,998	btu/h

2. LMTD

T_1	=	30 °C	=	86 °F
T_2	=	52,0 °C	=	125,6 °F
t_1	=	122 °C	=	251,6 °F
t_2	=	32 °C	=	89,6 °F

$$\text{LMTD} = \frac{(86 - 89,6) - (125,6 - 251,6)}{\ln \frac{(86 - 89,6)}{(125,6 - 251,6)}}$$

$$\text{LMTD} = 34,43 \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{39,6}{162} = 0,2444$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{162}{165,6} = 0,9783$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan nilai *Temperature Difference Factor* $F_T = 0,84$

maka $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 28,92 \text{ °F}$$

3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 50 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(°F)}$$

4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3/4 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 16 \\ \text{L} &= 20 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0,782 \text{ in} \\ a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ a_t' &= 0,302 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{2363417,998}{50 \times 28,92} = 1634,526 \text{ ft}^2$$

6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{1634,526}{20 \times 0,1963} = 416,33$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
ID	: 25 in	No. of Tube	: 434
B	: 25 in	OD, BWG	: 0,8 in 16 BWG
Pass	: 2	Pitch	: 0,938 in triangular
		Pass	: 8

7. Mengkoreksi harga U_D

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 1703,9 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga U_D koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 47,965 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

8. Perhitungan T_{av} dan t_{av}

karena viskositas yang relatif kecil, $T_c = T_{av}$ dan $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{86 + 125,6}{2} = 105,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{251,6 + 89,6}{2} = 170,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cold fluid (shell) : Cooling Water

9 Flow area

Menghitung C'

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 0,938 - 0,75 \\ &= 0,18750 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T} \\ &= \frac{25 \times 0,1875 \times 25}{144 \times 0,9375} \\ &= 0,8681 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= \frac{59420,98}{0,868056} \\ &= 68452,97 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

11. Pada $T_a = 170,6 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 77 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 350 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari viskositas yang didapatkan

$$\begin{aligned} \mu &= 0,35 \text{ cP} \\ &= 0,85 \text{ lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{0,95 \text{ in}}{12} \\ &= 0,08 \text{ ft} \\ Re_s &= \frac{D_e G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,08 \times 68452,97}{0,84700} \\ &= 6398,104 \end{aligned}$$

Hot fluid (tube) : Biogas

9 Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= \frac{434 \times 0,302}{144 \times 8} \\ &= 0,1138 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

10. Mass velocity

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{a_t} \\ &= \frac{4890,8287}{0,113774} \\ &= 42987,11097 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G_t}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{42987,11097}{3600 \times 1,20} \\ &= 9,95072013 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

11. Pada $t_a = 105,8 \text{ }^\circ\text{F}$
 $= 41 \text{ }^\circ\text{C}$
 $= 314 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari viskositas yang didapatkan

$$\begin{aligned} \mu &= 0,05 \text{ cP} \\ &= 0,12 \text{ lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$\begin{aligned} ID &= \frac{0,782 \text{ in}}{12} \\ &= 0,07 \text{ ft} \\ Re_t &= \frac{DG_t}{\mu} \\ &= \frac{0,0652 \times 42987,11}{0,12100} \\ &= 23151,4606 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 13. \text{ Pada } T_a &= 171 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 77,0 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 350,0 \text{ } ^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 c &= 1,0000 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\
 k &= 0,3560 \\
 &\text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}
 \end{aligned}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 1,335$$

$$\begin{aligned}
 14. \text{ Dari Fig.25 Kern} \\
 \text{Correction factor} &= 0,95
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= 3000 \times 0,95 \\
 &= 2850 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 2850 \times \frac{0,782}{0,75} \\
 &= 2971,6 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 12. \text{ Dari Fig. 28 Kern} \\
 \text{didapatkan } j_H & \\
 j_H &= 86
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 c &= 0,5700 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\
 k &= 0,0215 \\
 &\text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F/ft)}
 \end{aligned}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 1,4748$$

$$14. \quad h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 86 \times \frac{0,02}{0,08} \times 1,3$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 31,2 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

15. *Tube-wall temperature*

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\
 &= 170,6 + \frac{31,18}{3002,8} (-65) \\
 &= 169,9271 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\text{Pada } t_w = 169,92714 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\begin{aligned}
 \mu_w &= 0,01 \text{ cP} \\
 &= 0,0242 \text{ lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \phi_s &= \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &= \left(\frac{0,85}{0,0242} \right)^{0,14} \\
 &= 1,645
 \end{aligned}$$

Corrected coefficient

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a$$

$$= 31,2 \times 1,645$$

$$= 51,291 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

16. Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= \frac{2971,6 \times 51,291}{2971,6 + 51,291}$$

$$= 50,421 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

17. Design overall coefficient

Diketahui *external surface* /ft, a" = 0,1963 ft²/ft

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 434 \times 20 \times 0,1963$$

$$= 1703,9 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{2363417,998}{1703,9 \times 28,92}$$

$$= 47,965 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

18. Dirt factor

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{50 - 47,965}{50 \times 47,965}$$

$$= 0,001016 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

Ringkasan

51,291	<i>h outside</i>	2971,6
U_c	=	50,42
U_D	=	47,96
$R_{d \text{ calc}}$	=	0,001
$R_{d \text{ req}}$	=	0,001

Pressure Drop

1. $Re_s = 6398,10351$

Dari Fig.29 Kern, didapatkan

$$f = 0,00310 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$sg = 1$$

1. $Re_t = 23151,4606$

Dari Fig.26 Kern, didapatkan

$$f = 0,0002$$

$$sg = 0,00090902$$

2. No. of crosses

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{20}{25}$$

$$N + 1 = 9,6$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 2,1 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{fG_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{290520187}{6798019225}$$

$$= 0,0427 \text{ psi}$$

$$2. \Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{59132535}{3401700000}$$

$$= 0,0174 \text{ psi}$$

$$3. G_t = 42987,11097$$

Dari Fig.27 Kern, didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 1E-05$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'} \times \frac{62,5}{144}$$

$$= \frac{4 \times 8}{0,0009} \times 1E-05 \times \frac{62,5}{144}$$

$$= 0,2 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_T = P_t + P_r$$

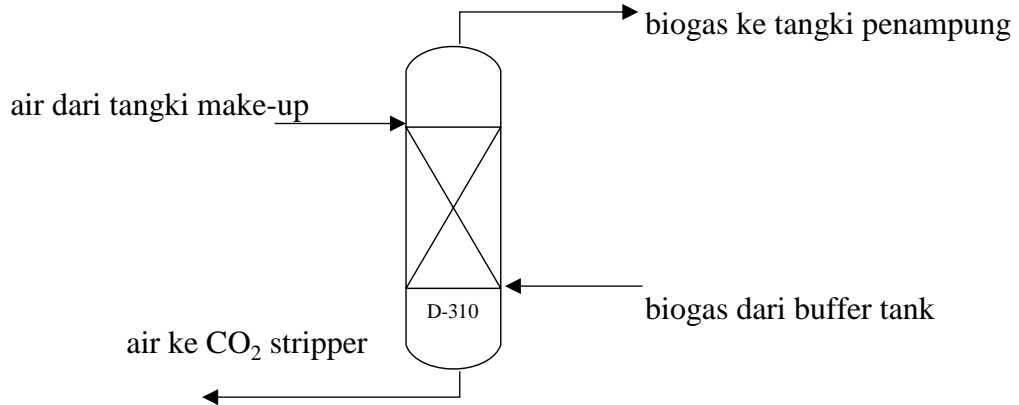
$$= 0,02 + 0,1528$$

$$= 0,17 \text{ psi}$$

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Cooler
Kode Alat	:	E-314
Fungsi Alat	:	Menurunkan temperature biogas menuju water
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi:		Carbon Steel SA 302
Tube	:	ID : 0,78 in
	:	OD : 0,75 in
	:	Panjang : 20,00
	:	ΔP_T : 0,17 psi
Shell	:	de : 0,95 in
	:	ΔP_s : 0,043 psi
Rd	:	0,001
Luas Area	:	1703,88 ft ²
Jumlah	:	1

18. WATER SCRUBBER (D-310)



Fungsi = Menghilangkan CO₂ dari biogas

Tipe = *Packed bed absorber*

Rate umpan = 2171,8 kg/jam

Rate air = 12826 kg/jam

% recovery = 93%

P_{operasi} = 10 atm

T_{operasi} = 32 °C = 305 K

ρ_{CO₂} = 18,6 kg/m³ = 1,16 lb/ft³

μ_L = 0,74 cp = 1,94 lb/ft.jam

μ_G = 0,01 cp = 0,03 lb/ft.jam

D_L = 1,67 ft²/hr

D_G = 0,03 ft²/hr

Fraaksi mol CO₂ di umpan = 0,3485

G_L/G_V = 2 / 1

BM_{campuran} : L₀ = 18 kmol/kg V_{N+1} = 32,7 kmol/kg

L_N = 20,2 kmol/kg V₁ = 18,9 kmol/kg

Bagian Atas :

ρ_l = 62,5 lb/ft³

ρ_v = 0,47 lb/ft³

Bagian Bawah :

ρ_l = 11,7 lb/ft³

ρ_v = 0,82 lb/ft³ =

Beban Kolom :

Atas L₀ = 12826 kg/jam = 711,82 kmol/jam = 28277,25 lb/jam

 V₁ = 971,21 kg/jam = 51,4676 kmol/jam = 2141,15 lb/jam

Bawah L_N = 14027 kg/jam = 693,03 kmol/jam = 30924,12 lb/jam

 V_{N+1} = 971,21 kg/jam = 29,66 kmol/jam = 2141,15 lb/jam

Basis 1 jam operasi

Pemilihan Packing

Tipe = *Raschig ring*

Bahan = keramik α = 6,41

Ukuran = 1 in β = 0,32

$$\begin{aligned}
C_f &= 155 & \gamma &= 0,51 \\
C_d &= 301 & \phi &= 0,01 \\
\varepsilon &= 0,74 & j &= 1,502 \\
a_p &= 58 \text{ ft}^2/\text{ft}^3 & F_p &= 179 \text{ ft}^{-1} \\
f_p &= 1,2 & \eta &= 0,22 \\
\text{Wall thickness} &= 3 \text{ mm}
\end{aligned}$$

Ditetapkan :

- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E = 0,85)
- Bahan yang digunakan *Stainless steel SA-240 grade C* (f = 18750)
- Tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*
- Faktor korosi (1/8 in) *Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal. 251*

Penentuan Diameter

Atas

$$\begin{aligned}
\frac{L'}{V'} &= \left(\frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v} \right)^{0,5} = \frac{28277}{2141,2} \times \left(\frac{0,47}{62,05} \right)^{0,5} \\
&= 1,151
\end{aligned}$$

Berdasarkan Grafik Treybal (*approximate flooding*) diperoleh

$$\begin{aligned}
\frac{G_f^2 C_f \mu_l^{0,1} j}{\rho_v (\rho_l - \rho_v) g_c} &= 0,03 \\
G_f^2 &= \frac{0,47}{155} \times \frac{62}{1,07} \times \frac{4E+08}{1,502} \times 0,03 \\
G_f &= 1187,42 \text{ lb/ft}^2 \\
V'_{op} &= 0,6 \times G_f \\
&= 712,45 \text{ lb/ft}^2 \\
S &= \frac{V'}{V'_{op}} = \frac{2141,2}{712,45} = 3,01 \text{ ft}^2 \\
D &= 1,9558 \\
&= 2 \text{ ft} \\
A &= 3,14 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Bawah

$$\begin{aligned}
\frac{L'}{V'} &= \left(\frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v} \right)^{0,5} = \frac{30924}{2141,2} \times \left(\frac{0,82}{10,85} \right)^{0,5} \\
&= 3,963
\end{aligned}$$

Berdasarkan Grafik Treybal (*approximate flooding*) diperoleh

$$\begin{aligned}
\frac{G_f^2 C_f \mu_l^{0,1} j}{\rho_v (\rho_l - \rho_v) g_c} &= 0,03 \\
G_f^2 &= \frac{0,82}{155} \times \frac{10,9}{1,07} \times \frac{4E+08}{1,502} \times 0,03 \\
G_f &= 654,16 \text{ lb/ft}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V'_{op} &= 0,6 \times G_f \\
 &= 392,49 \text{ lb/ft}^2 \\
 S &= \frac{V'}{V'_{op}} = \frac{2141,2}{392,49} = 5,46 \text{ ft}^2 \\
 D &= 2,635 \text{ ft} \\
 &= 3 \text{ ft} = 0,91 \text{ m} \\
 A &= 7,065 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Maka dipilih diameter 3 ft karena memiliki area terbesar

Pressure Drop

Atas

$$\begin{aligned}
 V' &= \frac{2141,2}{28,286} = 75,7 \text{ lb/ft}^2\text{jam} = 0,10 \text{ kg/m}^2\text{s} \\
 \frac{\Delta P}{z} &= \frac{C_d V'^2}{\rho_v} = \frac{3,1724}{7,5448} = 0,4205 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Bawah

$$\begin{aligned}
 V' &= \frac{2141,2}{28,286} = 75,7 \text{ lb/ft}^2\text{jam} = 0,10 \text{ kg/m}^2\text{s} \\
 \frac{\Delta P}{z} &= \frac{C_d V'^2}{\rho_v} = \frac{3,1724}{13,092} = 0,2423 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

Penentuan Tinggi Kolom

Diketahui persamaan kesetimbangan untuk CO₂ dan H₂O

$$x_a = 0,14 y_a$$

$$y_a = 7,29 x_a$$

Persamaan operasi untuk CO₂ dan H₂O

$$L' = 711,84 \text{ kmol} = 1569,3 \text{ lbmol}$$

$$V' = 54,847 \text{ kmol} = 120,92 \text{ lbmol}$$

$$\frac{y_{N+1}}{1-y_{N+1}} = \frac{L'}{V'} \left(\frac{x}{1-x} - \frac{x_0}{1-x_0} \right) + \frac{y_1}{1-y_1}$$

$$\frac{y_{N+1}}{1-y_{N+1}} = 12,979 \left(\frac{x}{1-x} \right) + 0,040$$

$$\text{Tinggi kolom} : z = N_{og} H_{og}$$

Dimana

$$N_{og} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1-y) m dy}{(1-y)(y-y^*)} ; \quad (1-y)m = \frac{(1-y) - (1-y^*)}{\ln \frac{(1-y)}{(1-y^*)}}$$

Tabel Simpson

y	x	y*	(1-y)m	(1-y)(y-y*)	(1-y)m
					(1-y)(y-y*)
0,0396	0,0001	0,0009	0,9796	0,0372	26,3687
0,0496	0,001	0,0071	1	0,0404	24,0339
0,0596	0,0018	0,0133	0,9633	0,0435	22,1436
0,0696	0,0027	0,0197	0,9551	0,0464	20,5858
0,0796	0,0036	0,0263	0,9468	0,0491	19,2837

$$h = 0,0827$$

$$N_{og} = \frac{h}{3} (y_0 + 4y_1 + 2y_2 + 4y_3 + y_n)$$

$$= 7,399 \text{ ft}$$

$$H_{og} = H_g + \frac{mV}{L} HI$$

$$m = \text{gradien garis kesetimbangan} = 7,2939$$

$$\frac{V}{L} = \frac{1}{\text{gradien garis operasi}} = 0,077$$

Atas

$$H_g = \alpha \frac{V^p}{L^r} \left(\frac{\mu_v}{\rho_v D_v} \right)^{0,5}$$

$$= 6,41 \times \frac{4,6387}{42,640} \times \left(\frac{0,0338}{0,01377} \right)^{0,5}$$

$$= 1,093 \text{ ft}$$

$$HI = \phi \left(\frac{L'}{\mu_L} \right)^j \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0,5}$$

$$= 0,01 \times \left(\frac{1569,3}{1,938} \right)^{1,502} \times \left(\frac{1,9380}{104,69} \right)^{0,5}$$

$$= 31,774 \text{ ft}$$

$$H_{og} = 1,093 + 31,774$$

$$= 32,867 \text{ ft}$$

Bawah

$$H_g = \alpha \frac{V^p}{L^r} \left(\frac{\mu_v}{\rho_v D_v} \right)^{0,5}$$

$$= 6,41 \times \frac{4,6387}{42,640} \times \left(\frac{0,0338}{0,02389} \right)^{0,5}$$

$$= 0,830 \text{ ft}$$

$$HI = \phi \left(\frac{L'}{\mu_L} \right)^\eta \left(\frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \right)^{0,5}$$

$$= 0,01 \times \left(\frac{1569,3}{1,938} \right)^{0,220} \times \left(\frac{1,9380}{19,542} \right)^{0,5}$$

$$= 0,0137 \text{ ft}$$

$$H_{og} = 0,830 + 0,0137$$

$$= 0,8436 \text{ ft}$$

Karena bagian bawah lebih besar, maka $H_{og} = 32,867 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} z &= N_{og} + H_{og} \\ &= 7,399 + 32,867 \\ &= 40,267 \text{ ft} = 12,273 \text{ m} = 13 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tebal, tinggi, diameter bejana

$$\begin{aligned} \text{Diameter (ID)} &= 3 \text{ ft} = 36 \text{ in} \\ \text{Tinggi bed} &= 13 \text{ ft} \\ \text{Tinggi kolom} &= \text{tinggi bed} = 13 \text{ ft} \\ \text{Bahan yang digunakan} &= \text{Carbon steel SA-283 grade C} \quad (f = 12650) \\ \text{Faktor korosi} &= 1/8 \text{ in} \\ \text{Tinggi liquid (H}_L) &= \text{tinggi bed} = 13 \text{ ft} \\ \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \rho \times (\text{g/gc}) \times \text{HL} / 144 \\ &= 0,0318 \text{ psi} \\ P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 0,0318 + 147 \\ &= 147,0318 \text{ psi} \\ \text{Pada umumnya } P_{\text{desain}} &= 1 - 1,2 P_{\text{operasi}} \\ \text{Diambil } P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\ &= 161,74 \text{ psi} \\ &= 11,002 \text{ atm} \end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint* $E = 0,85$

Dari persamaan (13-1) Brownell dan Young

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d + C}{fE - 0,6P_d} \\ &= \frac{161,7350 \times 18}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 161,735} + 1/8 \\ &= 0,3982 \text{ in} = \frac{6,37}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana = 4/9 in (Brownell, 1959, tabel (5-7), hal 890)

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_s = 36,875 \text{ in} = 3,07292 \text{ ft}$$

Berdasarkan standarisasi (tabel 5-7 Brownell dan Young), maka

$$\text{OD}_{\text{standard}} = 38 \text{ in} = 3 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2t_s \\ &= 36 \text{ in} = 3 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$L_s = 40,267 \text{ ft} = 483 \text{ in}$$

Menghitung tebal dan tinggi tutup atas

$$\begin{aligned} r_c &= \text{ID} = 36 \text{ in} \\ t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times P_d \times r_c + C}{fE - 0,1P_d} \end{aligned}$$

$$= \frac{0,885 \times 161,73501 \times 36}{12650 \times 0,85 - 0,1 \times 161,74} + 1/8$$

$$= 0,6049 \text{ in} = \frac{10}{16} = 3/5 \text{ in}$$

Standarisasi tebal tutup = 3/5 in (Brownell. 1959, tabel (5-7), hal 89)

maka sf = 4 in (Kusnarjo, 2010, tabel 2.8,hal 23)

icr = 0,06rc = 2,16 in

BC = rc - icr = 33,84 in = 2,82 ft

AB = ri - icr = 15,84 in = 1,32 ft

$$\text{Tinggi head} = b = rc - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 6,10 \text{ in}$$

$$= 0,508 \text{ ft}$$

$$OA = \text{tha} + b + \text{sf} = 3/5 + 6,10 + 4$$

$$= 10,70 \text{ in}$$

$$= 0,892 \text{ ft}$$

$$\text{Total tinggi tangki} = L_s + 2 \times OA$$

$$= 504,6 \text{ in} = 42,1 \text{ ft} = 12,8 \text{ m}$$

Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Masuk

$$\text{Rate Volume biogas } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa biogas}}{\rho \text{ biogas}}$$

$$= \frac{2141,2 \text{ lb/jam}}{0,817 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2620 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,728 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran laminar

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18} \quad (\text{Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3,9 \times 0,7277^{0,36} \times 0,82^{0,18}$$

$$= 3,354 \text{ in}$$

$$= 8,52 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 5 Sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

OD = 5,563 in = 0,464 ft = 0,141 m

ID = 4,813 in = 0,401 ft = 0,122 m

A = 0,1263 ft²

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0,7277}{0,1263}$$

$$\begin{aligned}
&= 5,7627 \text{ ft/s} \\
Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{0,8 \text{ lb/ft}^3 \times 0,40 \text{ ft} \times 6 \text{ ft/s}}{0,03383 \text{ lbm/ft.s}} \\
&= 55,837
\end{aligned}$$

Nre < 2100, sehingga asumsi aliran laminar benar
 Sehingga diameter Nozzle Subtrat adala 5,56 in

Perhitungan Diameter Nozzle Liquid Masuk

$$\begin{aligned}
\text{Rate Volume liquid } (Q_f) &= \frac{\text{Rate liquida}}{\rho \text{ liquid}} \\
&= \frac{28277 \text{ lb/jam}}{62,5 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 452 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,12564 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Asumsi = aliran laminar

$$\begin{aligned}
D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18} \quad (\text{Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\
&= 3,9 \times 0,1256^{0,36} \times 62,52^{0,18} \\
&= 3,8907 \text{ in} \\
&= 9,88 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 3 1/2 sch 40 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 4,000 \text{ in} = 0,333 \text{ ft} = 0,102 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3,548 \text{ in} = 0,296 \text{ ft} = 0,090 \text{ m}$$

$$A = 0,0686237 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\
&= \frac{0,1256}{0,0686} \\
&= 1,8308 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{62,5 \text{ lb/ft}^3 \times 0,3 \text{ ft} \times 1,83 \text{ ft/s}}{0,0338313 \text{ lbm/ft.s}} \\
&= 1000,3
\end{aligned}$$

Nre < 2100, asumsi aliran laminar benar

Sehingga diameter Nozzle Liquida Masu 4,00 in

Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Keluar

$$\begin{aligned}
\text{Rate Volume biogas } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa biogas}}{\rho \text{ biogas}} \\
&= \frac{2141,2 \text{ lb/jam}}{0,471 \text{ lb/ft}^3}
\end{aligned}$$

$$= 4546 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,263 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran laminar

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18} \quad (\text{Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3,9 \times 1,2627^{0,36} \times 0,47^{0,18}$$

$$= 3,704 \text{ in}$$

$$= 9,41 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 3 Sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 3,500 \text{ in} = 0,292 \text{ ft} = 0,089 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,900 \text{ in} = 0,242 \text{ ft} = 0,074 \text{ m}$$

$$A = 0,046 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{1,2627}{0,0458}$$

$$= 27,543 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{0,5 \text{ lb/ft}^3 \times 0,24 \text{ ft} \times 28 \text{ ft/s}}{0,03383 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 92,67$$

$Nre < 2100$, sehingga asumsi aliran laminar benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 3,50 in

Perhitungan Diameter Nozzle Liquid Keluar

$$\text{Rate Volume liquida } (Q_f) = \frac{\text{Rate liquida}}{\rho \text{ liquid}}$$

$$= \frac{30924 \text{ lb/jam}}{11,7 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2650 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,73608 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran laminar

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3,9 \times 0,7361^{0,36} \times 11,67^{0,18}$$

$$= 5,4354 \text{ in}$$

$$= 13,81 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 5 sch 40 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 5,563 \text{ in} = 0,464 \text{ ft} = 0,141 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 5,047 \text{ in} = 0,421 \text{ ft} = 0,128 \text{ m}$$

$$A = 0,139 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik (Q)}}{\text{Luas Penampang pipa (A)}}$$

$$= \frac{0,7361}{0,1389}$$

$$= 5,3009 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{11,7 \text{ lb/ft}^3 \times 0,42 \text{ ft} \times 5,3 \text{ ft/s}}{0,0338313 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 769,05$$

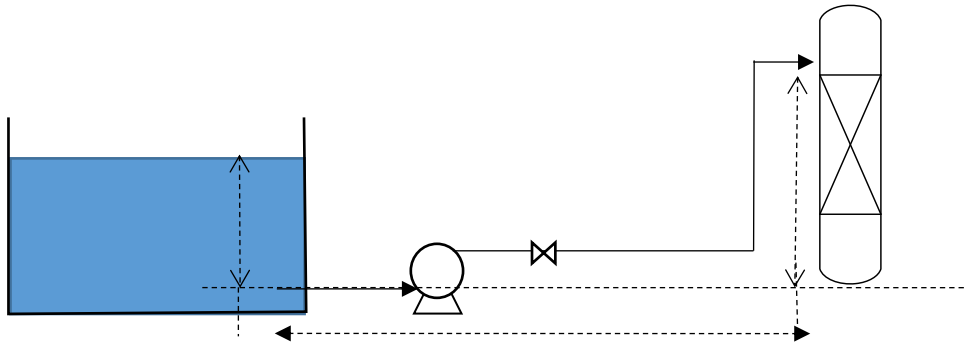
$Nre < 2100$, asumsi aliran laminar benar

Sehingga diameter Nozzle Liquida Masu 5,56 in

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	=	<i>Water Scrubber</i>
Kode Alat	=	D-310
Fungsi Alat	=	Untuk mengabsorbsi CO ₂ yang terkandung dalam biogas
Tipe	=	<i>Pack absorber</i> dengan tutup atas dan bawah <i>standard dish head</i>
Bahan Packing	=	Ceramic
Jenis Packing	=	<i>Raschig ring</i>
Bahan Konstruksi	=	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	=	1 unit
Spek Absorber	:	
	-	Diameter tangki (OD) = 3,17 ft = 0,97 m
	-	Diameter (ID) = 3,00 ft = 0,91 m
	-	Tinggi shell = 40,3 ft = 12,27 m
		tutup atas = 0,89 ft = 0,27 m
		tutup bawah = 0,89 ft = 0,27 m
	-	Tebal shell = 7/16 in
		tutup atas = 3/5 in
		tutup bawah = 3/5 in
Spek. Nozzle Biogas Masuk	:	- Diameter (OD) = 5,56 in
		- Jenis pipa = Pipa 5 Sch 80
Spek. Nozzle Liquid Masuk	:	- Diameter (OD) = 4 in
		- Jenis pipa = Pipa 3 1/2 sch 40
Spek. Nozzle Biogas Keluar	:	- Diameter (OD) = 3,5 in
		- Jenis pipa = Pipa 3 Sch 80
Spek. Nozzle Liquid Keluar	:	- Diameter (OD) = 5,56 in
		- Jenis pipa = Pipa 5 sch 40

19. Pompa Make-Up Water (L-315)



Fungsi = Memompa air menuju absorber

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 12826 kg/jam

Persamaan *Bernoulli*

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

Data -data

Rate larutan (\dot{m}) = 12826,346 kg/jam

= 7,855 lbm/s

Densitas (ρ) = 996 kg/m³

= 62,180 lbm/ft³

Viskositas (μ) = 1 cp

= 0,00067197 lbm/ft.s

Rate volume (Q_f) = 0,126 ft³/s

= 12,878 m³/jam

= 0,004 m³/s

= 56,700 gpm

Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi = aliran turbulen

D_i optimum = $3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$ (Kusnarjo, Persamaan 2-42 hal 32)

= 2,63 inch

= 6,68 cm

ditetapkan:

Pipa 3 in sch 40 (Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

OD = 3,500 inch = 0,29167 ft = 0,089 m

ID = 3,068 inch = 0,256 ft = 0,078 m

A = 0,0513 ft²

Check jenis aliran

$v = Q/A$

= 2,46188 ft/s

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= 58242,95 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipi **Pipa 3 in sch 40**

Perhitungan Friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung *Sudden Constriction* menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v_2^2}{2\alpha} = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha} \frac{J}{kg} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-16, hal 98})$$

Karena *cross sectional* dari tangki dibandingkan pipa lebih besar

(A1 >>> A2) maka A2/A1 = 0

$$\begin{aligned} k_c &= 0,55 (1 - A_2/A_1) \\ &= 0,55 (1-0) = 0,55 \end{aligned}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32 \quad \text{ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0,1 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung *Friction* pada sambungan dan *valve* menggunakan persamaan berikut:

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-17, hal 99})$$

$$\text{terdapat: 1 unit gate valve (jenis wide open) } k_f = 0,2$$

$$2 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 0,8$$

(Geankoplis tabel 2.10-1, hal 99)

$$g_c = 32,174 \text{ lbf ft/lbf s}^2$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open) } = 0,016 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow } = 0,141 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total } = 0,157 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

$$\text{Bahan} = \text{Carbon Steel (Commercial Steel)} \quad (\epsilon=4.6 \cdot 10^{-5})$$

$$\text{panjang pipa} = 11 \text{ m} = 36 \text{ ft}$$

Data-data untuk spesifikasi pipa *carbon steel*

$$\text{Nre} = 58242,95$$

$$\epsilon = 0,0000460 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0,0779281 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0,0005903$$

$$f = 0,0048 \quad (\text{Geankoplis, figure 2.10-3 hal 94})$$

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} = 0,078 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). *Sudden Expansion at the tank Entrance*

(Geankoplis, Persamaan 2.10-15, hal 98)

$$h_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2\alpha} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v_1^2}{2\alpha} = K_{ex} \frac{v_1^2}{2\alpha} \frac{J}{kg}$$

Karena luasan tangki netralisasi jauh lebih besar daripada pipa ($A_2 \gg A_1$)

maka, dianggap $A_1/A_2=0$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= 0,094 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi (ΣF)

$$\Sigma F = hc + hf + Fs + he = 0,381 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance

(Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_2 - Z_1 = 6,417 \text{ m} = 21,053 \text{ ft}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 6,061 \text{ ft/s} \quad v_1 = 0$$

Maka power pompa,

$$(W_s) = -24,465 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Head pump} = W_s \times -1 \text{ g/gc}$$

$$= 24,465 \text{ ft}$$

$$= 7,457 \text{ m}$$

Efisiensi pompa

$$\text{Flowrate baha} = 12,65 \text{ m}^3/\text{jam} = 55,693 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 *Peter and timerhouse* didapatkan

efisiensi pompa (η) 30%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 81,549 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{Mass rate} \cdot W_p$$

$$= 640,555 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 1,165 \text{ hp}$$

$$= 0,868 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 *Peter and Timerhouse*

Efisiensi motor = 81%

Power Motor = 1,44 hp

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Pompa Make-Up Water

Kode Alat : L-315

Fungsi Alat : Memompa air menuju absorber

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Stainless steel*

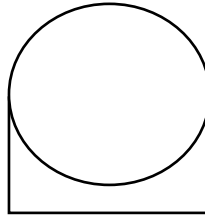
Kapasitas : 12826,346 kg/jam

Jumlah : 1 unit

Spec Pompa : Power : 1,44 hp

Head : 7,457 m

20. Tangki Penampung Biogas (F-316)



Fungsi = Tempat penyimpanan biogas
 Tipe = *Spherical Storage*
 $P_{\text{operasi}} = 10 \text{ atm} = 147 \text{ psi} = 10,1325 \text{ bar}$
 $T_{\text{operasi}} = 31,9 \text{ }^{\circ}\text{C} = 305 \text{ K}$
 Rate massa biogas = 971,21 kg/jam = 2141,15 lb /jam

Ditetapkan :

- Waktu tinggal = 48 jam
- Volume gas = 80% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* ($E = 0,80$)
- Bahan yang digunakan : *High Alloy Steel SA 240 Grade B* ($f = 17500$)
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)
- Jumlah tangki = 2 buah

Perhitungan Densitas Biogas :

No	Komponen	BM	Massa (kg)	kMol	Fraksi Mol (xi)	xi Bmi
1	Air	18	6,139347003	0,34107	0,006321335	0,11378
2	Nitrogen	28	9,550095338	0,34107	0,009833187	0,27533
3	CO ₂	44	95,29630848	2,16583	0,098121159	4,31733
4	CH ₄	16	859,690487	53,7307	0,885174129	14,1628
5	H ₂	2	0,534350572	0,26718	0,00055019	0,0011
Total			971,2105884	56,8458	1	18,8703

Diasumsikan bahwa biogas adalah gas ideal :

$$\frac{P V}{T} = n R$$

$$n = \frac{m}{Bm_{\text{mix}}}$$

$$\frac{P}{T} = \frac{m}{Bm_{\text{mix}}} \frac{R}{V}$$

$$\frac{P}{T} = \frac{\rho_{\text{gmix}}}{Bm_{\text{mix}}} \frac{R}{V}$$

$$\rho_{\text{gmix}} = \frac{Bm_{\text{mix}}}{R} \frac{P}{T}$$

$$= \frac{18,870331}{0,0820575} \times \frac{10}{304,935}$$

$$= 7,541438 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,4708102 \text{ lb/ft}^3$$

$$R = 0,08205746 \text{ m}^3 \text{ atm / K kmol}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik biogas} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ liquid} \\
 &= \frac{2141,15 \text{ lb/jam}}{0,471 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 4547,81 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\
 &= \frac{4547,81 \text{ ft}^3/\text{jam}}{2} \\
 &= 2273,9 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume biogas / tangki} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times \text{frekuensi pengisian} \\
 &= 2273,9 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 48 \text{ jam} \times 1 \\
 &= 109147,4 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{80\%} \times 109147 \text{ ft}^3 = 136434,2 \text{ ft}^3$$

Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Menentukan diameter tangki

Tangki untuk gas berbentuk bola

$$\begin{aligned}
 V &= \pi D^3 / 6 \\
 136434,2 &= \pi D^3 / 6 \\
 D^3 &= 260702,28 \text{ ft}^3 \\
 D &= 63,8825 \text{ ft} = 19,8 \text{ m} \\
 D_{\text{maks}} &= 30 \text{ m} \quad (\text{Ulrich, Tabel. 4-27, hal.249})
 \end{aligned}$$

Menentukan P_{design}

Asumsi : $H = D = 19,8 \text{ m}$

Menentukan Tebal Tangki (ts)

Perhitungan tebal bejana

$$\begin{aligned}
 P &= 146,96 \text{ psi} \\
 D &= 19,7962 \text{ m} \\
 R &= D/2 = 9,89812 \text{ m} = 383,295 \text{ in} \\
 S &= 17500 \text{ psi} \quad (\text{High Alloy Steel SA 240 Grade B}) \\
 C &= 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P R}{(1.8 S - 0.2 P)} + C \\
 &= \left(\frac{146,96 \times 383,2947414}{1,8 \times 17500 - 0,2 \times 146,96} \right) + 1/8
 \end{aligned}$$

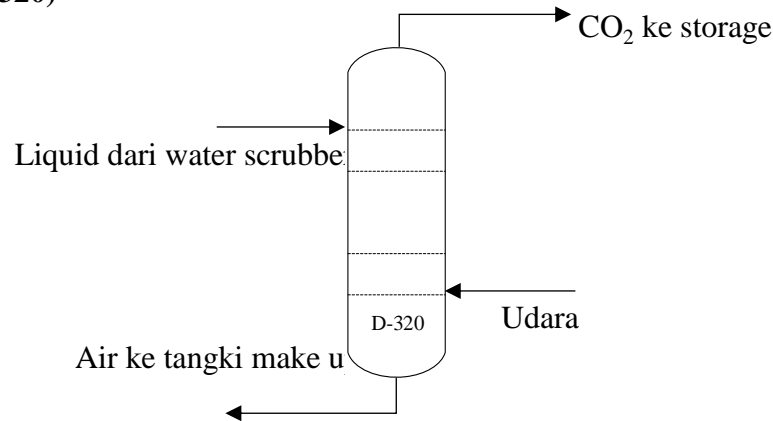
$$ts = 2 \text{ in}$$

Standarisasi tebal tangki : 2 in

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Tangki Penampung Biogas
Kode Alat : F-316
Fungsi Alat : Menyimpan biogas yang dihasilkan
Tipe : *Spherical Storage*
Kapasitas : 136434,2 ft³
Bahan Konstuksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade B*
Jumlah Tangki : 2 unit
Spek Tangki : Diameter Tangki (OD) = 19,7962 m
Tebal = 2 in

21. Stripper (D-320)



Fungsi	=	Menghilangkan CO ₂ dari air
Tipe	=	Tray column
% recovery	=	90%
μ _L	=	0,74 cp = 1,94 lb/ft.jam
μ _G	=	0,01 cp = 0,03 lb/ft.jam

Dari neraca massa

Masuk		Keluar	
Rate umpan (L ₀)	= 14027 kg/jam	Rate air keluar (L _N)	= 12842 kg/jam
	= 693,03 kmol/jam		= 703,59 kmol/jam
BM umpan	= 20,24 kg/kmol	BM air keluar	= 18,25 kg/kmol
X ₀	= 0,04	X _N	= 0,0040
Rate udara (V _{N+1})	= 2157,3 kg/jam	Rate gas keluar (V ₁)	= 3341,8 kg/jam
	= 74,564 kmol/jam		= 99,79 kmol/jam
BM udara	= 28,9 kg/kmol	BM gas keluar	= 33,49 kg/kmol
Y _{N+1}	= 0	Y ₁	= 0,30

Jumlah stage berdasarkan *Analytical Equation*

Menggunakan Kremser *analytical equation* untuk *counter current*

$$N = \frac{\ln \left[\frac{r l_0^{CO_2} + v_{n+1}^{CO_2} - A_{CO_2} l_0^{CO_2}}{v_{n+1}^{CO_2} - A_{CO_2} (1-r) l_0^{CO_2}} \right]}{\ln(A_{CO_2})}$$

$$= \frac{\ln \left[\frac{r - A_{CO_2}}{-A_{CO_2} (1-r)} \right]}{\ln(A_{CO_2})}$$

$$= \frac{\ln 15,2}{\ln 1,4}$$

$$= 8,1$$

Jumlah stage	=	9 buah
Jumlah tray actual	=	11,3 buah
Tray spacing	=	2 ft = 0,61 m = 24 in
Tinggi kolom	=	20,5 ft = 6,25 m = 246 in

Menentukan diameter kolom

Maximum allowable vapor velocity

$$v_{max} = K_v \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

K_v didapatkan dari Geankoplis Fig. 11.5-3 hal. 730

Bagian atas

$$\rho_V = 13,4 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} &= \frac{3341,8}{14027} \times \left(\frac{13,374}{997} \right)^{0.5} \\ &= 0,0276 \end{aligned}$$

$$K_V = 0,4 \text{ ft/s}$$

$$\sigma = \text{surface tension} = 70$$

$$\begin{aligned} v_{max} &= 0,4 \times \left(\frac{70}{20} \right)^{0.2} \times \left(\frac{983,63}{13,374} \right)^{0.5} \\ &= 4,4072 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$v_{desain} = 3,048 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Tower cross-section equals} &= \frac{14027}{3600} \times \frac{1}{13,4} \times \frac{1}{3,048} \\ &= 0,0956 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D = 0,3489 \text{ m} = 1,145 \text{ ft}$$

Bagian bawah

$$\rho_V = 11,6 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 998 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} &= \frac{12842}{2157,3} \times \left(\frac{11,554}{998} \right)^{0.5} \\ &= 0,6405 \end{aligned}$$

$$K_V = 0,22 \text{ ft/s}$$

$$\sigma = \text{surface tension} = 70$$

$$\begin{aligned} v_{max} &= 0,22 \times \left(\frac{70}{20} \right)^{0.2} \times \left(\frac{986,45}{11,554} \right)^{0.5} \\ &= 2,6116 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$v_{desain} = 1,8062 \text{ ft/s} = 0,5505 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Tower cross-section equals} &= \frac{12842}{3600} \times \frac{1}{11,6} \times \frac{1}{1,8062} \\ &= 0,1709 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D = 0,4666 \text{ m} = 1,531 \text{ ft}$$

Sehingga diameter kolom sebesar 1,531 ft atau 0,4666 m atau 18,4 in

Menentukan tebal shell kolom

Ditetapkan:

- Tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt joint* ($E = 0,85$)
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* ($f = 12650$)
- Faktor korosi = $1/8$ in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)
- Tinggi liquid = tinggi kolom = $20,5$ ft = $6,25$ m

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times (H_L - 1)}{144}$$

$$= \frac{62,2 \times 19,5}{144}$$

$$= 8,43 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 23,1 \text{ psi}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$P_{\text{design}} = 1,05 \times P_{\text{total}}$$

$$= 24,3 \text{ psi} = 1,65 \text{ atm}$$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6 P_d} + c$$

$$= \frac{223,079}{10752,5 - 14,57} + 1/8$$

$$= 0,14577 \text{ in}$$

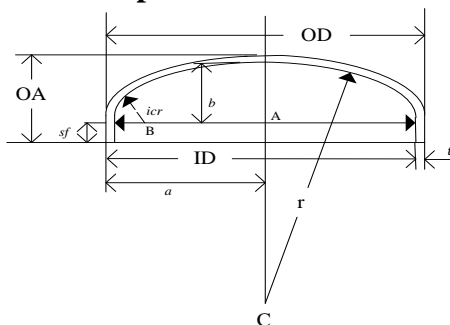
Standarisasi tebal bejana $3/16$ in (Sumber: Brownell, tabel 5-7 hal 89)

$$OD = ID + 2t_s = 18,663 \text{ in} = 1,6 \text{ ft}$$

$$OD_{\text{standard}} = 20 \text{ in} = 1,67 \text{ ft} = 0,51 \text{ m}$$

$$ID_{\text{baru}} = 19,63 \text{ in} = 1,64 \text{ ft} = 0,5 \text{ m}$$

Menentukan tinggi dan tebal tutup kolom



$$ID = 19,6 \text{ in}$$

$$t_{\text{ha}} = \frac{0.885 \times P_{\text{desain}} \times rc}{2(f \times E - 0.1 \times P_{\text{desain}})} + c$$

$$= \frac{421,7822447}{10752,50 - 2,4285} + 1/8$$

$$= 0,16424 \text{ in}$$

Sehingga tebal tutup standard (t_{ha}) :

$$= 1/5 \text{ in (Sumber: Brownell, tabel 5-6 hal 89)}$$

dari tabel yang sama didapat :

$$\text{Crown radius (r)} = 20 \text{ in}$$

$$\text{sf} = 3 \text{ in (range antara 1.5 - 3.5 in)}$$

$$\text{Inside Corner Radius (icr)} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{AB} = \frac{\text{ID}}{2} - \text{icr}$$

$$= 8,56 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr}$$

$$= 19 \text{ in}$$

$$b = r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5}$$

$$= 3,32 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

$$= t + b + \text{sf}$$

$$= 3,3 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total tangki} = \text{tinggi silinder} + 2 \times \text{tinggi tutup}$$

$$= 252,64 \text{ in}$$

$$= 21,05 \text{ ft}$$

$$= 6,42 \text{ m}$$

Perhitungan nozzle air dari water scrubber

$$\text{Rate masuk} = 14027 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 997,0 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate Volumetrik (Q}_f) = 14,1 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,1380 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran laminar

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501)

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18}$$

$$= 3,9 \times 0,14^{0,36} \times 62,2^{0,18}$$

$$= 3,9 \times 0,49 \times 2,1$$

$$= 4,0 \text{ inch}$$

$$= 10,2 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 4 in Sch 80 (Sumber: Geankoplis,2003, App. A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 4,500 \text{ in} = 0,38 \text{ ft} = 0,11 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3,826 \text{ in} = 0,32 \text{ ft} = 0,1 \text{ m}$$

$$A = 0,08 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= \frac{0,1380}{0,0798}$$

$$= 1,73 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= 17,709 \end{aligned}$$

Nre < 2100, asumsi aliran laminar benar
sehingga diameter nozzle dipilih 4,5 in

Perhitungan nozzle udara masuk CO₂ stripper

$$\begin{aligned} \text{Rate masuk} &= 2157,3 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas} &= 12,8 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Rate Volumetrik (Q}_f\text{)} &= 168,5 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1,6533 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran laminar

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501)

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18} \\ &= 3,9 \times 1,65^{0,36} \times 0,8^{0,18} \\ &= 3,9 \times 1,2 \times 0,96 \\ &= 4,5 \text{ inch} \\ &= 11,4 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 5 in Sch 80 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 5,563 \text{ in} = 0,46 \text{ ft} = 0,14 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 4,813 \text{ in} = 0,4 \text{ ft} = 0,12 \text{ m}$$

$$A = 0,13 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= Q/A \\ &= \frac{1,6533}{0,1263} \\ &= 13,09 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= 124,03 \end{aligned}$$

Nre < 2100, asumsi aliran laminar benar
sehingga diameter nozzle dipilih 5,563 in

Perhitungan nozzle air keluar CO₂ stripper

$$\begin{aligned} \text{Rate masuk} &= 12842 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas} &= 997,0 \text{ kg/m}^3 = 62,241 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate Volumetrik (Q}_f\text{)} &= 12,9 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,1264 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran laminar

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501)

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18} \\ &= 3,9 \times 0,13^{0,36} \times 62,2^{0,18} \\ &= 3,9 \times 0,47 \times 2,1 \end{aligned}$$

$$= 3,9 \text{ inch}$$

$$= 9,9 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 3 1/2 in Sch 40 (Sumber: Geankoplis,2003, App. A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 4,000 \text{ in} = 0,33 \text{ ft} = 0,1 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3,548 \text{ in} = 0,3 \text{ ft} = 0,09 \text{ m}$$

$$A = 0,07 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= \frac{0,1264}{0,0686}$$

$$= 1,84 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= 17,484$$

Nre < 2100, asumsi aliran laminar benar

sehingga diameter nozzle dipilih 4 in

Perhitungan nozzle CO₂ keluar CO₂ stripper

$$\text{Rate masuk} = 3341,8 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 12,8 \text{ kg/m}^3 = 0,7991 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate Volumetrik (Q}_f) = 261,1 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 2,5611 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran laminar

(Sumber: Peter&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501)

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18}$$

$$= 3,9 \times 2,56^{0,36} \times 0,8^{0,18}$$

$$= 3,9 \times 1,4 \times 0,96$$

$$= 5,3 \text{ inch}$$

$$= 13,35 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 6 in Sch 80 (Sumber: Geankoplis,2003, App. A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,55 \text{ ft} = 0,17 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 5,761 \text{ in} = 0,48 \text{ ft} = 0,15 \text{ m}$$

$$A = 0,18 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= \frac{2,5611}{0,1809}$$

$$= 14,16 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= 160,51$$

Nre < 2100, asumsi aliran laminar benar

sehingga diameter nozzle dipilih 6,625 in

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat	:	CO ₂ stripper
Kode Alat	:	D-320
Fungsi Alat	:	Menghilangkan CO ₂ dari air
Tipe	:	Kolom stripping tipe tray dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Kapasitas	:	182,61 m ³ = 6448,7 ft ³
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Kolom	:	1 unit
Spek. Kolom	:	
	-	Diameter tangki (OD) = 1,7 ft = 1 m
	-	Diameter (ID) = 1,6 ft = 0,5 m
	-	Tinggi : shell = 20,5 ft = 6,25 m
		tutup atas = 0,28 ft = 0,08 m
		tutup bawah = 0,28 ft = 0,08 m
	-	Tebal : shell = 3/16 in
		tutup atas = 3/16 in
		tutup bawah = 3/16 in
Spek. Nozzle Air dari Water Scrubbe	:	- Diameter (OD) = 4,5 in
		- Jenis pipa = Pipa 4 in Sch 80
Spek. Nozzle Udara Masuk	:	- Diameter (OD) = 5,56 in
		- Jenis pipa = Pipa 5 in Sch 80
Spek. Nozzle Air Keluar	:	- Diameter (OD) = 4 in
		- Jenis pipa = Pipa 3 1/2 in Sch 40
Spek. Nozzle Udara Keluar	:	- Diameter (OD) = 6,63 in
		- Jenis pipa = Pipa 6 in Sch 80

22. Blower Udara (G-321)

Fungsi = Mengalirkan udara menuju stripper
Tipe = *Centrifugal Blower*
Bahan = *Carbon Steel*
Suhu gas masuk = 32 °C
Tekanan gas masuk = 14,7 psi = 1 atm
Tekanan operasi = 3 psi = 83,124 in H₂O

Tekanan gas keluar = 14,7 psi = 1 atm
Lajur alir gas = 2157,3 kg/jam
= 4756,8 lbm/jam
ρ udara = 1,2 kg/m³
= 0,0749 lbm/ft³

Laju Volumetrik ga = 63496 ft³/jam = 1798 m³/jam
= 1058,3 ft³/meni = 29,966 m³/jam

Daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan poros motor :

Power kW = $2,72 \times 10^{-5} \times Q \times P$

Output power = $1,57 \times 10^{-4} \times Q \times P$

= 0,4984 hp

Effisiensi blower = 40% - 80% diambil 75%

Effisiensi = $\frac{\text{hp Output}}{\text{hp poros}}$

75% = $\frac{0,4984}{\text{hp poros}}$

hp poros = 0,664589 hp

standarisasi = 0,7 hp

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat : Blower Udara
Kodel alat : G-321
Fungsi alat : Mengalirkan udara menuju stripper
Tipe : *Centrifugal Blower*
Bahan : *Carbon Steel*
Laju Volumetrik : 1798
Tekanan operasi : 3
Energi poros : 0,7
Jumlah : 1 unit

23. Blower CO₂ (G-322)

Fungsi = Mengalirkan gas menuju storage

Tipe = *Centrifugal Blower*

Bahan = *Carbon Steel*

Suhu gas masuk = 32 °C

Tekanan gas masuk = 14,7 psi = 1 atm

Tekanan operasi = 0,2 psi = 5,5416 in H₂O

Tekanan gas keluar = 14,7 psi = 1 atm

Lajur alir gas = 3341,8 kg/jam

= 7368,6 lbm/jam

ρ udara = 1,6 kg/m³

= 0,0999 lbm/ft³

Laju Volumetrik ga = 73769 ft³/jam = 2088,9 m³/jam

= 1229,5 ft³/meni = 34,815 m³/jam

Daya yang dibutuhkan untuk menggerakkan poros motor :

Power kW = $2,72 \times 10^{-5} \times Q \times P$

Output power = $1,57 \times 10^{-4} \times Q \times P$

= 0,0386 hp

Effisiensi blower = 40% - 80% diambil 75%

Effisiensi = $\frac{\text{hp Output}}{\text{hp poros}}$

75% = $\frac{0,0386}{\text{hp poros}}$

hp poros = 0,051475 hp

standarisasi = 0,1 hp

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat : Blower CO₂

Kodel alat : G-322

Fungsi alat : Mengalirkan gas menuju storage

Tipe : *Centrifugal Blower*

Bahan : *Carbon Steel*

Laju Volumetrik : 2088,9

Tekanan operasi : 0,2

Energi poros : 0,1

Jumlah : 1 unit

24. Tanki Make Up (F-323)

Fungsi	= Menampung air dari stripper dan air make up
P _{operasi}	= 1 atm = 14,696 psi
T _{operasi}	= 32 °C = 305 K
Rate massa liquid total	= 12826,346 kg/jam = 28282,0929 lb/jam
ρ campuran	= 1000 kg/m ³ = 62,4297665 lb/ft ³
Viskositas (μ)	= 1 cp = 0,00067197 lbm/ft.s

Ditetapkan :

- Waktu tinggal = 3 jam
- Volume liquid = 80% volume tangki (kusnarjo, 2010, Hal 6)
- Jumlah tangki = 1 unit
- Tutup atas berbentuk *standard dish head*
- Tutup bawah berbentuk *plate* pada pondasi
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E = 0,85)
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* (f = 12650)
- Faktor korosi = 1/8 in (Brownell, 1959, Tabel 13.1 Hal 251)
- L_s = 1,5 ID (kusnarjo, 2010, Hal 7)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ liquid} \\ &= \frac{28282,09 \text{ lb/jam}}{62,42977 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 453,02 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\ &= \frac{453,02 \text{ ft}^3/\text{jam}}{1} \\ &= 453,02 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 453,02 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\ &= 1359,1 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{80\%} \times 1359,1 \text{ ft}^3 = 1698,8 \text{ ft}^3$$

* Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{volume tutup atas} + \text{volume shell} \\ &= 0,0847 D^3 + (\pi/4)D^2L \\ &= 0,0847 + (\pi/4)D^2L \quad 1,5 D \\ 1698,8 &= 1,2622 D^3 \\ \text{Diameter (ID)} &= 11,04098 \text{ ft} = 132,93 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Liquid (H}_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(\pi/4)D^2L} \\ &= \frac{1359,068}{0,25 \times 3,14 \times 121,9} \\ &= 14,202 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik (P}_h) &= \frac{\rho \times (\text{g/gc}) \times H_L}{144} \\ &= \frac{62 \times 14,202}{144} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= 6,1572 \text{ psi} \\ P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 6,15723 + 14,7 \\ &= 20,857 \text{ psi} \end{aligned}$$

Pada umumnya $P_{\text{design}} = 1 - 1,2 P_{\text{total}}$
 Diambil $P_{\text{design}} = 1,05 \times P_{\text{total}}$
 $= 21,9 \text{ psi} = 1,4902 \text{ atm}$

Untuk sambungan *double welded butt joint* $E = 0,85$ (Brownell, 1959, Tabel (13-2), Hal 254)
 Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P} + c \\ &= \frac{21,90009135 \times 66,46670249}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 21,9} + 1/8 \\ &= 0,2605 \text{ in} = \frac{4,2}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana : $1/3 \text{ in}$ (Brownell, 1959, Tabel (5-7), Hal 89)
 $OD = ID + 2t_s = 133,45 \text{ in} = 11,121 \text{ ft}$

Berdasarkan standarisasi (tabel 5,7 Brownell & Young), maka :

$$\begin{aligned} OD_{\text{standar}} &= 138 \text{ in} = 11,5 \text{ ft} \\ ID &= OD - 2 t_s \text{ in} \\ &= 137 \frac{1}{2} \text{ in} = 11,457 \text{ ft} \\ L_s &= 1,5 ID \\ &= 206,2184 \text{ in} = 17,185 \text{ ft} \end{aligned}$$

*** Menghitung tebal dan tinggi tutup atas**

$$\begin{aligned} r_c &= d_o = 138 \text{ in} \\ t_{ha}/t_{hb} &= \frac{0,885 \times P_d r_c}{fE - 0,1 P_d} + c \quad (\text{Brownell, 1959, Persamaan (13-12), Hal 258}) \\ &= \frac{0,885 \times 21,90009 \times 102}{12650 \times 0,85 - 0,1 \times 21,9} + 1/8 \\ &= 0,3089 \text{ in} = \frac{4,9}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi tebal tutup : $1/3 \text{ in}$ (Brownell, 1959, Tabel (5-7), Hal 89)
 $i_c = 6\% r_c = 8,28 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
BC &= r_c - icr = 138 - 8,3 = 129,72 \text{ in} = 10,81 \text{ ft} \\
AB &= r_i - icr = 69 - 8,3 = 60,72 \text{ in} = 5,06 \text{ ft} \\
\text{Tinggi head :} & \quad b = r_c - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
& \quad = 138 - (130^2 - 61^2)^{0,5} \\
& \quad = 23,36859 \text{ in} = 1,9474 \text{ ft} \\
sf &= 3 \text{ in} = \\
OA &= t_{ha} + b + sf = 1/3 + 23,369 + 3 \\
& \quad = 26,681 \text{ in} = 2,2234 \text{ ft} \\
\text{Tinggi total tangki} &= L_s + OA \\
& \quad = 19,408 \text{ ft}
\end{aligned}$$

* Perhitungan Diameter Nozzle

$$\begin{aligned}
\text{Rate massa liquid masuk} &= 12826,346 \text{ kg/jam} = 28282,0929 \text{ lb/jam} \\
\rho \text{ air} &= 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,4297665 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{Rate Volumetrik (Qf)} &= 453,022565 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,1258396 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned}
D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
&= 3,9 \times 0,1258^{0,45} \times 62,43^{0,13} \\
&= 3,9 \times 0,393476 \times 1,711595 \\
&= 2,626536 \text{ inch} \\
&= 6,671401 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan :

Pipa 3 in Sch 40

(Geankoplis, 2003, Appendiks A.5 Hal 996)

$$\begin{aligned}
OD &= 3,5 \text{ inch} = 0,291667 \text{ ft} = 0,033 \text{ m} \\
ID &= 3,068 \text{ inch} = 0,255667 \text{ ft} = 0,027 \text{ m} \\
A &= 0,051359 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Check jenis Aliran

$$\begin{aligned}
v &= Q/A \\
&= \frac{0,1258396}{0,05135856} \\
&= 2,45021653 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= 58199,74
\end{aligned}$$

$Nre > 2100$, asumsi aliran turbulen benar sehingga diameter nozzle dipilih 3,5 in

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Tanki Make Up
Kode Alat : F-323
Fungsi Alat : Menampung air dari stripper dan air make up
Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas *standard dish head* dan tutup bawa berbentuk *plate* pada pondasi

Kapasitas : 1698,8 ft³ = 59994,34 m³
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*
 Jumlah tangki : 1 unit
 Spek. Tangki : - Diameter (OD) = 11,5 ft = 3,505029 m
 - Diameter (ID) = 11,45658 ft = 3,491794 m
 - Tinggi : Shell = 17,18486 ft = 5,237691 m
 tutup atas = 2,223424 ft = 0,677667 m
 tutup bawah = 2,223424 ft = 0,677667 m
 - Tebal : shell = 1/3 in
 tutup atas = 1/3 in
 tutup bawah = 1/3 in
 Spek. Nozzle Aliran Utama : Diameter (OD) = 3,5 in
 Jenis pipa = Pipa 3 in Sch 40

h

25. Clarifier (H-410)

Fungsi = Memisahkan air serta bahan inorganik

Tipe = *Sludge Recirculation*

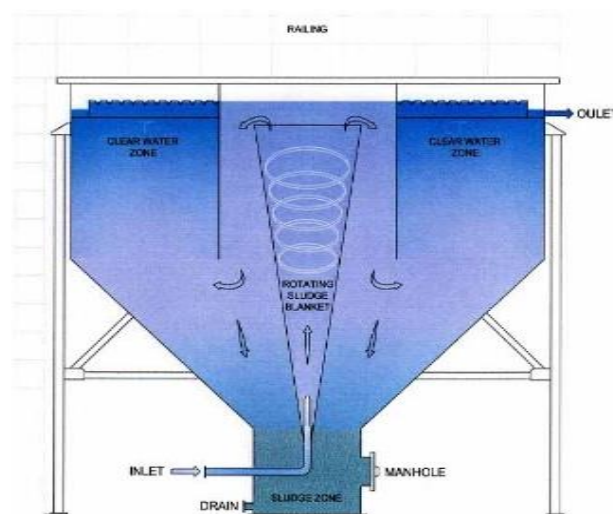
Kapasitas = 27916 kg/jam

ρ campuran = 1048,14 kg/m³

Volume = 26,634 m³/jam

Berdasarkan Parsons, Simon A.; Jefferson, Bruce (2006), Introduction to Potable Water Treatment Processes, untuk overflowrate 15 m³ lebih baik digunakan magnetite Namun untuk mengurangi cost digunakan Sludge recirculation

Clarification Unit	Overflow rate (m ³ /m ² /h)	Retention Time (min)	Turbidity Removal Efficiency (%)
Lamella Clarifier	5-12	60-120	90-95
Rectangular	1-2	120-180	90-95
Circular	1-3	60-120	90-95
Floc Blanket	1-3	120-180	90-95
Sand Ballasted	< 200	5-7	90-99
Sludge Recirculation	< 120	10-16	90-99
Magnetite	< 30	15	90-99



Overflow Rate (v) = 15 m³/m² jam

Flow rate (Q) = 27916 kg/jam

= 26,6337 m³/jam

Retention Time = 120 menit = 2 jam

$$A = \frac{Q}{V}$$

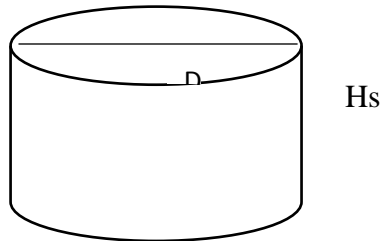
$$A = \frac{26,6 \text{ m}^3/\text{jam}}{15 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}}$$

$$A = 1,77558 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Clarifier} &= Q \times \text{Retention Time} \\ &= 26,6337 \times 2 \\ &= 53,267384 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume clarifier} = 53,267 \text{ m}^3$$

Menentukan Diameter dan tinggi clarifier



$$\text{Volume silinder clarifier (Vs)} = \frac{\pi D^2 H_s}{4} \quad (\text{Sumber: Brownell \& Young, 1959})$$

Diasumsikan tinggi silinder dengan diameter tangki ($H_s : D$) = 1 : 3

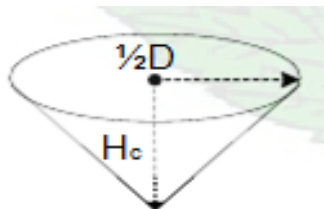
$$(Vs) = \frac{\pi D^3}{12}$$

Volume alas clarifier kerucut (V_c)

$$V_c = \frac{\pi D^2 H_s}{12}$$

Asumsi perbandingan tinggi kerucut dengan diameter kerucut ($H_c : D$) = 1:2

$$V_c = \frac{\pi D^3}{24}$$



Volume clarifier

$$\begin{aligned} V &= V_s + V_c \\ &= \frac{3\pi D^3}{24} \end{aligned}$$

$$53,3 = \frac{3\pi D^3}{24}$$

$$D^3 = 136 \text{ m} \quad D = 5 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_s &= (1/3) \times D \\ &= 1,71 \text{ m} \end{aligned}$$

Perbandingan tinggi kerucut dengan diameter clarifier ($H_c : D$) = 1 : 2

$$\text{Diameter tutup} = \text{Diameter tangki} = 5,14 \text{ m}$$

Tinggi tutup = $(1/2) \times D = 2,57 \text{ m}$

Tinggi total clarifier = 4,28 m

Daya Pengaduk

Daya clarifier

$P = 0.006 D^2$ (Sumber: Ulrich, 1984)

Dimana:

P = daya yang dibutuhkan, kW

Sehingga,

$P = 0,158 \text{ kW} = 0,2124 \text{ hp}$

Bila dianggap efisiensi motor = 65%, maka

$P = 0.111301/0.65$

$= 0,33 \text{ hp}$

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Clarifier

Kode Alat : H-410

Fungsi Alat : Memisahkan air serta bahan inorganik

Tipe : *Sludge Recirculation*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 302*

Dimensi : Tinggi : 4,28 m

Diameter : 5,13894 m

Kapasitas : 53,267 m³

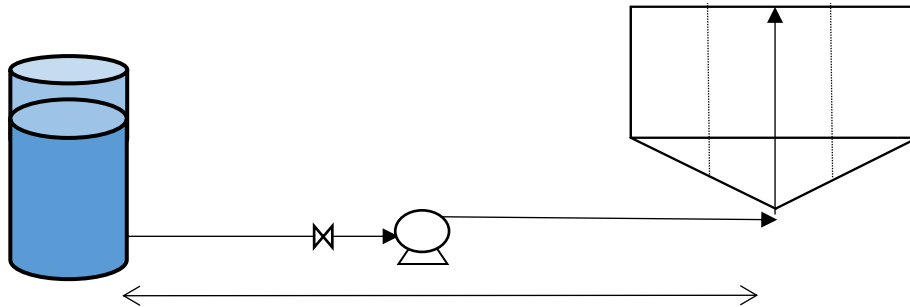
Kondisi operasi : Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 120 menit

Jumlah : 1 unit

26. Pompa Clarifier (L - 411)



Fungsi = Memompa limbah effluent biodigester menuju clarifier

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 27916 kg/jam

Persamaan *Bernoulli*

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

Data -data

Rate larutan (\dot{m}) = 27915,748 kg/jam

= 17,09555876 lbm/s

Densitas (ρ) = 1048 kg/m³

= 65,435 lbm/ft³

Viskositas (μ) = 0,8007 cp

= 0,00053805 lbm/ft.s

Rate volume (Q_f) = 0,261259483 ft³/s

= 26,63393251 m³/jam

= 0,007398315 m³/s

= 117,2647658 gpm

Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi = aliran turbulen

D_i optimum = $3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$ (Kusnarjo, Persamaan 2-42 hal 32)

= 3,67 inch

= 9,32 cm

ditetapkan:

Pipa 3 in sch 40 (Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

OD = 3,500 inch = 0,29167 ft = 0,089 m

ID = 3,068 inch = 0,256 ft = 0,078 m

A = 0,0513 ft²

Check jenis aliran

$v = Q/A$

= 5,09160 ft/s

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= 158314,42 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih **Pipa 3 in sch 40**

Perhitungan Friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung *Sudden Constriction* menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v_2^2}{2\alpha} = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha} \frac{J}{kg} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-16, hal 98})$$

Karena *cross sectional* dari tangki dibandingkan pipa lebih besar

($A_1 \gg A_2$) maka $A_2/A_1 = 0$

$$\begin{aligned} k_c &= 0,55 (1 - A_2/A_1) \\ &= 0,55 (1-0) = 0,55 \end{aligned}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32,17 \quad \text{ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0,222 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung *Friction* pada sambungan dan *valve* menggunakan persamaan berikut:

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-17, hal 99})$$

$$\text{terdapat: 1 unit gate valve (jenis wide open) } \quad k_f = 0,17$$

$$1 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 0,75$$

(Geankoplis tabel 2.10-1, hal 99)

$$g_c = 32,174 \text{ lbf ft/lbm s}^2$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open) } = 0,068 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow } = 0,302 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total } = 0,371 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

$$\text{Bahan} = \text{Carbon Steel (Commercial Steel)} \quad (\epsilon=4.6 \cdot 10^{-5})$$

$$\text{panjang pipa} = 11 \text{ m} = 36 \text{ ft}$$

Data-data untuk spesifikasi pipa *carbon steel*

$$\text{Nre} = 158314,42$$

$$\epsilon = 0,0000460 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0,0779281 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0,0005903$$

$$f = 0,0048 \quad (\text{Geankoplis, figure 2.10-3 hal 94})$$

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} = 0,333 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). *Sudden Expansion at the tank Entrance*

$$h_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2\alpha} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v_1^2}{2\alpha} = K_{ex} \frac{v_1^2}{2\alpha} \frac{J}{kg} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan tangki netralisasi jauh lebih besar daripada pipa ($A_2 \gg A_1$)

maka, dianggap $A_1/A_2=0$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= 0,403 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi (ΣF)

$$\Sigma F = hc + hf + F_s + h_{ex} = 1,328 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance

(Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_2 - Z_1 = 4,282 \text{ m} = 14,050 \text{ ft}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 25,924 \text{ ft/s} \quad v_1 = 0$$

Maka power pompa,

$$(W_s) = -28,3401 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Head pump} = W_s \times -1 \text{ g/gc}$$

$$= 28,340 \text{ ft}$$

$$= 8,638 \text{ m}$$

Efisiensi pompa

$$\text{Flowrate bahan} = 27,53 \text{ m}^3/\text{jam} = 121,212 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 *Peter and timerhouse* didapatkan

$$\text{efisiensi pompa } (\eta) = 42\%$$

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 67,477 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{Mass rate} \cdot W_p$$

$$= 1153,549 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 2,097 \text{ hp}$$

$$= 1,564 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 *Peter and Timerhouse*

Efisiensi motor = 83%

Power Motor = 2,53 hp

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Pompa Clarifier

Kode Alat : H-410

Fungsi Alat : Memompa limbah effluent biodigester menuju clarifier

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Stainless steel*

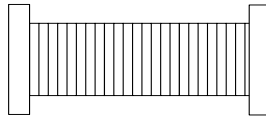
Kapasitas : 27915,748 kg/jam

Jumlah : 1 unit

Spec Pompa : Power : 2,53 hp

Head : 8,638 m

27. Plate and Frame (H-430)



Fungsi : Memisahkan solid dan liquid effluent clarifier
 Bahan konstruksi : Carbon Steel
 Cycle time (batch) : 1 jam
 Operasi plant : 24 jam/hari
 Batch/hari : 24

No	Komponen	Aliran<32>				
		Fraksi Massa	Massa(kg)	s.g	ρ	ρ_c
1	Air	0,78181	7785,1151	1	997	779,462
2	Minyak	0,00103	10,3021	0,96	930	0,96215
3	Karbohidrat	0,00585	58,2713	1,44	1433,78	8,39019
4	Protein	0,01521	151,5059	1,01	1350	20,5399
5	Lemak	0,00234	23,3085	0,93	1060	2,48116
6	Ca(OH) ₂	0,00000	0,0055	1,24	1240	0,00068
7	Urea	0,00207	20,5900	1,33	1324,25	2,73818
8	Slurry	0,01515	150,8475	1,05	1048,14	15,8778
9	NH ₄ OH	0,06583	655,4982	0,9	896,112	58,9887
10	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,00162	16,1444	0,7	696,976	1,12999
11	H ₂ CO ₃	0,10291	1024,8063	1,67	1660,79	170,92
12	CH ₃ COOH	0,00359	35,7397	1,05	1049	3,76497
13	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	0,00186	18,5173	0,96	959,5	1,78426
14	CH ₃ CH ₂ COOH	0,00072	7,1868	0,99	987,97	0,71304
TOTAL		1,00000	9957,8386			1067,75

Asumsi bahwa karbohidrat, kotoran sapi, NH₄H₂PO₄, dan biomassa akan seluruhnya ikut seluruhnya ikut dalam cake (34). Cake akan digunakan sebagai bahan pupuk padat sedangkan filtarnya akan dibuat pupuk cair

No	Komponen	Aliran<34>				
		Fraksi Massa	Massa(kg)	s.g	ρ	ρc
1	Air	0,57035	778,51151	1	997	568,636
2	Minyak	0,00747	10,19908	0,96	930	6,94893
3	Karbohidrat	0,04226	57,68859	1,44	1433,78	60,5963
4	Protein	0,10989	149,99084	1,01	1350	148,345
5	Lemak	0,01691	23,07543	0,93	1060	17,9197
6	Ca(OH) ₂	0,00000	0,00055	1,24	1240	0,0005
7	Urea	0,01493	20,38410	1,33	1324,25	19,7759
8	Slurry	0,10941	149,33898	1,05	1048,14	114,674
9	NH ₄ OH	0,04802	65,54982	0,9	896,112	43,0336
10	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,00118	1,61444	0,7	696,976	0,82436
11	H ₂ CO ₃	0,07508	102,48063	1,67	1660,79	124,69
12	CH ₃ COOH	0,00262	3,57397	1,05	1049	2,74664
13	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	0,00136	1,85173	0,96	959,5	1,30166
14	CH ₃ CH ₂ COOH	0,00053	0,71868	0,99	987,97	0,52018
TOTAL		1,00000	1364,9784			1110,01

No	Komponen	Aliran<33>				
		Fraksi Massa	Massa(kg)	s.g	ρ	ρc
1	Air	0,81540	7006,604	1	997	812,952
2	Minyak	0,00001	0,103	0,96	930	0,01115
3	Karbohidrat	0,00007	0,583	1,44	1433,78	0,09723
4	Protein	0,00018	1,515	1,01	1350	0,23803
5	Lemak	0,00003	0,233	0,93	1060	0,02875
6	Ca(OH) ₂	0,00000	0,005	1,24	1240	0,00071
7	Urea	0,00002	0,206	1,33	1324,25	0,03173
8	Slurry	0,00018	1,508	1,05	1048,14	0,184
9	NH ₄ OH	0,06866	589,948	0,9	896,112	61,5231
10	NH ₄ H ₂ PO ₄	0,00169	14,530	0,7	696,976	1,17854
11	H ₂ CO ₃	0,10734	922,326	1,67	1660,79	178,263
12	CH ₃ COOH	0,00374	32,166	1,05	1049	3,92673
13	CH ₃ CH ₂ CH ₂ COOH	0,00194	16,666	0,96	959,5	1,86092
14	CH ₃ CH ₂ COOH	0,00075	6,468	0,99	987,97	0,74368
TOTAL		1,00000	8592,860			1061,04

rate massa masuk	= 9957,84 kg/jam	= 21953,3 lbm/jam
rate filtrat keluar	= 8592,86 kg/jam	= 18944 lbm/jam
densitas filtrat	= 1032,76 kg/m ³	= 64,4733 lb/ft ³
filtrat per siklus	= rate filtrat x waktu operasi	
	= 18944 lb	= 8592,86 kg
volume filtrat	= 293,827 ft ³	= 8,32027 m ³
densitas Cake	= 1078,15 kg/m ³	= 67,3066 lb/ft ³
Massa Cake	= 1364,98 kg/jam	

Trial harga A yang memberikan waktu sama dengan waktu filtrasi yang ditetapkan

$$\text{Trial A} = 1,38162 \text{ m}^2$$

Menentukan waktu operasi dalam satu siklus

Filter press beroperasi secara batch pada tekanan konstan

Waktu filtrasi

$$t = \frac{K_p}{2} V^2 + BV$$

Mencari harga Kp

$$K_p = \frac{\mu \alpha C_s}{A^2 (-\Delta p)}$$

dimana :

$$\mu = \text{Viskositas filtrat} \quad \text{kg/ms}$$

$$\alpha = \frac{1}{K_{ps}(1-x)} \quad \text{m/kg}$$

$$C_s = \text{Konsentrasi slurry} \quad \text{kg solid/m}^3 \text{ filtrat}$$

$$A = \text{Luas total frame} \quad \text{m}^2$$

$$\Delta p = \text{Tekanan filtrasi} \quad \text{N/m}^2$$

$$x = \text{Porositas cake}$$

Ditetapkan :

$$\Delta p = 40 \text{ psi} = 275790 \text{ N/m}^2$$

$$\mu = 0,00054 \text{ lbm/fts} = 0,00080 \text{ kg/ms}$$

$$K = 1\text{E-}12 \text{ m}^2 \text{ (menggunakan filter aid medium)}$$

$$x = 0,39 \text{ (nilai optimum 0.3781-0.468)}$$

$$\rho_s = 1110,01 \text{ Kg/m}^3$$

Sehingga diperoleh :

$$\alpha = \frac{1}{1\text{E-}12 \times 1110,01 \times 0,61}$$

$$= 1,5\text{E+}09 \text{ m/kg}$$

$$C_s = \frac{\rho \times C_x}{1-m C_x}$$

$$m = \text{Kg wet cake} / \text{Kg dry cake}$$

$$= 2,32746$$

$$\begin{aligned}
C_x &= \text{Konsentrasi solid dalam slurry} \\
&= 0,03828 \text{ kg solid/kg slurry} \\
C_s &= 44,0507 \text{ kg solid/m}^3 \text{ filtrat} \\
K_p &= \frac{0,0008 \times 1,5E+09 \times 44,0507}{1,90888475 \times 275790,28} \\
&= 98,9477 \text{ s/m}^6 \\
R_m &= 1E+10 \text{ (Tahanan filter medium)}
\end{aligned}$$

Mencari harga B

$$\begin{aligned}
B &= \frac{\mu R_m}{A (-\Delta p)} \\
&= \frac{0,00080 \times 10000000000}{1,381623954 \times 275790,28} \\
&= 21,0136 \text{ s/m}^3
\end{aligned}$$

Waktu Filtrasi

$$\begin{aligned}
t_f &= \frac{98,9477315}{2} 69,2268 + 21,0136 \times 8,32027 \\
&= 3600 \text{ s} = 1,000 \text{ jam}
\end{aligned}$$

Waktu pencucian dicari dengan menggunakan hubungan

$$t_w = \frac{\text{Volume}}{\text{Kecepatan pencucian}}$$

Kecepatan pencucian dicari dengan menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}
\frac{dV}{dt} &= \frac{1}{4 (K_p V_f + B)} \\
&= \frac{1}{4} \times \frac{1}{98,9 \times 8,32 + 21} \\
&= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s} \\
V_w &= 20\% \times \text{Volume filtrat} \\
&= 1,66405 \text{ m}^3 \\
t_w &= 5619,74 \text{ s}
\end{aligned}$$

Asumsi : Waktu pembersihan filter press (td) = 60 menit

$$\begin{aligned}
\text{Waktu total per siklus} &= t_f + t_w + t_d \\
&= 60,00 + 93,6623 + 60 \\
&= 213,658 \text{ menit} = 3,56 \text{ jam}
\end{aligned}$$

Dari wallas hal 323, diambil :

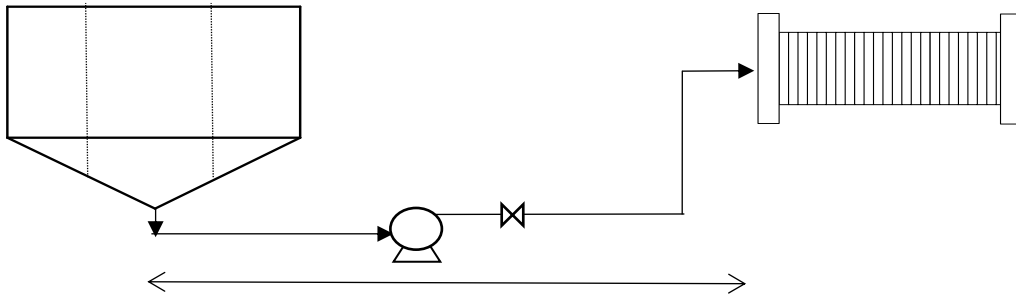
$$\begin{aligned}
\text{Plate and Frame} &= 630 \text{ mm} \\
\text{Luas Filter (cast iron)} &= 0,66 \text{ m}^2 \\
\text{Jumlah Frame} &= \frac{A}{\text{Luas Filter}}
\end{aligned}$$

	=	2,09337	=	3	buah
Jumlah Plate	=	Jumlah Frame - 1			
	=	2		buah	
Jumlah cake tiap siklus	=	1364,98		kg	

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Plate and Frame Filter Press
Kode Alat	:	H-420
Fungsi	:	Memisahkan solid dan liquid effluent clarifier
Tipe	:	<i>Horizontal plate & frame</i>
Bahan Plate	:	<i>Cast iron</i>
Dimensi	:	Luas filter : 0,66 m ²
		Jumlah frame : 3 buah
		Jumlah plate : 2 buah
Jumlah cake / siklus	:	1364,98 kg
Waktu tinggal	:	1 jam
Jumlah	:	2 buah

28. Pompa Filter Press (L-421)



Fungsi = Memompa limbah effluent biodigester menuju clarifier

Tipe = *Positive displacement pump*

Kapasitas = 9958 kg/jam

Persamaan *Bernoulli*

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

Data -data

Rate larutan (\dot{m}) = 9957,839 kg/jam

= 6,098164143 lbm/s

Densitas (ρ) = 1039 kg/m³

= 64,852 lbm/ft³

Viskositas (μ) = 0,8007 cp

= 0,00053805 lbm/ft.s

Rate volume (Q_f) = 0,094031602 ft³/s

= 9,585992084 m³/jam

= 0,002662776 m³/s

= 42,20552548 gpm

Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Kusnarjo, Persamaan 2-42 hal 32})$$

$$= 2,32 \text{ inch}$$

$$= 5,88 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 3 in sch 80 (*Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996*)

$$\text{OD} = 3,500 \text{ inch} = 0,29167 \text{ ft} = 0,089 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2,900 \text{ inch} = 0,242 \text{ ft} = 0,074 \text{ m}$$

$$A = 0,0458 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 2,05102 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= 59743,91$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar
 sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih **Pipa 3 in sch 80**

Perhitungan Friction Losses

a). *Sudden Constriction*

Untuk menghitung *Sudden Constriction* menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v_2^2}{2\alpha} = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha} \frac{J}{kg} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-16, hal 98})$$

Karena *cross sectional* dari tangki dibandingkan pipa lebih besar

(A1 >>> A2) maka A2/A1 = 0

$$\begin{aligned} k_c &= 0,55 (1 - A_2/A_1) \\ &= 0,55 (1-0) = 0,55 \\ \alpha &= 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen}) \\ g_c &= 32,17 \quad \text{ft/s}^2 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$h_c = 0,036 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). *Friction Pada Sambungan dan Valve*

Untuk menghitung *Friction* pada sambungan dan *valve* menggunakan persamaan berikut:

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-17, hal 99})$$

terdapat: 1 unit <i>gate valve</i> (jenis <i>wide open</i>)	kf = 0,17
3 unit <i>elbow</i> 90°	kf = 0,75

(Geankoplis tabel 2.10-1, hal 99)

$$\begin{aligned} g_c &= 32,174 \text{ lbm ft/lbf s}^2 \\ \alpha &= 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen}) \\ h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} &= 0,011 \text{ ft.lbf/lbm} \\ h_f \text{ elbow} &= 0,147 \text{ ft.lbf/lbm} \\ h_f \text{ total} &= 0,158 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

c). *Friction pada Pipa Lurus*

Bahan	=	Carbon Steel (Commercial Steel)	(ε=4.6.10 ⁻⁵)
panjang pipa	=	11 m = 36 ft	

Data-data untuk spesifikasi pipa *carbon steel*

Nre	=	59743,91	
ε	=	0,0000460 m	
ID	=	0,0736609 m	
ε/D	=	0,0006245	
f	=	0,0048	(Geankoplis, figure 2.10-3 hal 94)

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} = 0,057 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). *Sudden Expansion at the tank Entrance*

$$h_{ex} = \frac{(v_1 - v_2)^2}{2\alpha} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v_1^2}{2\alpha} = K_{ex} \frac{v_1^2}{2\alpha} \frac{J}{kg} \quad (\text{Geankoplis, Persamaan 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan tangki netralisasi jauh lebih besar daripada pipa ($A_2 \gg A_1$)

maka, dianggap $A_1/A_2=0$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot gc} = 0,065 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi (ΣF)

$$\Sigma F = h_c + h_f + F_s + h_{ex} = 0,317 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance

(Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = - \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 101325 \text{ Pa} = 2116,216 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_2 - Z_1 = 2,000 \text{ m} = 6,562 \text{ ft}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 4,207 \text{ ft/s} \quad v_1 = 0$$

Maka power pompa,

$$(W_s) = -8,9817 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Head pump} = W_s \times -1 \text{ g/gc}$$

$$= 8,982 \text{ ft}$$

$$= 2,738 \text{ m}$$

Efisiensi pompa

$$\text{Flowrate bahan} = 9,82 \text{ m}^3/\text{jam} = 43,2377 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 *Peter and timerhouse* didapatkan

$$\text{efisiensi pompa } (\eta) = 29\%$$

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 30,971 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{Mass rate} \cdot W_p$$

$$= 188,868 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 0,343 \text{ hp}$$

$$= 0,256 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 *Peter and Timerhouse*

$$\text{Efisiensi motor} = 81\%$$

$$\text{Power Motor} = 0,42 \text{ hp}$$

Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Pompa Filter Press		
Kode Alat	:	L-421		
Fungsi Alat	:	Memompa limbah effluent biodigester menuju clarifier		
Tipe	:	<i>Positive displacement pump</i>		
Bahan	:	<i>Stainless steel</i>		
Kapasitas	:	9957,839 kg/jam		
Jumlah	:	2	unit	
Spec Pompa	:	Power	:	0,42 hp
		Head	:	2,738 m

APPENDIKS D ANALISA EKONOMI

D.1. HARGA PERALATAN

Harga Peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Current Bussines indicator*.

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga tahun ini}}{\text{Indeks harga tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

Tabel D.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tahun	Annual Index
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7

sumber : <http://www.chemengonline.com/pci-home>

Dengan menggunakan metode Least Square dar Peter & Timerhouse 4 th edition hal 760. dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata - rata pada tahun 2019

$$y = a + b(x - x')$$

Keterangan :

$y = \text{Cost Index}$

$a = y'$ (harga rata- rata y)

$x = \text{Tahun}$

No	Tahun (x)	Indeks (y)	x^2	y^2	xy
1	2006	499,6	4024036	249600,2	1002197,6
2	2007	525,4	4028049	276045,2	1054477,8
3	2008	575,4	4032064	331085,2	1155403,2
4	2009	521,9	4036081	272379,6	1048497,1
5	2010	550,8	4040100	303380,6	1107108
6	2011	585,7	4044121	343044,5	1177842,7
7	2012	584,6	4048144	341757,2	1176215,2
8	2013	567,3	4052169	321829,3	1141974,9
9	2014	576,1	4056196	331891,2	1160265,4
10	2015	556,8	4060225	310026,2	1121952
11	2016	541,7	4064256	293438,9	1092067,2
Σ	22121	6085,3	44485441	3374478,0	12238001

$$\text{Jumlah Data } (n) = 11$$

$$\begin{aligned} a &= \bar{y} = \sum y/n \\ &= 553,209 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= \frac{\sum[(x'-x)(y'-y)]}{\sum(x'-x)^2} \\ &= \frac{462,8}{110} \\ &= 4,20727 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y &= a + b(x - x') \\ &= 553,209 + 4,207(x - 2011) \\ &= -7907,62 + 4,207x \end{aligned}$$

Cost index pada tahun 2019

$$\begin{aligned} y &= -7907,616 + 4,207(2019) \\ &= 586,867 \end{aligned}$$

kurs dollar rata-rata pada tahun 2019 = Rp 14.045,00

Dengan menggunakan metode chemical engineering cost diperoleh harga peralatan :

Tabel D.3 Harga Peralatan

No	Kode	Nama Alat	Σ	Harga(\$, Tahun 2014)		Harga Total (\$)
				per unit	total	
1	R-110	Tangki Netralisasi	1	210.000	210.000	213.925
2	F-111	Kolam POME	3	33.000	99.000	100.850
3	L-112	Pompa POME	1	4.300	4.300	4.380,4
4	J-113	Belt Conveyor Ca(OH) ₂	1	10.000	10.000	10.186,9
5	R-120	Tangki Starter	2	160.000	320.000	325980,78
6	L-121	Pompa Starter dan Biodigester	2	4.300	8.600	8.760,7
7	F-122	Gudang Penyimpanan Urea	1	30.000	30.000	30.560,7
8	J-123	Belt Conveyor Urea	1	10.000	10.000	10.186,9
9	F-124	Gudang Penyimpanan DAP	1	18.000	18.000	18.336,4
10	J-125	Belt Conveyor DAP	1	10.000	10.000	10.186,9
11	F-126	Gudang Penyimpanan Cow Ma	1	40.000	40.000	40.747,6
12	J-127	Belt Conveyor Cow Manure	1	10.000	10.000	10.186,9
13	R-210	Biodigester	2	1002900	2.005.800	2.043.288
14	L-211	Pompa Biodigester	2	4.300	8.600	8.760,7
15	D-310	Water Scrubber	1	43.500	43.500	44.313,0
16	F-311	Buffer Tank	2	84.900	169.800	172.973,6
18	G-313	Kompresor	1	105.000	105.000	106.962
19	E-314	Cooler	1	65.000	65.000	66.214,8
20	L-315	Pompa Make-Up Water	1	4.500	4.500	4.584,1
21	F-316	Tangki Penampung Biogas	2	45.000	90.000	91.682,1
22	D-320	Stripper	1	54.000	54.000	55.009,3
23	G-321	Blower Udara	1	7.900	7.900	8.047,7

24	G-322	Blower CO ₂	1	9.400	9.400	9.575,7
25	F-323	Tangki Make-Up	1	30.400	30.400	30.968,2
26	H-410	Clarifier	1	35.000	35.000	35.654,1
27	L-411	Pompa Effluent	1	4.000	4.000	4.074,8
28	H-420	Filter Press	2	20.000	40.000	40.748
29	L-421	Pompa ke Filter Press	2	4.000	8.000	8.149,5
Total harga peralatan (\$)				3.515.295		

Total harga peralatan proses pada tahun 2018 = Rp 49.372.321.571,77

D.2 Perhitungan Biaya Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan sebesar 10% TPC, yang meliputi :

1. Air yang digunakan untuk air pendingin, sanitasi, dan air umpan steam
2. Listrik yang digunakan sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses serta peneranga

D.3. Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan

Tabel D.4. Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No.	Jabatan	Gaji / bulan (Rp)	Jumlah	Jumlah (Rp)
1	Dewan Komisaris	45.000.000	3	135.000.000
2	Direktur Utama	30.000.000	1	30.000.000
3	Manager Produksi	20.000.000	1	20.000.000
4	Manager Keuangan	20.000.000	1	20.000.000
5	Manager Umum	20.000.000	1	20.000.000
6	Sekretaris	7.000.000	1	7.000.000
7	Kepala Bagian			
	a. Proses & Produksi	15.000.000	1	15.000.000
	b. Teknik & Pemeliharaan	15.000.000	1	15.000.000
	c. Keuangan	15.000.000	1	15.000.000
	d. Umum & Personalia	15.000.000	1	15.000.000
	e. Pemasaran	15.000.000	1	15.000.000
8	Kepala Seksi	10.000.000	6	60.000.000
9	Karyawan Operasional			
	a. Lulusan S-1	6.000.000	8	48.000.000
	b. Lulusan D-3	5.000.000	14	70.000.000
	c. Lulusan SMU	4.000.000	10	40.000.000
10	Sopir	2.500.000	2	5.000.000
11	Karyawan Keamanan	2.500.000	6	15.000.000
12	Karyawan Kebersihan	2.500.000	2	5.000.000
TOTAL			61	550.000.000

Gaji untuk 1 tahun = Rp550.000.000 x 12 = Rp6.600.000.000

D.4 Harga Bahan Baku

Untuk harga- harga kebutuhan bahan baku pabrik biogas dari limbah cair kelapa sawit (POME) ini dapat dilihat pada tabel berikut

Tabel D.4 Biaya Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kebutuhan	Harga	Total Harga
		per tahun (kg)	Rp/ kg	Rp
1	Ca(OH)2	216,232	1.200	259.479
2	DAP	195687,360	3.250	635.983.920
3	Urea	652291,200	1.800	1.174.124.160
4	Kotoran Sapi	150,847	250	37.712
Total				1810405270,416

Total biaya bahan baku per tahun = Rp 1.810.405.270

Harga Jual Produk

$$\begin{aligned} \text{HPP} &= \frac{\text{TPC} - \text{Depresiasi}}{\text{Total Produksi}} \\ &= \frac{\text{Rp}41.011.173.687 - \text{Rp} 12.960.234.412,59}{7691987,86} \\ &= 3646,773732 \end{aligned}$$

Harga jual produk = Rp 6.000

Tabel D.5 Harga Penjualan Produk per Tahun

No	Nama Produk	Produk	Harga	Total Penjualan
		(kg/thn)	(Rp/kg)	(Rp/thn)
1	Biogas	7.691.988	6.000	46.151.927.159
2	Pupuk Cair	68.055.453	500	34.027.726.645
3	Kompos	10.810.629	2.000	21.621.257.191
Total				101.800.910.994

Total pendapatan dari penjualan produk per tahun adalah Rp101.800.910.994

D.5 ANALISA EKONOMI

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

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

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

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

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap

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

D.5.1 Penentuan Investasi Total (Total Capital Investment, TCI)

D.5.1.1 Modal Tetap

A. Biaya Langsung (Direct Cost, DC).

1	Harga peralatan (proses dan utilitas)	40%	Rp	49.372.321.572	
2	Instalasi, pengecatan, dan isolasi	7,0%	Rp	8.640.156.275,06	
3	Instrumentasi dan kontrol (installed)	3%	Rp	3.702.924.117,88	
4	Perpipaan (installed)	10%	Rp	12.343.080.392,94	
5	Sistem kelistrikan (installed)	4%	Rp	4.937.232.157,18	+
6	Bangunan (termasuk pelayanan)	4%	Rp	4.937.232.157,18	
7	Fasilitas pelayanan dan perluasan tanah	8%	Rp	9.874.464.314,35	
8	Tanah	4%	Rp	4.937.232.157,18	+
	Direct Cost		Rp	98.744.643.144	

B. Biaya tidak Langsung (Indirect Cost, IC)

1	Engineering and Supervision	5%	Rp	6.171.540.196	
2	Biaya konstruksi	5%	Rp	6.171.540.196	
3	Legal expenses	5%	Rp	6.171.540.196	
4	Biaya kontraktor	5%	Rp	6.171.540.196	
5	Contingency	5%	Rp	6.171.540.196	+
	Indirect Cost (IC)		Rp	30.857.700.982	

FCI	=	Direct Cost	+	Indirect Cost
	=	Rp 98.744.643.144	+	Rp 30.857.700.982
FCI	=	Rp 129.602.344.126		
FCI	=	Rp 129.602.344.125,90		

D.5.1.2 Modal Kerja (Working Capital Investment, WCI)

	WCI	=	15%	TCI		
	TCI	=		FCI	+	WCI
		=	Rp	129.602.344.126	+	0,15 TCI
0,85	TCI	=	Rp	129.602.344.126		
	TCI	=	Rp	152.473.346.030		

Jadi :

Modal tetap (FCI)	Rp	129.602.344.126	
Modal kerja (WCI)	Rp	22.871.001.905	+
Total investasi (TCI)	Rp	152.473.346.030	

Modal investasi terbagi atas :

1. Modal sendiri (equity)	60%	TCI	Rp	91.484.007.618
2. Modal Pinjaman Bank (loan)	40%	TCI	Rp	60.989.338.412

D.5.2 Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost , TPC)

A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)

1 Bahan baku dan penunjangnya			Rp	1.810.405.270
2 Tenaga kerja (OL)			Rp	6.600.000.000
3 Utilitas	10%	TPC		0,1 TPC
4 Pemeliharaan dan perbaikan	4%	FCI	Rp	5.184.093.765
5 Laboratorium	10%	OL	Rp	660.000.000
6 Operating supplies	0,5%	FCI	Rp	648.011.721
Total biaya produksi langsung (DPC)		TPC	Rp	14.902.510.756
				+0,1 TPC

B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)

1 Depresiasi (peralatan,bangunan)	10%	FCI	Rp	12.960.234.412,59
2 Pajak	2%	FCI	Rp	2.592.046.882,52
3 Asuransi	0,5%	FCI	Rp	648.011.720,63
4 <i>Financing</i>	1%	FCI	Rp	1.296.023.441,26
Total biaya tetap (FC)			Rp	17.496.316.457

C. Biaya plant overhead (Plant Overhead cost)

Plant Overhead Cost (POC)	5%	TPC	Rp	2.050.558.684
-----------------------------	----	-----	----	---------------

D. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1 Biaya administrasi	2%	TPC	Rp	820.223.474
2 Biaya distribusi dan penjualan	2%	TPC	Rp	820.223.474
3 Biaya R & D	2%	TPC	Rp	820.223.474
Total pengeluaran umum (GE)	6%	TPC	Rp	2.460.670.421

Total Production Cost (TPC) = DPC + FC + POC + GE			
DPC =	Rp14.902.510.756	+0,1 TPC	
FC =	Rp17.496.316.457		
POC =		0,05 TPC	
GE =		0,06 TPC	+
<hr/>			
TPC =	Rp32.398.827.213	0,21 TPC	
TPC =	Rp41.011.173.687		

D.5.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut :

1. Modal

Modal sendiri	=	60%	
Modal pinjaman	=	40%	
2. Bunga bank = 10,25% per tahun
(Bank BCA, 2017)
3. Laju inflasi = 3,13% per tahun
(<https://www.bi.go.id/id>)
4. Masa konstruksi 2 tahun
Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri dan 50% pinjaman
Tahun kedua menggunakan sisa modal pinjaman dan modal sendiri
5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :
 - Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke-2) dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
 - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun-1) dibayarkan sisa modal pinjaman
6. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar 10% /tahun
7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dg depresiasi sebesar 10% /tahun
8. Kapasitas produksi

Tahun I	=	65%
Tahun II	=	85%
Tahun III	=	100%
9. Pajak pendapatan
Ketetapan Pajak Kekayaan menurut UU no. 36 Tahun 2008 bagi usaha tetap sebesar

Rp 50000000,		=	5%
diantara Rp 50000000,	-	Rp 250000000,0	= 15%
diantara Rp 250000000,	-	Rp 500000000,0	= 25%
Rp 500000000,		=	30%

D.5.3.1 Perhitungan biaya total produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{depresiasi} \\ &= \text{Rp } 28.050.939.275 \end{aligned}$$

Tabel D.7. Biaya Operasi untuk Kapasitas 65%, 85% dan 100%

No.	Kapasitas	Biaya operasi (Rp)
1.	65%	18.233.110.529
2.	85%	23.843.298.384
3.	100%	28.050.939.275

D.5.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap.

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah :

Tabel D.8. Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga = 10,25%	Jumlah (Rp)
-2	50%	30.494.669.206	-	30.494.669.206
-1	50%	30.494.669.206	3.125.703.594	33.620.372.800
0			6.571.791.806	6.571.791.806
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				70.686.833.811

Tabel D.9. Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Jumlah (Rp)	Inflasi = 3,13%	Jumlah (Rp)
-2	50%	45.742.003.809	-	45.742.003.809
-1	50%	45.742.003.809	1.431.724.719	47.173.728.528
0			2.908.262.422	2.908.262.422
Modal Sendiri Akhir Masa Konstruksi				95.823.994.760

$$\begin{aligned} \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi} &= \text{modal sendiri} + \text{modal pinjaman} \\ &= \text{Rp } 166.510.828.571 \end{aligned}$$

Perhitungan harga penjualan

Dari appendix D, maka untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan :

$$\text{Produk total} = \text{Rp } 101.800.910.994$$

D.5.4. Perhitungan Interest Rate of Return (IRR)

Interest rate of return berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial and error*, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

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

Keterangan :

n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke-n

Trial Laju Bunga (i)

Tahun ke-n	Cash Flow(CF)	i = 0,2624	
		DF	Present Value
1	Rp30.880.019.745	0,79	Rp24.461.200.270
2	Rp41.689.766.895	0,63	Rp26.159.525.051
3	Rp52.863.613.659	0,50	Rp26.275.889.646
4	Rp53.348.364.768	0,39	Rp21.004.961.401
5	Rp53.833.115.878	0,31	Rp16.789.991.931
6	Rp54.317.866.987	0,25	Rp13.419.732.871
7	Rp54.802.618.096	0,20	Rp10.725.132.452
8	Rp55.287.369.206	0,16	Rp8.570.920.693
9	Rp55.772.120.315	0,12	Rp6.848.869.658
10	Rp79.127.873.329	0,10	Rp7.697.176.286
Total		3,4402	Rp161.953.400.258

Dari perhitungan diatas, diperoleh nilai $i = 26,24\%$ /tahun. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga sebesar $= 10,25\%$

D.5.5. Waktu Pengembalian Modal (*Payout Time* , POT)

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

Tabel D.11. Cummulative Cash Flow (rupiah)

Tahun ke-n	<i>Cumulative Cash Flow</i>
1	-Rp16.887.266.964
2	Rp18.046.386.910
3	Rp64.153.887.547
4	Rp110.746.139.294
5	Rp157.823.142.150
6	Rp205.384.896.115
7	Rp253.431.401.190
8	Rp301.962.657.374
9	Rp350.978.664.667
10	Rp400.479.423.070

Dari perhitungan diatas diperoleh nilai TCI sebesar = Rp 152.473.346.030
 Dengan cara interpolasi antara tahun ke = 4 dan 5 , diperoleh :
 Waktu pengembalian modal = 4,89 tahun

D.5.6 Analisa Titik Impas (Break Event Point BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

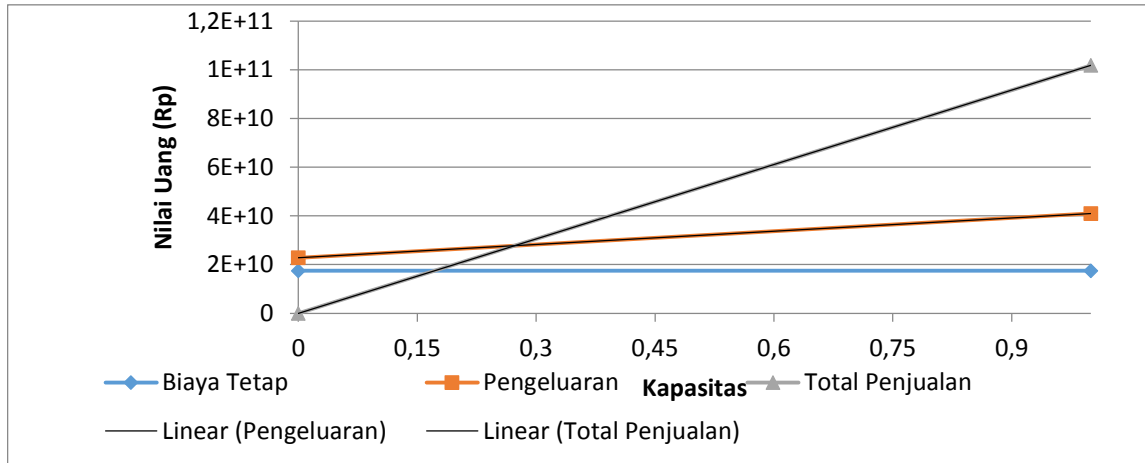
Tabel D.11. Biaya FC, VC, SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah
a.	Biaya Tetap (FC)	
	Depresiasi	Rp 12.960.234.412,59
	Financing	Rp 1.296.023.441,26
	Pajak	Rp 2.592.046.882,52
	Asuransi	Rp 648.011.720,63
	Jumlah	Rp 17.496.316.457,00
b.	Biaya Semivariable (SVC)	
	Tenaga kerja (OL)	Rp 6.600.000.000,00
	Plant Overhead Cost (POC)	Rp 2.050.558.684,37
	General expenses	Rp 2.460.670.421,25
	Laboratorium	Rp 660.000.000,00
	Operating supplies	Rp 648.011.720,63
	Pemeliharaan dan perbaikan	Rp 5.184.093.765,04
	Jumlah	Rp 17.603.334.591,28
c	Biaya Variable (VC)	
	Bahan baku dan penunjangnya	Rp 1.810.405.270,42
	Utilitas	Rp 4.101.117.368,74
	Jumlah	Rp 5.911.522.639,16
d	Total Penjualan (S)	Rp 101.800.910.994,45
	Total FC+VC+SVC+S	Rp 142.812.084.682

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

$$= 27,26 \%$$

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap	Rp17.496.316.457	Rp17.496.316.457
Total Pengeluaran	Rp22.777.316.834	Rp41.011.173.687
Total Penjualan	0	Rp101.800.910.994



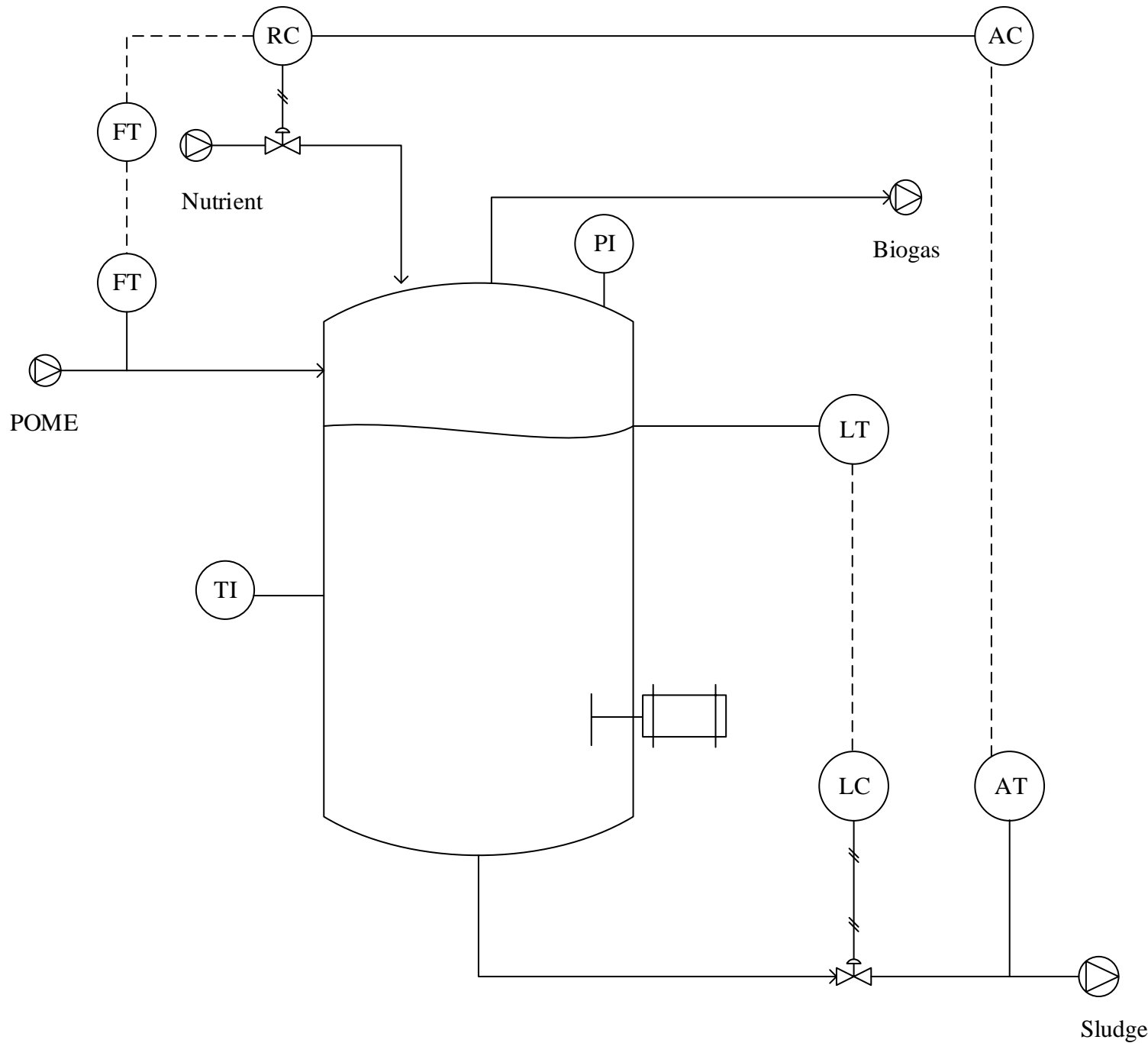
n

n

p

ga
lal.

a



LOKASI ALAT INSTRUMENTASI	
○	Instrumen di Control Room
Huruf Awal	Huruf Kedua
C	Controller
I	Indicator
T	Transmitter
A	Analyzer
F	Flowrate
L	Level
R	Ratio
P	Pressure
T	Tempearture
PENGERTIAN GARIS PENGHUBUN	
————	Laju aliran fluida
-----	Elektrik
——//——	Pneumatik
○——▶	input
——▶○	Output
Digambar oleh:	
Syafrizal Syafrul (02211540000059)	
Muh. Nur Rahmat (02211540000073)	
Dosen Pembimbing :	
Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M. Eng	
Dr. Suci Madha Nia, ST, MT	

Tahun ke - n	Kapasitas		
		M	
		Pengeluaran	Inflasi
		1	2
- 2	0%	45.742.003.809,1	0
- 1	0%	45.742.003.809,1	1.431.724.71
0	0%		1.476.537.70
1	65%		
2	85%		
3	100%		
4	100%		
5	100%		
6	100%		
7	100%		
8	100%		
9	100%		
10	100%		

INVESTASI

Modal Sendiri			
	Jumlah	Akumulasi	Pengeluaran
	3	4	5
	45.742.003.809	45.742.003.809	30.494.669.206
<u>9,23</u>	47.173.728.528	92.915.732.338	30.494.669.206
<u>12,94</u>	1.476.537.703	94.392.270.040	

Modal Pinjaman			Investasi Tot (4) + (8)
Bunga	Jumlah	Akumulasi	
6	7	8	9
-	30.494.669.206	30.494.669.206	76.236.673.01
3.125.703.594	33.620.372.800	64.115.042.006	157.030.774.3
3.446.088.212	3.446.088.212	67.561.130.218	161.953.400.2

al	Pengembalian Pinjaman	Sisa Pinjaman (11) - (10)	Hasil Penjualan	Biay
	10	11	12	
15		67.561.130.218		41.0
43	6.756.113.022	60.805.017.196	66.170.592.146	18.2
58	6.756.113.022	54.048.904.174	86.530.774.345	23.8
	6.756.113.022	47.292.791.152	101.800.910.994	23.8
	6.756.113.022	40.536.678.131	101.800.910.994	23.8
	6.756.113.022	33.780.565.109	101.800.910.994	23.8
	6.756.113.022	27.024.452.087	101.800.910.994	23.8
	6.756.113.022	20.268.339.065	101.800.910.994	23.8
	6.756.113.022	13.512.226.044	101.800.910.994	23.8
	6.756.113.022	6.756.113.022	101.800.910.994	23.8
	6.756.113.022		101.800.910.994	23.8

No. Operasi	Depresiasi	Bunga dari Sisa Pinjaman	Sebelum pajak	
			(12)-(13)-(14)-(15)	(16)
13	14	15	16	
11.173.687			-41.011.173.687	
33.110.529	7.237.645.687	6.925.015.847	33.774.820.083	
43.298.384	7.237.645.687	6.232.514.263	49.217.316.012	
43.298.384	7.237.645.687	5.540.012.678	65.179.954.246	
43.298.384	7.237.645.687	4.847.511.093	65.872.455.831	
43.298.384	7.237.645.687	4.155.009.508	66.564.957.415	
43.298.384	7.237.645.687	3.462.507.924	67.257.459.000	
43.298.384	7.237.645.687	2.770.006.339	67.949.960.585	
43.298.384	7.237.645.687	2.077.504.754	68.642.462.170	
43.298.384	7.237.645.687	1.385.003.169	69.334.963.754	
43.298.384	7.237.645.687	692.501.585	70.027.465.339	

LABA		<i>Actual Cash flow</i> (18) + (14)	<i>Net Cash Flow</i> (19) - (10)
Pajak UU No.36/2008)	Sesudah pajak (16) - (17)		
17	18	19	20
	-41.011.173.687	-41.011.173.687	-41.011.173.687
10.132.446.025	23.642.374.058	30.880.019.745	24.123.906.724
14.765.194.804	34.452.121.208	41.689.766.895	34.933.653.874
19.553.986.274	45.625.967.972	52.863.613.659	46.107.500.637
19.761.736.749	46.110.719.082	53.348.364.768	46.592.251.747
19.969.487.225	46.595.470.191	53.833.115.878	47.077.002.856
20.177.237.700	47.080.221.300	54.317.866.987	47.561.753.965
20.384.988.175	47.564.972.409	54.802.618.096	48.046.505.075
20.592.738.651	48.049.723.519	55.287.369.206	48.531.256.184
20.800.489.126	48.534.474.628	55.772.120.315	49.016.007.293
21.008.239.602	49.019.225.737	56.256.871.424	49.500.758.403

	Akumulasi
	21
7	-41.011.173.687
	-16.887.266.964
	18.046.386.910
	64.153.887.547
	110.746.139.294
	157.823.142.150
	205.384.896.115
	253.431.401.190
	301.962.657.374
	350.978.664.667
	400.479.423.070

GANNT CHART BIOGAS

