

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



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

**Disusun Oleh :**

**Ahmad Fayruz Abadi**  
NRP. 02211540000124

**M. Adya Saputra**  
NRP. 02211540000142

**Pembimbing:**  
**Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.**  
NIP. 195209161980031002  
**Dr. Suci Madhania, S.T., M.T.**  
NIP. 197502142008122003

**LABORATORIUM MEKANIKA FLUIDA DAN PENCAMPURAN  
SURABAYA  
2019**

## LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

### **“PRA-DESAIN PABRIK BIOMETHANE DAN PCC DARI LIMBAH CAIR 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 :

**Ahmad Fayruz Abadi**


**NRP. 02211540000124**

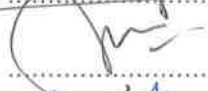
**M Adya Saputra**


**NRP. 02211540000142**


Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :


1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
2. Dr. Suci Madha Nia, S.T., M.T.
3. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.T.
4. Dr. Eng. Raden Darmawan, S.T., Ph.D.
5. Fadlilatul Taufany S.T., Ph.D.

  
..... (Pembimbing I)

  
..... (Pembimbing II)

  
..... (Penguji I)

  
..... (Penguji II)

  
..... (Penguji III)



## RINGKASAN

Krisis energi belakangan ini menjadi isu global yang cukup mengkhawatirkan di mata dunia terutama Indonesia. Hal ini didorong oleh kenyataan bahwa kebutuhan energi semakin lama semakin bertambah. Di sisi lain, sumber energi yang tersedia saat ini jumlahnya semakin berkurang. Pemanfaatan energi *non-renewable* yang sudah marak, bila diteruskan bisa mengurangi jumlah energi yang tersedia di alam. Sumber daya energi konvensional seperti BBM (Bahan Bakar Minyak dan Gas Bumi) tidak lagi dapat dianggap sebagai solusi jangka panjang untuk memenuhi kebutuhan energi di Indonesia

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

Energi biogas adalah energi hasil konversi dari limbah manusia atau limbah organik lainnya yang dapat membentuk gas metana. Biogas ini dapat dijadikan sebagai energi alternatif karena proses pembuatan dan pemeliharaan pada pembangkit biogas yang sederhana dan energi yang dihasilkan bersahabat dengan lingkungan. Listrik dari pembangkit biogas dapat dimanfaatkan ke *gas engine* untuk keperluan pabrik sehingga mengurangi biaya bahan bakar dan dapat mengoptimalkan limbah pabrik.

Sumber energi biogas yang potensial untuk dimanfaatkan adalah POME, Limbah produksi cair dari tandan buah kelapa sawit. Pada proses industri kelapa sawit ini, setiap 1 ton tandan buah segar kelapa sawit menghasilkan limbah cair kelapa sawit sebesar 50% yang biasa disebut POME. *Organic load* dari limbah ini dapat bervariasi dari 20 hingga 120 gram COD (2.000 – 12.000 mg) per liter. Oleh karena masih tingginya konsentrasi zat organik, air limbah tersebut memiliki nutrisi besar dan energi potensial yang bisa digunakan untuk pembangkit energi.

Biogas banyak mengandung pengotor sehingga mempengaruhi karakteristik dari biogas tersebut. Jika biogas dibersihkan dari pengotor secara baik akan memiliki karakteristik yang sama dengan gas alam. Komponen pengotor berupa air (H<sub>2</sub>O) dan karbondioksida (CO<sub>2</sub>) dan beberapa partikulat harus dihilangkan agar biogas dapat digunakan pada *gas engine*.

Karbondioksida memiliki presentase terbesar di antara pengotor-pengotor lain di dalam biogas. Karbondioksida dalam kandungan biogas merupakan penghambat atau

menurunkan kadar  $\text{CH}_4$  sehingga nilai kalor dari biometana juga menurun. Hal ini menyebabkan daya yang dihasilkan dari biometana juga rendah. Di sisi lain, karbondioksida ini dapat dimanfaatkan untuk pembuatan PCC (*Precipitated Calcium Carbonate*). Serbuk PCC dapat dimanfaatkan dalam berbagai bidang, seperti: kesehatan, makanan, dan industri. Pada bidang industri, serbuk  $\text{CaCO}_3$  dimanfaatkan dalam pembuatan kertas, plastik, mantel, tinta, cat, dan pipa polimer. Serbuk  $\text{CaCO}_3$  dengan kualitas khusus dikembangkan sebagai bahan campuran kosmetik, bahan bioaktif, hingga suplemen nutrisi. PCC dapat dibuat dengan berbagai macam metode, salah satunya metode karbonasi. Metode karbonasi yaitu kalsium oksida yang telah dikalsinasi dilarutkan dalam air (*slaking process*) membentuk  $\text{Ca(OH)}_2$ , selanjutnya dialiri gas  $\text{CO}_2$  sampai pH mendekati netral membentuk endapan yaitu PCC.

Lokasi pabrik harus dekat dengan sumber bahan baku, sehingga proses operasi dapat terjaga kelangsungannya. Selain itu, dapat mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan. Bahan utama pabrik ini adalah limbah POME, sehingga lokasi pabrik harus dekat dengan industri kelapa sawit. Pabrik kelapa sawit integrasi berbasis pabrik kelapa sawit didirikan di Kabupaten Labuhan Batu, Provinsi Sumatera Utara. Sehingga, lokasi pabrik *biomethane* dan PCC juga di daerah yang sama. Bahan baku yang diambil dari Pabrik CPO PKO yaitu 30 ton limbah POME per tahun. Hasil produksi berupa gas metana dapat dijual ke Pabrik Energi sebagai bahan bakar *gas engine*. Selain itu, produk samping berupa pupuk organik cair (POC) dan kompos hasil dari pengolahan limbah dapat dijual kepada petani sekitar karena penduduk Kabupaten Labuhan Batu mayoritas bekerja di bidang pertanian.

Proses pembuatan *biomethane* dari limbah POME ada tiga tahap, yaitu tahap *pre-treatment*, tahap persiapan starter, dan tahap *digester*. Tahap *pre-treatment* ini dimaksudkan untuk menetralkan kondisi keasaman dari POME. POME masuk tangki *pre-treatment* (M-110) dengan nilai pH 4,18. POME dinetralkan dengan cara menambahkan  $\text{Ca(OH)}_2$ . POME dinetralkan dengan pH 7.

Tahap kedua adalah tahap persiapan starter. Substrat dari tangki *pre-treatment* (M-110) dialirkan dengan pompa (L-121). Tangki starter disini berfungsi sebagai tempat adaptasi dari mikroorganisme sebelum masuk ke *digester* (M-210). Substrat yang masuk dalam tangki starter kemudian dicampur dengan kotoran sapi sebagai sumber nutrisi mikroorganisme, ditambahkan urea sebagai sumber N, dan DAP sebagai sumber P. Waktu tinggal pada tangki starter adalah 5 hari, sehingga mikroorganisme berada pada fase log saat dimasukkan ke dalam *digester*. Reaksi yang terjadi pada tahap pembuatan starter ini



adalah pembentukan sel-sel mikroorganisme dan terjadi tahap hidrolisa, asetonik/asidogenik serta metanogenik sehingga hasil dari tangki starter ini berupa mikroorganisme pada kondisi fase log dan dialirkan dengan pompa menuju digester.

Tahap ketiga adalah digester, POME yang telah diencerkan dan dinetralkan dari tangki pre-treatment (M-110) dan substrat dari tangki starter (M-120) dialirkan menuju digester (M-210). Proses di dalam tangki ini terjadi selama 18 hari dengan suhu operasi *mesophilic* sekitar 30°C. Kemudian gas yang terbentuk tersebut ditampung di *buffer tank* (F-211) kemudian kadar air di biogas di kurangi terlebih dahulu dengan menggunakan *water trap* (H-222), setelah itu gas dialirkan menuju *compressor* (G-221) sebelum memasuki *bubble column* (R-220). Sedangkan aliran *effluent* dari digester menuju *clarifier* (H-310) dengan menggunakan pompa *effluent* (L-311). Dalam *clarifier*, air limbah dan substratnya dipisahkan. Kemudian di pisahkan air dan cake nya dengan *screw press* (H-320). Substrat (padatan) yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai pupuk kompos. Sedangkan *overflow* dari *screw press* dapat digunakan sebagai pupuk organik cair.

Biogas selanjutnya dialirkan ke *bubble column* untuk memasuki proses pemurnian. Pada tahap ini gas asam yang dihilangkan adalah CO<sub>2</sub> sebagai produk samping dari reaksi pembentukan biogas. Gas CO<sub>2</sub> harus dihilangkan karena bersifat korosif terhadap logam. Proses pemurnian gas metana dilakukan dengan mereaksikan Gas CO<sub>2</sub> dengan susu kapur dari *slaker tank* (M-130) sehingga menghasilkan *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC). Biogas dari *bubble column* kemudian di naikkan tekanannya dengan *compressor* (G-361) agar bisa ditampung di *Storage Biomethane* (E-371) yang sebelumnya di kurangi lagi kadar air dan H<sub>2</sub>Snya dengan *H<sub>2</sub>S scavenger* (D-360) dan *adsorber* (D-370). PCC yang terbentuk pada dasar kolom disedot menggunakan pompa menuju *clarifier* (H-330). PCC dipisahkan dengan air kemudian dialirkan ke *plate and frame filter press* (H-340) untuk memperkecil kadar air. PCC kemudian dikeringkan di *rotary dryer* (B-350) dan ditampung di PCC storage (F-351).

Untuk dapat mendirikan pabrik *biomethane* dan PCC dari POME diperlukan total modal investasi sebesar Rp 261,567,957,957.00 dengan estimasi hasil penjualan per tahun Rp 437,356,974,100.00 Dari perhitungan analisa ekonomi didapat *internal rate of return* (IRR) sebesar 76,25%, *pay out time* (POT) 2,452 tahun dan *break even point* (BEP) sebesar 17,83 %. Ditinjau dari aspek teknis dan ekonomis, Pabrik Biomethane dan PCC dari POME ini layak untuk dilanjutkan ke tahap perencanaan.

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kepada Tuhan yang Maha Esa karena atas rahmat-Nya penyusunan “TUGAS PRA DESAIN PABRIK BIOGAS DAN PCC 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 I dan Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Ibu Dr. Suci Madha Nia, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
3. Kedua orang tua dan keluarga kami yang memberikan segalanya .
4. Teman-teman Mixing Crew di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran 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

Lembar Pengesahan	
Ringkasan .....	i
Kata Pengantar.....	iv
Daftar Isi .....	v
Daftar Gambar .....	vi
Daftar Tabel.....	vii
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
I.1 Latar Belakang .....	I-1
<b>BAB II SELEKSI PROSES</b>	
II.1 Kapasitas .....	II-1
II.2 Penentuan Lokasi .....	II-1
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk .....	II-3
<b>BAB III Seleksi dan Uraian Proses .....</b>	<b>III-1</b>
<b>BAB IV NERACA ENERGI.....</b>	<b>IV-1</b>
<b>BAB V SPESIFIKASI ALAT .....</b>	<b>V-1</b>
<b>BAB VI ANALISA EKONOMI</b>	
VI.1 Struktur Organisasi .....	VI-1
VI.2 Sistem Utilitas.....	VI-6
VI.3 Harga Peralatan.....	VI-8
VI.4 Analisa Ekonomi.....	VI-8
<b>BAB VII KESIMPULAN.....</b>	<b>VII-1</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA.....</b>	<b>xii</b>
<b>APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA</b>	
<b>APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI</b>	
<b>APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN</b>	
<b>APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI</b>	
<b>LAMPIRAN PROSES FLOW DIAGRAM</b>	

## DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar II.1 Peta Kabupaten Labuhan Batu Sumatera Utara .....	II-3
Gambar II.2 Peta Lokasi PT SiringoRingo Labuhan Batu .....	II-3
Gambar III.1 Skerma Proses Pembuatan Biogas Secara Umum .....	III-2
Gambar III.2 Pembuatan PCC Dengan Metode Double Decomposition .....	III-12
Gambar III.3 Pembuatan PCC dengan Metode Karbonasi .....	III-13
Gambar III.4 Pembuatan PCC pada Plant Dhaka .....	III-15
Gambar III.5 Uraian Proses .....	III-23

## DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel I.1 Karakteristik POME tanpa diolah .....	I-2
Tabel II.1 Spesifikasi POME .....	II-4
Tabel II.2 Spesifikasi CaO .....	II-4
Tabel II.3 Spesifikasi Biomethane .....	II-5
Tabel II.4 Spesifikasi PCC.....	II-5
Tabel III.1 Kelebihan dan Kekurangan beberapa Metode Pengolahan POME .....	III-1
Tabel III.2 Jenis-Jenis Enzim Hodrolytic .....	III-3
Tabel III.3 Perbedaan Open Digester System dan Closed Digester System.....	III-16
Tabel III.4 Perbandingan Metode Pengolahan Secara Anaerobik .....	III-17
Tabel III.5 Keuntungan dan Kerugian Metode Pengolahan Limbah Anaerobik .....	III-17
Tabel III.6 Perbandingan Tipe Proses <i>Batch</i> dan <i>Continue</i> .....	III-19
Tabel III.7 Perbandingan Suhu Digester.....	III-20
Tabel III.8 Perbandingan Proses Pembuatan PCC.....	III-21
Tabel III.9 Perbandingan Jenis Solid-Liquid Separator.....	III-21
Tabel III.10 Perbandingan Jenis Dryer .....	III-22
Tabel IV.1 Komposisi Feed POME .....	IV-1
Tabel IV.2 Neraca Massa Netralisasi.....	IV-2
Tabel IV.3 Neraca Massa Starter .....	IV-3
Tabel IV.4 Neraca Massa Biodigester .....	IV-4
Tabel IV.5 Neraca Massa Clarifier .....	IV-5
Tabel IV.6 Neraca Massa Screw Press .....	IV-6
Tabel IV.7 Komposisi Feed CaO.....	IV-7
Tabel IV.8 Neraca Massa Slaker Tank .....	IV-7
Tabel IV.9 Neraca Massa Screener.....	IV-8
Tabel IV.10 Neraca Massa Bubble Coloumn .....	IV-9
Tabel IV.11 Neraca Massa Settler .....	IV-10
Tabel IV.12 Neraca Massa Plate & Frame Filter Press .....	IV-10
Tabel IV.13 Neraca Massa Rotary Dryer .....	IV-11
Tabel IV.14 Neraca Massa Water Trap .....	IV-12
Tabel IV.15 Neraca Massa H <sub>2</sub> S Removal Scavenger .....	IV-13

Tabel IV.16 Neraca Massa Adsorber.....	IV-14
Tabel IV.17 Neraca Energi Tangki Netralisasi.....	IV-15
Tabel IV.18 Neraca Energi Tangki Starter .....	IV-15
Tabel IV.19 Neraca Energi Biodigester.....	IV-16
Tabel IV.20 Neraca Energi Clarifier .....	IV-16
Tabel IV-21 Neraca Energi Screw Press .....	IV-16
Tabel IV-22 Neraca Energi Compressor.....	IV-17
Tabel IV.23 Neraca Energi Intercooler.....	IV-17
Tabel IV.24 Neraca Energi Slaker Tank.....	IV-17
Tabel IV.25 Neraca Energi Screener .....	IV-18
Tabel IV.26 Neraca Energi Heater.....	IV-18
Tabel IV.27 Neraca Energi Bubble Coloumn.....	IV-19
Tabel IV.28 Neraca Energi Settler.....	IV-19
Tabel IV.29 Neraca Energi Plate and Frame Filter Press .....	IV-20
Tabel IV.30 Neraca Energi Heater.....	IV-20
Tabel IV.31 Neraca Energi Rotary Dryer .....	IV-21
Tabel IV.32 Neraca Energi Water Trap.....	IV-21
Tabel IV.33 Neraca Energi Compressor.....	IV-22
Tabel IV.34 Neraca Energi Intercooler.....	IV-22
Tabel IV.35 Neraca Energi H2S Removal Scavenger .....	IV-22
Tabel IV.36 Neraca Energi Adsorber .....	IV-23

# BAB I

## LATAR BELAKANG

### I.1 Latar Belakang

*Crude Palm Oil* (CPO) atau disebut juga Minyak kelapa sawit saat ini adalah minyak nabati terbesar di dunia. Menurut laporan oil world pada tahun 2011, minyak kelapa sawit memberikan andil sekitar 27% atau 46 juta ton terhadap minyak nabati di dunia. Produksi minyak nabati berikutnya diikuti oleh *soybean*, *rapeseed*, dan *sun flower*. Sementara itu, Indonesia adalah negara penghasil minyak kelapa sawit terbesar. Pabrik kelapa sawit (PKS) yang berjumlah berjumlah lebih dari 640 di seluruh Indonesia memproduksi CPO sekitar 23 juta ton atau 46% dari total produksi CPO di dunia (Oil World, 2011)

Tingginya kebutuhan CPO Indonesia mendorong pihak produsen untuk meningkatkan produksi industry CPO seoptimal mungkin. Pengembangan PKS ini 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) sebesar 3 ton (Suprihatin, 2014) yang apabila untuk mencapai produksi minyak sawit sebesar 2 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 *Chemical Oxygen Demand* (COD) yang sangat tinggi sekitar 50.000 mg/L (Nuruliana, 2012). Sementara itu baku mutu yang ditetapkan oleh pemerintah Republik Indonesia melalui KEPMEN LH No.5 tahun 2014 nilai ambang batas COD sebesar 150 mg/L dan BOD<sub>5</sub> 75 mg/L.

Limbah yang keluar dari PKS berbentuk padatan, cair, dan gas. Limbah yang keluar dari PKS sebenarnya belum bisa dikatakan sebagai limbah, atau lebih tepat dikatakan produk samping (*side product*), karena dapat diolah lebih lanjut untuk menjadi produk yang lebih bermanfaat. 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

**Tabel I.1** Karakteristik POME: Tanpa diolah dan Standar Mutu Sesuai Peraturan

Parameter	Unit	POME Tanpa Diolah		Baku Mutu Sesuai Peraturan	
		Rentang*	Rata-rata	Sungai**	Aplikasi Lahan
BOD	mg/l	8.200–35.000	21.280	100	5.000
COD	mg/l	15.103–65.100	34.740	350	
TSS	mg/l	1.330–50.700	31.170	250	
Amonia (NH <sub>3</sub> -N)	mg/l	12–126	41	50***	
Minyak dan Lemak	mg/l	190–14.720	3.075	25	
pH		3,3–4,6	4	6–9	6–9
Maksimal POME yang dihasilkan	m <sup>3</sup> /ton CPO			2,5	

\* Sumber: Pedoman Pengelolaan Limbah Industri Sawit, Departemen Pertanian 2006, Permen LH Nomor 3 Tahun 2010

\*\* Sumber: Keputusan Meneg LH No. 51/1995, Lampiran B.IV

\*\*\* Total Nitrogen = Nitrogen Organik + Total Amonia + NO<sub>3</sub> + NO<sub>2</sub>

Secara alami gas metana dihasilkan pada kolam-kolam limbah dari pabrik kelapa sawit. Limbah cair yang ditampung didalam kolam-kolam terbuka akan melepaskan gas metana (CH<sub>4</sub>) dan karbon dioksida (CO<sub>2</sub>). 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 yaitu sebesar 9,27 juta hektar. Menurut data Badan Pusat Statistik tahun 2013, luas lahan perkebunan kelapa sawit di Sumatera Selatan mencapai 718.608 ha dengan produksi CPO sebesar 1.829.609 ton dan limbah sejumlah 5,48 juta m<sup>3</sup>. Limbah cair kelapa sawit tersebut sangat berlimpah dan belum dimanfaatkan secara maksimal. Apabila dimaksimalkan pengolahannya, limbah cair ini berpotensi menghasilkan biogas yang sangat bermanfaat sebagai sumber energi terbarukan, mengurangi efek rumah kaca dan mitigasi pemanasan global, mengurangi ketergantungan terhadap sumber energi fosil, mengurangi gas, dan pabrik tersebut dapat membuka lapangan kerja. Bagi petani kelapa sawit ini bisa bermanfaat bagi keberlanjutan kerjanya, pupuk cair dari pengolahan limbah dapat dijadikan sebagai penyubur tanaman, dan sebagai siklus nutrient yang tertutup (Al Seadi, 2008)

Biogas banyak mengandung pengotor sehingga mempengaruhi karakteristik dari biogas tersebut. Jika biogas dibersihkan dari pengotor secara baik akan memiliki karakteristik yang sama dengan gas alam. Komponen pengotor berupa air (H<sub>2</sub>O) dan karbondioksida (CO<sub>2</sub>) dan beberapa partikulat harus dihilangkan agar biogas dapat digunakan pada *gas engine*.

Karbondioksida memiliki presentase terbesar di antara pengotor-pengotor lain di dalam biogas. Karbondioksida dalam kandungan biogas merupakan penghambat atau menurunkan kadar CH<sub>4</sub> sehingga nilai kalor dari biometana juga menurun. Hal ini menyebabkan daya yang dihasilkan dari biometana juga rendah.

Oleh karena itu, suatu mekanisme pemurnian biogas sangatlah penting untuk meningkatkan kualitas biogas sebagai penunjang upaya pemanfaatan potensi dari biogas secara lebih optimal, sehingga dapat digunakan sebagai bahan bakar alternatif pengganti BBM, baik itu untuk memenuhi kebutuhan rumah tangga (memasak) ataupun untuk menggerakkan mesin pembangkit listrik (*genset*) dan bahkan sebagai bahan bakar untuk kendaraan bermotor.

Di sisi lain, karbondioksida ini dapat dimanfaatkan untuk pembuatan PCC (*Precipitated Calcium Carbonate*). Serbuk PCC dapat dimanfaatkan dalam berbagai bidang, seperti: kesehatan, makanan, dan industri. Pada bidang industri, serbuk CaCO<sub>3</sub> dimanfaatkan dalam pembuatan kertas, plastik, mantel, tinta, cat, dan pipa polimer. Serbuk CaCO<sub>3</sub> dengan



kualitas khusus dikembangkan sebagai bahan campuran kosmetik, bahan bioaktif, hingga suplemen nutrisi. PCC dapat dibuat dengan berbagai macam metode, salah satunya metode karbonasi. Metode karbonasi yaitu kalsium oksida yang telah dikalsinasi dilarutkan dalam air (*slaking process*) membentuk  $\text{Ca(OH)}_2$ , selanjutnya dialiri gas  $\text{CO}_2$  sampai pH mendekati netral membentuk endapan yaitu PCC. (Wahyudi, Djoko dkk, 2012)

Potensi limbah yang cukup besar dari pabrik *Crude Palm Oil* (CPO) serta kendala tingginya jumlah  $\text{CO}_2$  pada biogas yang dihasilkan mendasari pembuatan pra desain pabrik “Pabrik Biogas dan PCC dari Limbah Cair POME Pabrik *Crude Palm Oil*”.

## **BAB II**

### **BASIS DESAIN DATA**

#### **II.1 Kapasitas**

Bahan baku dari pembuatan *biomethane* dapat berasal dari berbagai macam biomass. Salah satu bahan baku *feed* biogas adalah POME, di mana POME adalah limbah dari pabrik CPO. Limbah POME yang dihasilkan sebanyak 50% dari jumlah tandan buah segar kelapa sawit yang diolah. Pemanfaatan limbah POME sebagai bahan baku pembuatan *biomethane* untuk energi alternatif dapat menaikkan nilai dari limbah itu sendiri. Selain itu produksi energi akan jauh lebih ramah lingkungan dibandingkan dengan produksi gas bumi konvensional.

Sehingga dengan mendirikan pabrik *biomethane* atau biogas dapat menjawab dua permasalahan negara ini yaitu menyediakan energi baru terbarukan dan mengurangi limbah hasil samping pabrik CPO. Namun pembuatan *biomethane* atau biogas menghasilkan 25-45% CO<sub>2</sub>. Biogas masih mengandung CO<sub>2</sub> dalam kadar tinggi sehingga menyebabkan efisiensi panas yang dihasilkan berkurang dan menghasilkan jelaga, serta menimbulkan noda hitam pada peralatan dapur yang digunakan untuk memasak. (Paryanto, 2015).

Di sisi lain, produksi PCC (*Precipitated calcium carbonate*) memerlukan CO<sub>2</sub> dalam prosesnya. Sehingga CO<sub>2</sub> yang merupakan produk samping dari produksi *biomethane* dapat digunakan langsung pada produksi PCC. PCC merupakan kalsium karbonat yang dihasilkan dari proses presipitasi dengan kemurnian yang tinggi. Berdasarkan kelebihan *biomethane* sebagai energi terbarukan berbahan dasar limbah vinnasse dan menghasilkan produk samping yang akan dimanfaatkan sebagai bahan baku produksi PCC, maka dibuatlah Pra desain pabrik “**Pembuatan Biomethane dan PCC dari Limbah Cair Kelapa Sawit Dengan Kapasitas 237.600 Ton Vinasse Per Tahun**”.

#### **II.2 Penentuan Lokasi Pendirian**

Letak geografis suatu pabrik sangat berpengaruh terhadap kelangsungan pabrik tersebut. Oleh karena itu terdapat beberapa faktor yang harus dipertimbangkan untuk menentukan lokasi pabrik secara teknis dan ekonomis. Dasar pemilihan lokasi pabrik “Pembuatan Biomethane dan PCC dari Limbah Cair Kelapa Sawit” antara lain: sumber bahan baku, pemasaran, penyediaan tenaga listrik, penyediaan air, jenis transportasi, kebutuhan tenaga kerja, perluasan area pabrik, keadaan masyarakat, karakteristik lokasi, kebijakan pemerintah, dan buangan pabrik.

Dengan beberapa pertimbangan pabrik “Pembuatan Biomethane dan PCC dari Limbah Cair Kelapa Sawit ini” ini akan didirikan di Kabupaten Labuhan Batu Provinsi Sumatera Utara. Alasan pemilihan daerah ini sebagai lokasi disebabkan oleh beberapa faktor sebagai berikut :

#### 1. Penyediaan bahan baku

Lokasi pabrik harus dekat dengan sumber bahan baku, sehingga proses operasi dapat terjaga kelangsungannya. Selain itu dapat mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan. Bahan utama pabrik ini adalah limbah dari CPO, sehingga lokasi pabrik harus dekat dengan industri CPO PKO. Pabrik CPO integrasi berbasis pabrik kelapa sawit dimana yang menjadi acuan adalah PT. Siringo Ringo yang didirikan di daerah yang sama yaitu Kabupaten Labuhan Batu Provinsi Sumatera Utara.

Sedangkan untuk bahan baku yang digunakan pada pabrik pembuatan PCC adalah batu kapur yang didapat dari penambangan di daerah Tanggamus, Lampung Selatan.

#### 2. Pemasaran produk.

Hasil produksi berupa gas metana dapat dijual ke pabrik CPO PKO integrasi berbasis pabrik kelapa sawit sebagai bahan bakar *gas engine*. Sedangkan untuk PCC dapat digunakan untuk banyak hal, salah satunya sebagai filler dari pabrik kertas. Selain itu, produk samping berupa pupuk organik cair (POC) dan kompos hasil dari pengolahan limbah dapat dijual kepada petani sekitar.

#### 3. Sarana Transportasi

Sarana dan prasarana transportasi sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Letak pabrik ini dekat dengan jalan raya, sehingga memberi kemudahan dalam operasional.

#### 4. Utilitas

Sarana pendukung seperti tersedianya air, listrik, dan lainnya dapat diperoleh dengan mudah dari air Sungai Brantas. Sedangkan listrik dari PLN Labuhan Batu dan generator sebagai cadangan apabila ada pemadaman listrik dari PLN. Kebutuhan bahan bakar juga diperoleh dari biomethane hasil pengolahan pabrik yang sudah menghasilkan listrik secara mandiri.

#### 5. Tenaga Kerja.

Sebagai penyedia lapangan kerja. Sumatera Utara berada pada posisi ke 9 dengan tingkat pengangguran tertinggi se-Indonesia. Maka besar harapan dengan adanya pabrik pengolahan POME Dan PCC ini membuka lapangan kerja dan mengurangi tingkat pengangguran di Sumatera Utara.

Selanjutnya peta kabupaten Labuhan Batu yang terletak di provinsi Sumatera Utara, Indonesia dapat dilihat pada gambar berikut:



**Gambar II.1** Peta Kabupaten Labuhan Batu Sumatera Utara



**Gambar II.2** Peta Lokasi PT Siringo Ringo Labuhan Batu

(<https://maps.google.com>)

## **II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk**

### **II.3.1 Kualitas Bahan Baku**

#### **II.3.1.1 POME**

Biogas merupakan gas yang dapat diperoleh dari bakteri yang mengalami proses fermentasi. Proses fermentasi biasanya terjadi di dalam reaktor (biodigester) dalam kondisi

anaerob (tanpa udara). Suatu industri bioethanol, anaerobic digester digunakan untuk mendegradasi bahan organik limbah. Limbah cair yang dihasilkan pada industri CPO biasa disebut POME. Berikut merupakan spesifikasi POME dari produksi CPO dari tandan buah segar kelapa sawit dari salah satu pabrik CPO yang ada di Sumatera Utara.

**Tabel II.1** Spesifikasi POME

<b>Parameter</b>	<b>Hasil Pengujian</b>
pH	4,7
BOD, mg/L	35.000
COD, mg/L	65.000
Total Suspended Solids, mg/L	50.000
Air, %	91
Karbohidrat, %	2,1
Minyak, %	0,4
Protein, %	5,3
Lemak, %	0,8

(Winrock Internasional, 2015)

### II.3.1.2 CaO

Batu tohor, CaO yang digunakan sebagai bahan baku produk pada proses pembuatan Precipitated Calcium Carbonate memiliki spesifikasi seperti yang ditunjukkan pada Tabel II.2 :

**Tabel II.2** Spesifikasi CaO

<b>Parameter</b>	<b>Hasil Pengujian</b>
CaO, %	92,43
MgO, %	1,17
SiO <sub>2</sub> , %	1,26
C, %	5,1
S, %	0,038

(PT. Putra Primajaya, Palembang, Sumatra Selatan, 2012)

## II.3.2 Kualitas Produk

### II.3.2.1 Biomethane

Gas Metana yang akan diproduksi dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar industri. Dengan Teknik pemurnian dengan menggunakan Ca(OH)<sub>2</sub> dan nantinya akan

menghasilkan produk tambahan PCC, diharapkan pula produk metana memiliki kemurnian sekitar 90%. *Biomethane* yang akan diproduksi memiliki spesifikasi seperti yang ditunjukkan pada Tabel II.3 :

**Tabel II.3** Spesifikasi Biomethane

Komponen utama gas	Minimal % mol	Maksimal % mol
Metana	90	Tidak ada
Etana	Tidak ada	10
Propana	Tidak ada	5
Butana	Tidak ada	2
Pentana dan Kondensat	Tidak ada	0,5
Nitrogen dan gas inert lainnya	Tidak ada	3
Karbon Dioksida	Tidak ada	2-3
Total diluent gases	Tidak ada	4-5
Trace komponen		
Hidrogen Sulfide	0,25 – 0,3 g/100 scf	
	-	1,00 %
Uap Air	4,0 – 7,0 lb/MM scf	
	-	1,00 %
Oksigen	-	1,00 %
Karakteristik Lainnya		
Nilai Kalor	950 – 1150 Btu/scf	

(Engineering Data Book, 2004)

### II.3.2.2 PCC

PCC yang dihasilkan memiliki spesifikasi seperti yang ditunjukkan pada Tabel II.4 :

**Tabel II.4** Spesifikasi PCC

Parameter	Hasil Pengujian
CaCO <sub>3</sub> , %	Min 98%
Air, %	Max 0,2%
pH	9,5-10,2
Ukuran PCC	200-400 μm

(<https://www.alibaba.com>)

### II.3.3 Kegunaan Produk

Tujuan utama pendirian pabrik ini adalah untuk memproses limbah cair kelapa sawit menjadi  $\text{CH}_4$ . Manfaat dari  $\text{CH}_4$  antara lain :

1. Bahan bakar *gas engine* untuk industri
2. Pembuatan pupuk
3. Pembangkit tenaga listrik
4. Bahan pembuatan ban
5. Bahan bakar kendaraan

Sedangkan PCC banyak digunakan dalam industri sebagai berikut:

1. Pada industri kertas sebagai *filler* dan *coating*.
2. Pada industri plastik sebagai *filler* untuk meningkatkan kualitas fisik seperti modulus, resistansi terhadap panas, dan kekerasan.
3. Pada industri cat dan pelapisan, digunakan sebagai *filler/extender*.
4. Pada industri makanan dan farmasi, antara lain digunakan sebagai antasid, suplemen kalsium pada makanan, abbrasive mild pada pasta gigi

### BAB III

## SELEKSI 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 **Tabel III.1**

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

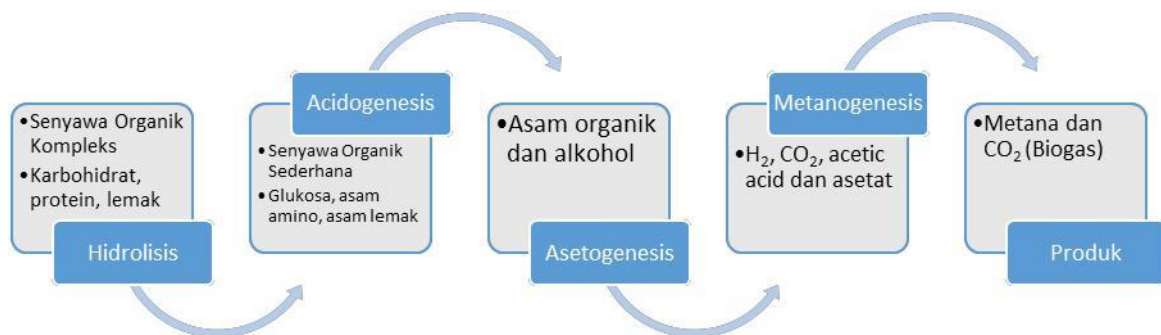
Metode Pengolahan	Kelebihan	Kekurangan	Referensi
Membran	Air hasil pengolahan memiliki kualitas yang baik, tidak membutuhkan ruang yang luas, dapat mendisinfeksi air yang diolah	Mahal dibandingkan dengan metode pengolahan lainnya, waktu hidup membrane pendek	[Ahmad dkk. 2006] [Metcalf dkk. 2003]
Anaerobik	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 dkk. 1997] [Borja dkk.. 2006]
Evaporasi	Konsentrat padat dari proses dapat dimanfaatkan sebagai feed dalam industri pupuk	Konsumsi energi yang besar	[MA dkk. 1997]
Aerobik	Waktu retensi lebih efektif dalam menangani limbah beracun	Butuh energi yang besar (perlu aerasi), tingkat patogen inaktivasi lebih rendah di lumpur aerobic dibandingkan lumpur anaerobic sehingga tidak cocok diaplikasikan pada lahan (sebagai pupuk)	[Jr dkk. 1999] [doble dkk. 2005]



Bedasarkan kebutuhan energi, pengolahan secara anaerobic memiliki keuntungan yang lebih besar dibanding metode lainnya karena tidak membutuhkan 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 lumpur benih, memanfaatkan lumpur benih dari proses yang sama atau mempertahankan suhu dan pH yang cocok untuk pertumbuhan bakteri.

(Abdurrahman, 2013)

Selama proses produksi biogas, rantai polimer yang kompleks dan panjang harus dipecah menjadi bentuk yang lebih sederhana yaitu metana dan karbondioksida. Keseluruhan proses ini bergantung pada jumlah mikroorganismenya, di mana mikroorganismenya tersebut mendegradasi komponen organik dalam kondisi anaerob. Dalam produksi biogas, diperlukan dua persyaratan penting yaitu adanya *nutrient* pada media dan adanya mikroorganismenya yang diperlukan dalam proses anaerob. Proses produksi biogas dalam keadaan anaerob dapat dibagi menjadi empat fase yaitu :



**Gambar III.1** Skema Proses Pembuatan Biogas Secara Umum

(Peiris, 2016)

### 1. Hidrolisis

Dalam proses anaerob, pertama-tama terjadi hidrolisis. Rantai polimer organik yang panjang akan dipecah menjadi molekul yang lebih sederhana seperti glukosa, asam amino, dan asam lemak. Produk samping dari proses adalah hidrogen dan asetat yang akan digunakan pada proses anaerob.

(Muzenda, 2014)

Selama proses hidrolisis, kebanyakan mikroorganisme mengeluarkan beberapa tipe enzim ekstraseluler untuk memecah berbagai tipe senyawa organik. Dikarenakan efek dari enzim, senyawa organik yang kompleks dan berantai panjang dipecah menjadi senyawa yang sederhana. Senyawa sederhana ini dengan mudah dapat diserap oleh sel mikrobial sebagai kebutuhan nutrisi dan sumber energi. Beberapa mikroorganisme berperan dalam pemecahan dari setiap tipe komponen organik. Contohnya adalah mikroorganisme yang mengeluarkan enzim untuk memecah beberapa tipe gula yang dikategorikan sebagai *saccharolytic*. Begitu pula mikroorganisme yang memecah beberapa tipe protein yang disebut sebagai *proteolytic* (Schnürer and Jarvis, 2010). Beberapa jenis enzim, yang digunakan untuk hidrolisis dapat dilihat pada **Tabel III.2**.

**Tabel III.2** Jenis-Jenis Enzim *Hidrolytic*

<b>Enzim</b>	<b>Substrat</b>	<b>Produk</b>
<i>Proteinase</i>	<i>Proteins</i>	<i>Amino acids</i>
<i>Cellulase</i>	<i>Cellulose</i>	<i>Cellobiose and glucose</i>
<i>Hemicellulase</i>	<i>Hemicellulose</i>	<i>Sugars (glucose, xylose, mannose and arabinose)</i>
<i>Amylase</i>	<i>Starch</i>	<i>Glucose</i>
<i>Lipase</i>	<i>Fats</i>	<i>Fatty acids and glycerol</i>
<i>Pectinase</i>	<i>Pectin</i>	<i>Sugars (galactose, arabinose, polygalactic and uronic acid)</i>

Laju dekomposisi hidrolisis dipengaruhi oleh substrat alami. Contohnya adalah perubahan selulosa dan hemiselulosa biasanya membutuhkan waktu lebih lama dari pada protein dengan proses yang sama.

## 2. Acidogenesis

Acidogenesis atau fermentasi adalah proses kedua pada proses anaerob yang di dalamnya terdapat reaksi-reaksi jika dibandingkan dengan proses hidrolisis. Jumlah dari reaksi-reaksi yang akan terjadi bergantung pada tipe organisme yang digunakan dan tipe substrat yang ada. Kebanyakan dari tipe organisme yang ada berperan aktif pada tahap ini dibandingkan pada tahap lain selama proses anaerob. Selama proses fermentasi, kebanyakan organisme yang aktif adalah organisme yang sama saat proses hidrolisis berlangsung. Tetapi beberapa organisme tambahan akan muncul pada medium seperti *Enterobacterium*, *Bacteriodes*, *Acetobacterium* dan *Eubacterium*.

Substrat pada tahap sebelumnya yaitu tahap hidrolisis, digunakan untuk difermentasi oleh mikroorganisme sehingga terdegradasi lebih lanjut. Tetapi asam lemak yang dihasilkan pada tahap sebelumnya tidak didegradasi dengan mikroorganisme dan akan tetap ada pada medium hingga terjadi proses oksidasi selanjutnya.

(Schnürer dan Jarvis, 2010)

Selama tahap acidogenesis, produk dari tahap hidrolisis akan diubah menjadi beberapa produk seperti *organic acids (acetic, propionic acid, butyric acid, succinic acid, lactic acid)*, *alcohols, ammonia (from amino acids), carbon dioxide* dan *hydrogen* (Schnürer and Jarvis 2010) dan *hydrogen sulphide* (Muzenda 2014). Tipe dari senyawa yang terbentuk bergantung dari substrat yang digunakan pada tahap hidrolisis, kondisi lingkungan proses, dan tipe organisme yang digunakan. Tetapi, senyawa organik yang terbentuk sangat banyak dan tidak sesuai untuk proses produksi *methane*.

(Muzenda, 2014)

## 3. Acetogenesis

Selama proses *acetogenesis*, produk yang dibentuk selama tahap acidogenesis dipecah menjadi bentuk yang lebih sederhana dengan reaksi oksidasi pada kondisi anaerob. Ini adalah proses yang krusial untuk produksi akhir biogas dikarenakan bergantung pada aktivitas mikroorganisme pada setiap tahap. Selama tahap acetogenesis, proton digunakan sebagai penerima electron akhir dan proses ini menghasilkan gas hidrogen. Formasi gas hidrogen hanya akan muncul jika konsentrasi gas hidrogen secara konstan dijaga pada kondisi minimumnya. Jika formasi hidrogen tidak terlepas secara kontinyu dari digester, tahap acetogenesis (*anaerobic oxidation*) dapat berhenti dikarenakan mikroorganisme tidak mendapatkan energi yang cukup untuk tumbuh

(Schnürer dan Jarvis, 2010)

Selama proses akhir dari tahap anaerob, mikroorganisme akan mengonsumsi hydrogen dan membentuk *methane*. Reaksi ini muncul secara konstan dan karena itu level gas hydrogen pada digester akan terjaga rendah. Tahap ini akan memicu oksidasi anaerob (acetogenesis) pada tahap ketiga dan tahap akhir pada proses anaerob yang saling berhubungan satu sama lain. Hubungan ini disebut dengan *syntrophy* dan perpindahan hidrogen disebut dengan "Inter-species Hydrogen Transfer" (IHT). IHT didefinisikan sebagai perpindahan dari gas hidrogen antara spesies. Substrat untuk acetogenesis mengandung beberapa asam lemak, alkohol, dan beberapa tipe asam amino dan aromatis. Aromatis adalah kombinasi dari struktur cincin seperti asam benzoate, fenol atau beberapa tipe asam amino. Dalam tahap acetogenesis, terdapat pembentukan gas hydrogen, acetate, carbon dioxide, dan energi (panas).

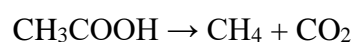
(Muzenda, 2014)

*Syntrophomonas*, *Syntrophus*, *Clostridium*, dan *Syntrobacter* adalah contoh dari mikroorganisme yang dapat melakukan berbagai oksidasi anaerob di syntrophy dengan organisme yang menggunakan gas hydrogen. Mikroorganisme ini disebut dengan *acetogens*.

(Schnürer dan Jarvis, 2010)

#### 4. Metanogenesis

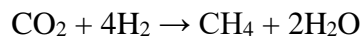
Pembentukan *methane* atau metanogenesis merupakan tahap terakhir dari proses anaerob. Selama tahap ini, methane dan karbon dioksida diproduksi dengan beberapa proses pembuatan methane oleh beberapa mikroorganisme tertentu yang disebut dengan methanogen. Substrat untuk mikroorganisme ini adalah gas hydrogen, karbon dioksida dan asetat, yang diproduksi selama tahap acetogenesis. Selain itu substrat yang dapat digunakan untuk melakukan produksi methane adalah *methyl amines*, *some alcohols*, and *formates*. Pada tahap ini, berbagai macam tipe mikroorganisme secara aktif merubah substrat pada tahap sebelumnya (acetogenesis) menjadi biogas dan mikroorganisme yang mendominasi pada proses ini disebut *acetotrophic methanogens*, di mana mikroorganisme tersebut mengonsumsi asetat sebagai substrat. Selama proses pemecahan molekul terjadi, asetat dipecah menjadi dua bagian seperti reaksi berikut :



Salah satu atom karbon digunakan untuk membentuk methane dan yang lainnya untuk membentuk karbondioksida. Oleh karena itu mikroorganisme *acetotrophic methanogens* bisa disebut juga dengan *acetate-splitting methanogens*. Asetat merupakan 70% dari *feed* yang ada untuk pembentukan biogas pada tank.

(Schnürer and Jarvis 2010)

Mikroorganisme *hydrogenotroph* merupakan jenis *methanogen* yang penting dimana substrat primer pada produksi *methane* adalah hidrogen dan karbondioksida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Hanya dua jenis *methanogen* yang diketahui dapat memecah asetat yaitu *Methanosaeta* and *Methanosarcina*, meskipun terdapat beberapa tipe methanogens yang memecah gas hydrogen yaitu *Methanobacterium*, *Methanococcus*, *Methanogenium* dan *Methanobrevibacter*. *Methanogen* berbeda dengan organisme lain pada proses pembuatan biogas. Secara umum *methanogen* adalah bagian dari jenis mikroorganisme yang disebut *Archaea*. *Archaea* adalah jenis yang berbeda dari organisme yang telah ditemukan seperti bakteri (prokariot) dan fungi (eukariot). *Methanogen* sangat sensitif pada berbagai kondisi yang tidak ideal pada substrat seperti perubahan pH atau adanya kandungan senyawa beracun yaitu logam berat atau polutan organik. Oleh karena itu, sangat penting untuk organisme-organisme tersebut dalam kondisi anaerob karena dapat mempengaruhi keseluruhan proses secara serius

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/m<sup>3</sup>/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 antara mikroorganisme dan substrat.

(Sunil, 2012)

### **III.1. Macam-macam Proses**

#### **III.1.1 Proses Pembentukan Biogas**

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

##### **III.1.1.1 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.1.1.2 Proses Fermentasi

#### III.1.1.2.1 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 metana yang tinggi yaitu sekitar 54,4%. Kolam anaerobik umumnya memiliki kedalaman 2-5 m. 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 CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, dan CH<sub>4</sub> 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.1.1.2.2 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 / m<sup>3</sup>/ hari, sedangkan COD *removal* secara umum efisiensinya mencapai 90% dengan komposisi gas metana rata-rata 60%.

(Abdurrahman, 2013)

#### **III.1.1.2.3 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 biomas 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, biomas 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.1.1.2.4 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 biomas akan mengendap di reaktor. Materi organik dari limbah yang berkontak dengan *sludge* akan diolah dengan *granule* biomas.

Pengolahan POME dengan UASB telah terbukti sukses dengan efisiensi pengukuran COD hingga 98,4% dengan OLR sebesar 10,63 kg COD/m<sup>3</sup> *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.1.1.2.5 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.1.1.2.6 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 reaktor yang beroperasi secara kontinyu sejak tahun 1980. Aplikasi lain dari CSTR dalam pengolahan limbah antara lain adalah limbah pabrik selai dan pabrik *coke*.

Reaktor Kock Seng mempunyai efisiensi 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.1.1.2.7 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.1.1.3 Proses Purifikasi

Pemurnian biogas disini dimaksudkan sebagai upaya untuk menghilangkan unsur-unsur penghambat (*impurities*) yang terkandung dalam biogas. Gas CO<sub>2</sub> dalam biogas perlu dihilangkan karena gas tersebut dapat mengganggu proses Pembakaran atau mengurangi nilai kalor pembakaran biogas. Pada tahap ini gas yang dihilangkan adalah CO<sub>2</sub> sebagai produk samping dari reaksi pembentukan biogas. CO<sub>2</sub> bersifat korosif terhadap logam dan dapat menyebabkan korosi sehingga perlu dihilangkan karena biogas akan digunakan sebagai bahan bakar *gas engine*. Ada beberapa metode pemurnian biogas (CO<sub>2</sub> removal), antara lain: absorpsi fisika, absorpsi kimia, adsorpsi, pemisahan dengan membran, cryogenic dan konversi kimia menjadi senyawa lain. Pada pabrik ini, pemurnian biogas dilakukan dengan mereaksikan CO<sub>2</sub> dengan batu tohor sehingga menghasilkan produk berupa *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC).

### III.1.2 Proses Pembentukan PCC

Precipitated Calcium Carbonate (PCC) adalah senyawa kimia yang memiliki rumus CaCO<sub>3</sub>. Akan tetapi PCC memiliki struktur kristal yang berbeda yang biasa disebut dengan kalsit. Benruk lain adalah struktur struktur yang biasa disebut dengan aragonite, yang lebih sedikit ditemukan. Secara umum, PCC diproduksi dengan 3 cara yaitu *Carbonation Method*, *Calcium Chloride-Sodium Carbonate Double Decomposition Method*, dan *Lime-Soda Method*.

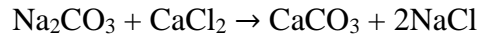
#### III.1.2.1. Jenis Proses

Precipitated Calcium Carbonate (PCC) dapat dihasilkan melalui beberapa proses sebagai berikut:

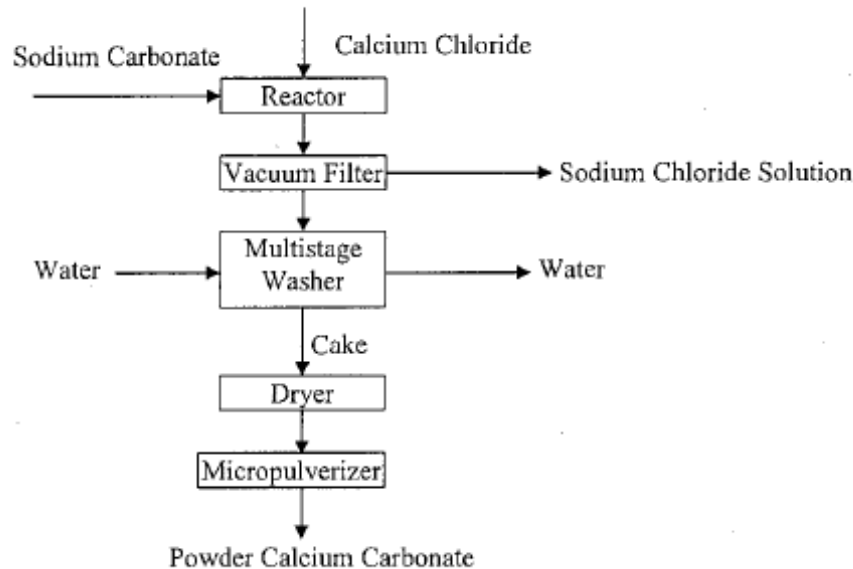
1. Proses Calcium Chloride-Sodium Carbonate Double Decomposition (Calcium Chloride Process)
2. Proses Lime-Soda
3. Proses Karbonasi

### III.1.2.1.1 Calcium Chloride-Sodium Carbonate Double Decomposition Method

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



Blok diagram dapat dilihat **Gambar III.2**



**Gambar III.2** Proses Pembuatan PCC dengan Metode Double Decomposition

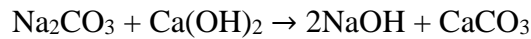
(Shahinoor, 2007)

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

### III.1.2.1.2 Lime-Soda

Proses Lime-Soda, disebut juga kausitasi, merupakan metode klasik untuk menghasilkan soda kaustik (soda hidroksida). Proses ini biasanya digunakan oleh pabrik alkali, dimana tujuan utamanya adalah me-recovery sodium hidroksida sedangkan *precipitated calcium carbonate* mentah hanya sebagai *by-product*. Pada proses ini, larutan sodium karbonat direaksikan dengan kalsium hidroksida berlebih untuk menghasilkan sodium hidroksid cair dan *by-product* berupa *precipitated calcium carbonate* (PCC). Proses berlangsung pada suhu 30-60°C dengan konversi rata-rata < 90 %. Kualitas PCC yang dihasilkan dari proses ini kurang baik karena distribusi ukuran partikel PCC sangat beragam serta kandungan residu Ca(OH)<sub>2</sub>

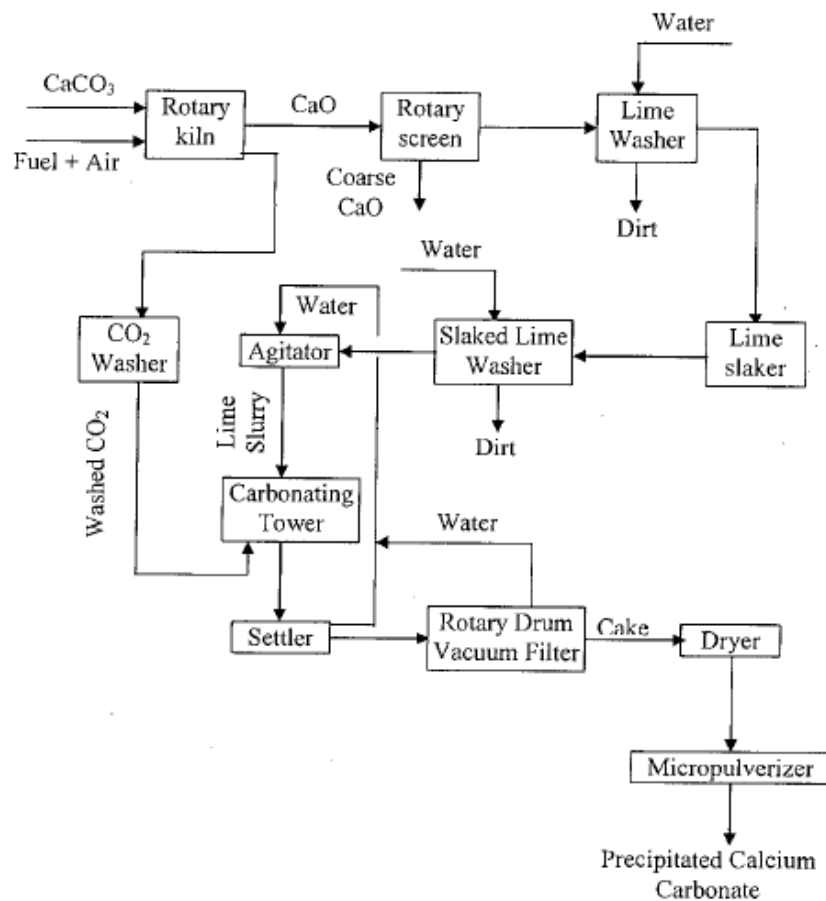
yang berlebih. Selain itu, pembuatan kaustik soda dengan metode ini mulai digantikan dengan metode elektrolisis.



(Shahinoor, 2007)

### III.1.2.1.3 Carbonation Method

*Limestone* dikalsinasi di dalam kiln untuk membentuk karbon dioksida dan *quicklime*. Secara umum, produk-produk ini dipurifikasi secara terpisah sebelum digabungkan kembali. *Quicklime* dicampur dengan air sehingga menghasilkan *milk of lime* atau *dry hydrated lime* dimana keduanya adalah kalsium hidroksida. Ketika *dry hydrate* digunakan pada proses selanjutnya maka air akan ditambahkan untuk menghasilkan *milk of lime slurry*. **Gambar III.3** menunjukkan proses produksi PCC dengan metode karbonasi.

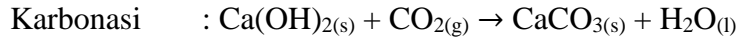
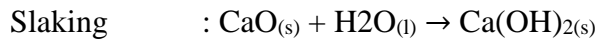
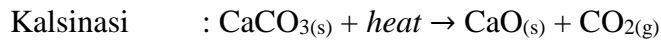


**Gambar III.3** Proses pembuatan PCC dengan Metode Karbonasi

(Shahinoor, 2007)

Pada proses karbonasi, karbon dioksida yang telah didinginkan dan dipurifikasi akan dilewatkan dalam bentuk gelembung melewati *milk of lime* pada reaktor yang disebut

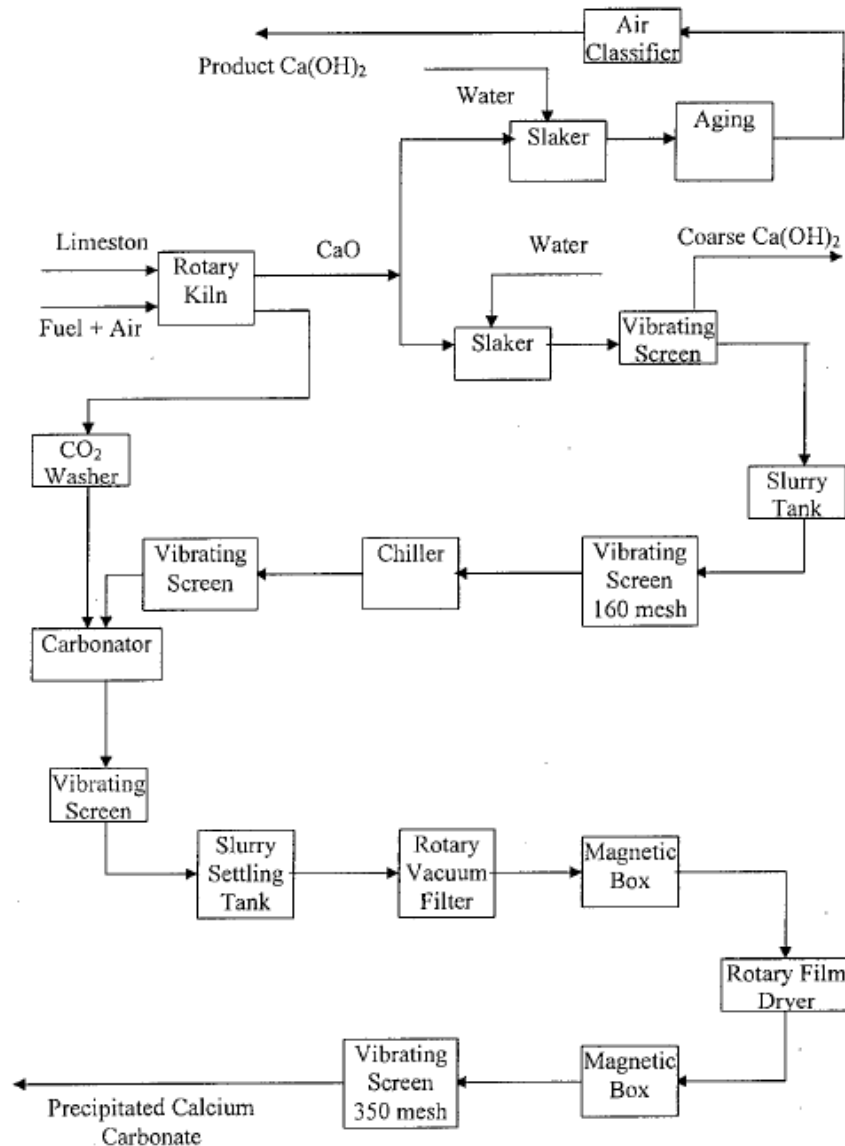
karbonator. Di akhir proses ini akan ada peengukur pH. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Produk karbonasi selanjutnya dapat lebih jauh dipurifikasi dengan menghilangkan zat pengotor yang tersisa pada milk of lime sebagai partikel kasar sebagai perbandingan untuk ukuran micrometer. Penyaringan ini juga digunakan untuk mengontrol ukuran maksimum dari produk. Pencucian filter cake tidak diperlukan dikarenakan air adalah satu-satunya produk samping dari karbonasi. Padatan filter cake secara umum mengandung  $\text{CaCO}_3$  sebanyak 25-60%, dipengaruhi pada ukuran partikel dari PCC. Pengeringan akhir menggunakan rotary film, tunnel, spray, atau flash dryer. Hasil yang kering biasanya tidak terintegrasi dalam micropulverizer. Penggilingan material diangkut menuju storage bin yang besar untuk bulk loading atau packing dalam karung.

Beberapa kelas pelapisan dapat digunakan untuk aplikasi yang special. PCC dilapisi untuk meningkatkan flow properties, processing, dan physical properties dari produk akhir. Asam lemak, resins, dan bahan basah digunakan sebagai material pelapisan sebelum atau sesudah pengeringan.

Crescent chemicals melakukan set up pada plant untuk produksi PCC di dekat Dhaka. Block diagram pada plant tersebut dapat dilihat pada **Gambar III.4**



**Gambar III.4** Pembuatan PCC pada Plant Dhaka

(Shahinoor, 2007)

## III.2 Seleksi Proses

### III.2.1 Seleksi Proses Biogas

#### III.2.1.1 Pemilihan Berdasarkan Proses Netralisasi

Berdasarkan segi ekonomi, pada proses netralisasi limbah POME menggunakan  $\text{Ca(OH)}_2$ .  $\text{Ca(OH)}_2$  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.2.1.2 Pemilihan Berdasarkan Tipe Digester

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

**Tabel III.3** 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 <sub>4</sub> /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/m<sup>3</sup>

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.2.1.3 Pemilihan Berdasarkan Proses Pengolahan Anaerobik

Berikut adalah perbandingan antara beberapa metode pengolahan secara anaerobik :

**Tabel III.4** Perbandingan Metode Pengolahan Secara Anaerobik

<b>Metode Pengolahan Anaerobik</b>	<b>Operating OLR (Kg COD/m<sup>3</sup>/day)</b>	<b>Hydraulic Retention Time (days)</b>	<b>Methane composition (%)</b>	<b>COD removal efficiency (%)</b>
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 anaerobik :

**Table III.5** Keuntungan dan Kerugian Metode Pengolahan Limbah Anaerobik

<b>Metode Pengolahan Anaerobik</b>	<b>Keuntungan</b>	<b>Kerugian</b>
Kolam Anaerobik	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Modal pembuatan murah,</li> <li>- Biaya perawatan dan pengoperasian murah</li> <li>- Mudah mentolerir masukan besar dari materi organik, sehingga saat musim panen tiba, POME dapat mudah diproses</li> <li>- Lumpur di-recovery dapat dijual sebagai pupuk</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Membutuhkan volume yang besar</li> <li>- Retention time yang panjang</li> <li>- Tidak ada fasilitas untuk menangkap biogas</li> <li>- Emisi metan yang rendah</li> </ul>
Anaerobic Filtration	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Volume reactor yang dibutuhkan kecil</li> <li>- Memproduksi effluent dengan kualitas yang tinggi</li> <li>- Hydraulic retention times pendek</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Ketika OLR tinggi, dapat menjadi clogging</li> <li>- Biaya pendukung tinggi</li> <li>- Tidak cocok untuk limbah yang memiliki</li> </ul>



	- Dapat mentolerir feed dalam jumlah besar yang dimasukkan secara tiba-tiba	Total Suspended Solid yang tinggi
Fluidized Bed	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Memiliki luas permukaan yang sangat besar untuk biomassa yang memungkinkan untuk pengolahan limbah dengan OLR tinggi dan HRT pendek</li> <li>- Masalah channeling rendah</li> <li>- Proses pencampuran sangat baik dalam kondisi apapun</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Membutuhkan energy yang besar untuk fluidization bed</li> <li>- Biaya mahal</li> <li>- Tidak cocok untuk limbah yang memiliki suspended solid yang tinggi</li> </ul>
UASFF	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Organic Loading Rate lebih besar daripada anaerobic filtration</li> <li>- Tidak ada masalah clogging</li> <li>- Penyimpanan biogas lebih besar</li> <li>- Operasi lebih stabil</li> <li>- Dapat mentolerir masukan yang tiba-tiba</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- OLR rendah ketika mengolah limbah yang mengandung Total Suspended Solid tinggi</li> </ul>
UASB	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sesuai untuk pengolahan limbah yang mengandung suspended solid yang tinggi</li> <li>- Kualitas effluent yang tinggi</li> <li>- Tidak ada media lain yang dibutuhkan</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Performa reactor tergantung pada kecepatan pengendapan sludge</li> <li>- Foaming dan pengapungan sludge pada OLR yang tinggi</li> <li>- Waktu start up cukup lama jika tidak memakai sludge yang susah</li> </ul>
CSTR	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Dalam proses pencampuran, kontak antara limbah dan biomassa lebih efektif</li> <li>- Produksi gas lebih besar daripada conventional method (kolam anaerobik)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Produksi gas akan kurang efisien saat volume masukan dalam reactor besar</li> <li>- Penyimpanan biomass sedikit</li> </ul>

(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.2.1.4 Pemilihan Berdasarkan Tipe Proses

Berikut ini merupakan perbandingan pemilihan *anaerobic digestion* berdasarkan tipe proses:

**Tabel III.6** Perbandingan Tipe Proses *Batch* dan *Continue*

Parameter	Tipe <i>Batch</i>	Tipe <i>Kontinyu</i>
Teknis	1. Proses pembentukan biogas yang lebih teratur ( <i>loading, digesting, settling, dan unloading</i> ).	1. Proses pembentukan biogas yang tidak teratur karena memerlukan tangki buffer dan post-treatment.

	2. Tidak membutuhkan teknologi tinggi.	2. Membutuhkan teknologi yang tinggi.
Biologis	1. <i>Organic loading rate</i> tinggi. 2. <i>Yield</i> biogas tinggi. 3. Waktu fermentasi cepat.	1. <i>Organic loading rate</i> rendah. 2. <i>Yield</i> biogas rendah 3. Waktu fermentasi lambat.

Berdasarkan perbandingan kedua tipe digester diatas, maka dipilih *batch digester*. Pemilihan digester ini dengan pertimbangan kita menginginkan yield biogas yang banyak dan waktu fermentasi yang cepat sehingga dipilih *batch digester* ini.

### III.2.1.5 Pemilihan Berdasarkan Suhu *Digester*

Berikut ini merupakan perbandingan pemilihan *anaerobic digestion* berdasarkan suhu digester:

**Tabel III.7** Perbandingan Suhu *Digester*

Fermentasi						
Kondisi Digester	Suhu (°C)	Retention Time (day)	Energi	Kondisi Proses	Kualitas Biogas	Yield Biogas
<i>Mesophilic</i>	30 – 42	15-30	Memerlukan panas	Tidak stabil	Tinggi	Tinggi
<i>Thermophilic</i>	43 – 55	15	Tidak memerlukan panas	Stabil	Rendah	Rendah

(*Biogas From Waste & Renewable Energy*, 2005)

Dari dua perbandingan kondisi digester tersebut maka kondisi *mesophilic* untuk dikontrol dalam pengoperasiannya dan lebih baik kualitas biogasnya dibandingkan *thermophilic*. Sehingga kondisi suhu *mesophilic* dipilih sebagai kondisi suhu dalam *digester*.

### III.2.2 Seleksi Proses PCC

#### III.2.2.1 Pemilihan Solid-Liquid Separator

Dari tiga proses pembuatan PCC, perbandingan proses dapat dilihat pada tabel berikut:

**Tabel III.8** Perbandingan Proses Pembuatan PCC

Pembanding	Proses Double Decomposition	Proses Lime Soda	Proses Karbonasi
Temperatur Reaksi	65°C	55°C	30-60°C
Tekanan Operasi	atmosferis	Atmosferis atau bertekanan	Atmosferis atau 2-10 atm
Konversi	80%	<90%	95%
Profit Kasar	2,94x10 <sup>-5</sup> US\$	1,675x10 <sup>-5</sup> US\$	5,326x10 <sup>-5</sup> US\$
Bahan Baku	CaCl <sub>2</sub>	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	CaCO <sub>3</sub>

Sehingga untuk pembuatan PCC proses yang dipilih adalah karbonasi.

Dibandingkan dengan dua proses lainnya, karbonasi memiliki beberapa kelebihan yaitu:

1. Bahan baku murah dan banyak terdapat di Indonesia.
2. Produk yang dihasilkan memiliki kemurnian tinggi.
3. Diantara ketiga proses, memiliki profit yang jauh lebih besar.

#### III.2.2.2 Pemilihan Solid-Liquid Separator

Dalam proses pemisahan produk PCC dengan liquid, terdapat beberapa metode yang digunakan seperti pada **Tabel III.9** berikut :

**Tabel III.9** Perbandingan Jenis Solid-Liquid Separator

Jenis Separator	Liquid in Solid Product	Konsentrasi Padatan Feed	Ukuran Partikel	Biaya
Vacuum drum filter	Baik	Tinggi - Sedang	Sedang	Sedang – Tinggi
Disc filter	Baik	Sedang	Halus	Sedang – Tinggi
Thickener	Buruk	Sedang	Sedang	Sangat rendah – Sedang
Clarifier	Buruk	Rendah	Halus	Sangat rendah – Sedang
Plate and Frame Filter Press	Baik	Rendah – Sedang	Halus	Sedang

Centrifugation disc	Buruk	Rendah – Sedang	Halus	Tinggi
Centrifugation solid bowl	Sedang	Sedang – Tinggi	Sedang – Halus	Sedang – Tinggi
Cyclones	Buruk – Sedang	Rendah – Sedang	Sedang – Halus	Rendah – Sedang
Strainer	Buruk	Tinggi	Kasar	Sangat Rendah
Ultrafiltration	Sedang	Rendah	Sangat Halus	Sangat Tinggi

Bedasarkan perbandingan di atas, jenis separator yang digunakan adalah Clarifier Strainer, dan Plate and Frame Filter Press, hal itu dikarenakan beberapa hal berikut yaitu :

1. Clarifier digunakan terlebih dahulu untuk mengurangi konsentrasi liquid yang masih sangat tinggi dengan biaya yang sangat rendah.
2. Kemudian digunakan Plate and Frame Filter Press, karena konsentrasi liquid pada produk rendah sehingga menghasilkan kualitas produk yang baik serta konsentrasi padatan sudah lebih tinggi dari sebelumnya.
3. Kemudian digunakan Strainer karena biaya yang rendah dan tidak rumit dalam pemisahan solid

### III.2.2.3 Pemilihan Dryer

Perbandingan antara berbagai jenis dryer yang dapat diaplikasikan pada pengeringan PCC dapat dilihat pada **Tabel III.10**

**Tabel III.10** Perbandingan Jenis Dryer

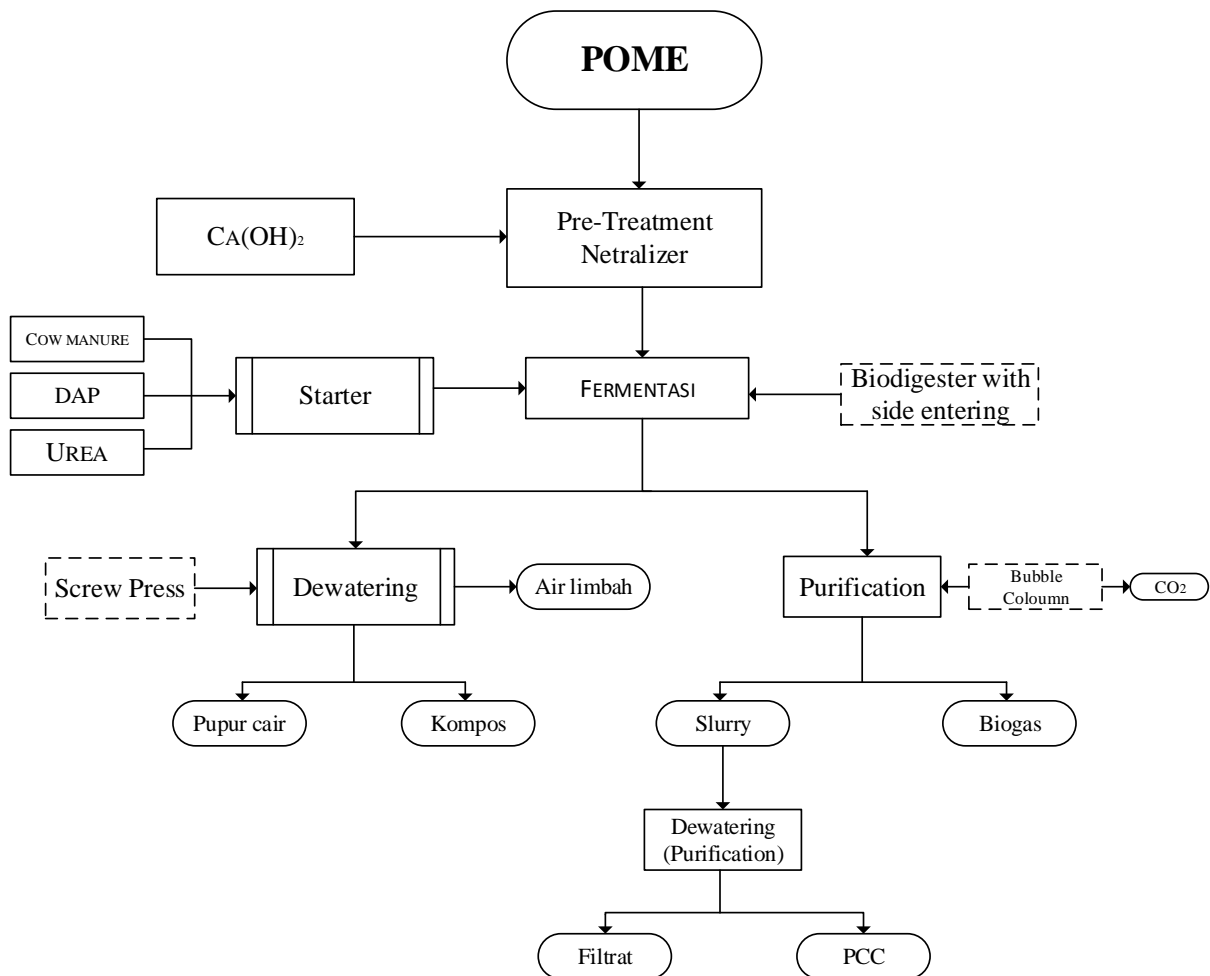
Jenis Dryer	Kebutuhan Energi, 10 <sup>9</sup> MJ/y	Drying Efficiency, %	Fase	Ukuran Partikel	Moisture Content
<i>Conveyor</i>	1.9	40-90	Solid	Intermediate to large	Moderate to high
<i>Drum</i>	2.4	85	Liquid	Intermediate to large	-
<i>Fluidized Bed</i>	23	40-80	Solid	Small	Moderate to high
<i>Rotary (indirect)</i>	53	78-90	Solid	Small	Moderate to high
<i>Spray</i>	9.5	50	Liquid	-	-
<i>Vacuum tray</i>	<1	60	Solid	Small	Moderate to high
<i>Microwave to dielectric</i>	<1	60	Solid	Small	Low

(Fellow, 1988)

Bedasarkan perbandingan pada **Tabel III.10**, jenis dryer yang digunakan adalah rotary dryer (indirect), hal itu dikarenakan beberapa hal berikut yaitu :

1. Efisiensi yang tinggi mencapai hingga 90%
2. Fase dari *feed* yang masuk berupa solid dengan moisture content yang tinggi (mencapai sekitar 95%) serta ukuran partikel yang kecil.

### III.3 Uraian Proses



Gambar III.5 Uraian Proses

#### III.3.1 Uraian Proses Biogas

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

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

Berikut adalah penjelasan yang lebih lengkap tentang proses tersebut:

##### III.3.1.1 Tahapan Pre-treatment

Tahap pre-treatment ini dimaksudkan untuk menetralkan kondisi keasaman dari POME. POME masuk tangki pre-treatment (M-110) dengan *rate* 30 kg/jam dengan pH 4,7.

Kemudian POME ini akan dinetralkan dengan cara menambahkan larutan  $\text{Ca(OH)}_2$ . POME dinetralkan dengan pH 7. Setelah itu, POME yang sudah dinetralkan dialirkan menuju tangki starter (M-120) dan digester (M-210) menggunakan bantuan pompa (L-121) dan pompa (L-211).

### III.3.1.2 Tahap Starter

Substrat dari tangki pre-treatment (M-110) dialirkan dengan pompa (L-121). Tangki starter disini berfungsi sebagai tempat adaptasi dari mikroorganisme sebelum masuk ke digester (M-210). Tangki starter beroperasi pada suhu  $35.2^\circ\text{C}$  dengan tekanan 1 atm dalam kondisi *anaerobic*.

Substrat yang masuk dalam tangki starter kemudian dicampur dengan *liquid manure (mix culture mikroorganisme)* yang berasal dari kotoran sapi. Untuk nutrisi mikroorganisme, ditambahkan urea sebagai sumber N, dan DAP sebagai sumber P. Waktu tinggal pada tangki starter adalah 5 hari, sehingga mikroorganisme berada pada fase log saat dimasukkan ke dalam *digester*.

Reaksi yang terjadi pada tahap pembuatan starter ini adalah pembentukan sel-sel mikroorganisme dan terjadi tahap hidrolisa, asetogenik/asidogenik serta metanogenik sehingga hasil dari tangki starter ini berupa mikroorganisme pada kondisi fase log dan dialirkan dengan pompa menuju digester.

### III.3.1.3 Tahap Digester

POME dari tangki pre-treatment (M-110) dan substrat dari tangki starter (M-120) dialirkan menuju digester (M-210). Untuk mencegah terbentuknya buih yang dapat mengganggu proses fermentasi di dalam tangki digester maka dilakukan pengadukan. Proses di dalam tangki ini terjadi selama 18 hari dengan suhu operasi *mesophilic*  $35.2^\circ\text{C}$  dengan tekanan 1 atm dalam kondisi *anaerobic*. Sedangkan pH operasi dijaga dalam kondisi netral. Apabila pH dalam tangki mengalami penurunan, maka ditambahkan larutan  $\text{Ca(OH)}_2$ .

Kemudian gas yang terbentuk dari proses tersebut dialirkan menuju *compressor* (G-221) sebelum memasuki *bubble coloumn* (R-220). Sedangkan aliran *effluent* dari digester menuju *clarifier* (H-310) dengan menggunakan pompa *effluent* (L-311). Dalam *clarifier*, air limbah dan substratnya dipisahkan. Substrat (padatan) yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai pupuk kompos. Sedangkan *overflow* dari *clarifier* dapat digunakan sebagai pupuk organik cair.

### III.3.2 Uraian Proses PCC

#### III.3.2.1 Slaking

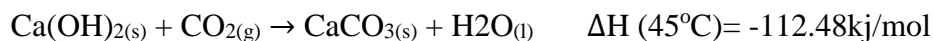
Kalsium oksida digunakan sebagai feed dengan kemurnian 92%. Kalsium oksida kalsinasi kemudian dihidrasi (*slaking*) dengan air pada temperatur 30°C untuk menghasilkan *slurry* Ca(OH)<sub>2</sub> pada reaktor slaker (M-130). Perbandingan air dan padatan CaO adalah 1:431 massa. CaO yang terlarut memudahkan terjadinya pembentukan Ca(OH)<sub>2</sub>. Reaksi yang terjadi:



Larutan yang terbentuk terdiri dari kalsium hidroksida larut, ion kalsium (Ca<sup>2+</sup>) dan ion hidroksida (OH<sup>-</sup>)

#### III.3.2.2 Mineralisasi

Larutan Ca(OH)<sub>2</sub> dari tahap slaking kemudian diumpankan pada bubble column (R-220). Sebelum itu, Larutan Ca(OH)<sub>2</sub> dipisahkan dari partikelnya dengan menggunakan Screener (H-221), setelah itu Larutan Ca(OH)<sub>2</sub> dinaikkan suhunya hingga menjadi 40° dengan menggunakan Heater (E-221) sebelum masuk Bubble Kolom. Kolom ini mengontakkan CO<sub>2</sub> yang berasal dari aliran biogas. Di dalam reaktor ini kalsium hidroksida direaksikan dengan gas karbon dioksida.



Suhu larutan saat memasuki Bubble Column (R-220) adalah 40°C dengan tekanan 1 atm. Sedangkan biogas bersuhu 40°C dengan tekanan 2 atm. Tinggi bubble column yang digunakan adalah 17 meter. Pada kondisi ini waktu tinggal adalah 30 menit. Bubble Column dilengkapi dengan sparger untuk memperkecil ukuran gas CO<sub>2</sub> dan memperluas permukaan kontak.

Aliran yang digunakan adalah *counter current* dengan produk CaCO<sub>3</sub> akan mengalir kebawah dan di pompa ke clarifier (H-330). Gas yang keluar telah mengandung 97% massa metana yang bersih dari CO<sub>2</sub>. Gas yang keluar mengandung 1% CO<sub>2</sub> dialirkan menuju H<sub>2</sub>S removal scavenger (D-360) dan adsorber (D-370) untuk dikurangi kadar H<sub>2</sub>S dan kada airnya. Sebelum itu, tekanan dari biogas dinaikkan menjadi 10 atm dengan menggunakan *Compressor* (G-361). Setelah kadar H<sub>2</sub>S dan airnya berkurang, *Biomethane* ditampung dalam Tangki penampung *biomethane* (F-371)

#### III.3.2.3 Pemurnian

Tahap pemurnian melibatkan Clarifier (H-330) yang berfungsi untuk meningkatkan kepekatan, *Plate and Frame Filter Press* (H-340) yang berfungsi untuk mengurangi kandungan



liquid, dan *Rotary Dryer* (B-350) untuk mengeringkan padatan. Air overflow dari Clarifier dialirkan ke aliran limbah sedangkan filtratnya mengandung 86% massa solid dialirkan ke *Plate and Frame Filter Press* menggunakan pompa (L-331).

Setelah di press dengan *Plate and Frame Filter*, kandungan air pada padatan PCC menurun drastis. Diperlukan 6 batch dalam 1 hari dengan waktu 4 jam per cycle pada *Plate and Frame Filter Press*. Aliran filtrate dari alat ini diolah ke *Waste Treatment*. Sedangkan *cake* yang terbentuk dibawa ke *Rotary Dryer* (B-350) dengan menggunakan *Screw Conveyor* (J-341).

Sebelum memasuki *Rotary Dryer*, suhu padatan *cake* PCC adalah 40,3°C. Udara kering digunakan untuk mengambil kandungan air pada *cake*. Udara yang dibutuhkan adalah 153,35 Kg dengan memanaskan udara hingga 120°C. Setelah berkontak, PCC yang keluar menjadi bersuhu 42°C. Sedangkan udara keluar bersuhu 41.3°C. PCC yang menjadi produk memiliki kemurnian 99,8%

## BAB IV

### NERACA MASSA DAN ENERGI

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

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

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

Neraca massa Pabrik Biogas dan PCC dari Limbah Kelapa Sawit dihitung dengan data sebagai berikut:

Basis	: 1 jam operasi	
Waktu Operasi	: 330	Hari/tahun (1 hari = 24 jam)
Jumlah Vinasse	: 237.600	ton/tahun

#### Komposisi Limbah Cair Kelapa Sawit (POME)

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

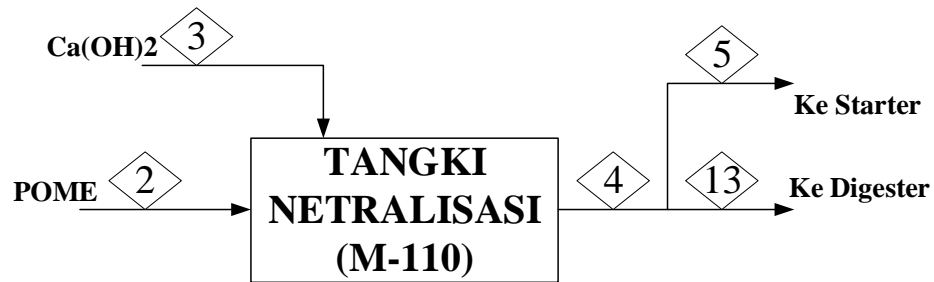
**Tabel IV.1** Komposisi Feed POME

No	Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	18	0.9101	27303
2	Minyak	256	0.0036	108
3	Karbohidrat	162	0.0206	618
4	Protein	352	0.0535	1605
5	Lemak	786	0.0082	246
6	Nitrogen	28	0.0007	21
7	Fosfor		0.0002	6
8	Potassium		0.0021	63
9	Magnesium		0.0006	18
10	Kalsium		0.00036	10.8
11	Besi		0.00004	1.2
12	Boron		0	0
13	Mangan		0	0
14	Tembaga		0	0
15	Zink		0	0
<b>TOTAL</b>			1	30000

(Nuruliana, 2012)

## IV.1 Neraca Massa

### 1. Tangki Pre-Treatment (M-110)

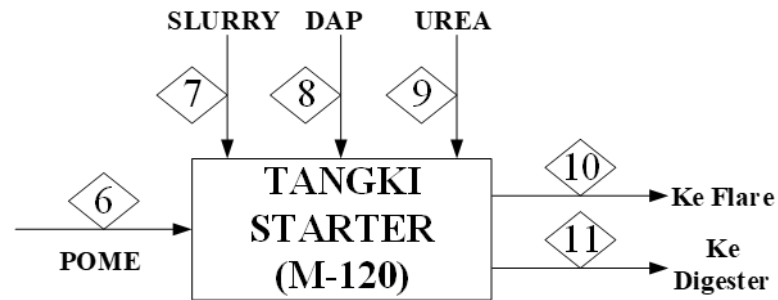


**Tabel IV.2** Neraca Massa Tangki Netralisasi

No	Komponen	MASUK		REAKSI		KELUAR	
		Aliran <2>	Aliran <3>	Konsumsi	Generasi	Aliran <5>	Aliran<13>
Massa (kg)							
1	Air	27303	0.00	0.00	10.63	1820.91	25492.72
2	Minyak	108	0.00	0.00	0.00	7.20	100.80
3	Karbohidrat	618	0.00	0.00	0.00	41.20	576.80
4	Protein	1605	0.00	0.00	0.00	107.00	1498.00
5	Lemak	246	0.00	0.00	0.00	16.40	229.60
6	Nitrogen	21	0.00	0.00	0.00	1.40	19.60
7	Fosfor	6	0.00	0.00	0.00	0.40	5.60
8	Potassium	63	0.00	0.00	0.00	4.20	58.80
9	Magnesium	18	0.00	0.00	0.00	1.20	16.80
10	Kalsium	10.8	0.00	0.00	0.00	0.72	10.08
11	Besi	1.2	0.00	0.00	0.00	0.08	1.12
12	Ca(OH)2	0	27.30	21.84	0.00	0.36	5.10
<b>TOTAL</b>		<b>30000</b>	<b>27.30</b>	<b>21.84</b>	<b>10.63</b>	<b>2001.07</b>	<b>28015.01</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= (30000 + 27.30) - (2001.07 + 28015.01) + 21.84 - 10.63 \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

## 2. Tangki Netralisasi (M-120)



**Tabel IV.3** Neraca Massa Tangki Starter

No	Komponen	MASUK				REAKSI		KELUAR	
		Aliran <6>	Aliran <7>	Aliran <8>	Aliran <9>	Konsumsi	Generasi	Aliran <10>	Aliran <11>
Massa (kg)									
1	Air	1820.91	0.00	0.00	0.00	139.18	0.00	3.48	1678.24
2	Minyak	7.20	0.00	0.00	0.00	6.12	0.00	0.00	1.08
3	Karbohidrat	41.20	0.00	0.00	0.00	35.02	0.00	0.00	6.18
4	Protein	107.00	0.00	0.00	0.00	90.95	0.00	0.00	16.05
5	Lemak	16.40	0.00	0.00	0.00	13.94	0.00	0.00	2.46
6	Nitrogen	1.40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.40	0.00
7	Fosfor	0.40	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.40
8	Potassium	4.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	4.20
9	Magnesium	1.20	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.20
10	Kalsium	0.72	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.72
11	Besi	0.08	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.08
12	Ca(OH)2	0.36	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.36
13	DAP	0.00	0.00	24.60	0.00	12.30	0.00	0.00	12.30
14	Urea	0.00	0.00	0.00	82.00	41.00	0.00	0.00	41.00
15	Slurry	0.00	171.82	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	171.82
16	NH4OH	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	87.27	0.00	87.27
17	CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	118.43	118.43	0.00
18	CH4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	57.71	57.71	0.00
19	NH4H2PO4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	10.72	0.00	10.72
20	H2CO3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	64.08	0.00	64.08
<b>TOTAL</b>		<b>2001.07</b>	<b>171.82</b>	<b>24.60</b>	<b>82.00</b>	<b>338.51</b>	<b>338.20</b>	<b>181.02</b>	<b>2098.16</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= (2001.07 + 171.82 + 24.60 + 82) - (181.02 + 2098.16) - 338.20 + 181.02 \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

### 3. Biodigester (M-210)

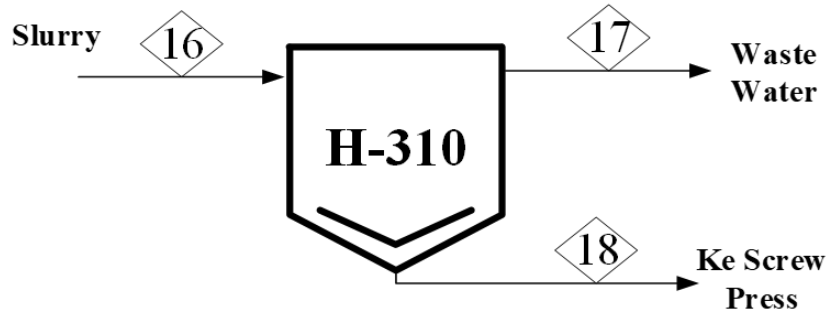


**Tangki IV.4** Neraca Massa Biodigester

No	Komponen	MASUK		REAKSI		KELUAR	
		Aliran <12>	Aliran <14>	Konsumsi	Generasi	Aliran <21>	Aliran <15>
Massa (kg)							
1	Air	1678.24	25492.72	1754.97	124.52	49.07	25491.45
2	Minyak	1.08	100.80	101.88	0.00	0.00	0.00
3	Karbohidrat	6.18	576.80	524.68	0.00	0.00	58.30
4	Protein	16.05	1498.00	1514.05	0.00	0.00	0.00
5	Lemak	2.46	229.60	232.06	0.00	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.00	19.60	0.00	0.00	19.60	0.00
7	Fosfor	0.40	5.60	0.00	0.00	0.00	6.00
8	Potassium	4.20	58.80	0.00	0.00	0.00	63.00
9	Magnesium	1.20	16.80	0.00	0.00	0.00	18.00
10	Kalsium	0.72	10.08	0.00	0.00	0.00	10.80
11	Besi	0.08	1.12	0.00	0.00	0.00	1.20
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.36	5.10	0.00	0.00	0.00	5.46
13	DAP	12.30	0.00	6.15	0.00	0.00	6.15
14	Urea	41.00	0.00	20.50	0.00	0.00	20.50
15	Slurry	171.82	0.00	0.00	0.00	0.00	171.82
16	NH <sub>4</sub> OH	87.27	0.00	0.00	627.73	0.00	714.99
17	CO <sub>2</sub>	0.00	0.00	130.82	1523.79	1392.97	0.00
18	CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00	902.67	902.67	0.00
19	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	10.72	0.00	0.00	5.36	0.00	16.07
20	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	64.08	0.00	0.00	1066.72	0.00	1130.80
21	H <sub>2</sub>	0.00	0.00	25.73	26.43	0.00	0.00
22	CH <sub>3</sub> COOH	0.00	0.00	251.85	357.56	0.00	105.71
23	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0.00	0.00	166.73	185.26	0.00	18.53
24	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0.00	0.00	64.71	71.90	0.00	7.19
25	H <sub>2</sub> S	0.00	0.00	0.00	49.17	49.17	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>2098.16</b>	<b>28015.01</b>	<b>4794.13</b>	<b>4891.94</b>	<b>2364.32</b>	<b>27845.97</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= (2098.16 + 28015.01) - (2364.32 + 27845.97) - 4794.13 + 4891.94 \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

#### 4. Clarifier (H-310)



**Tabel IV.5** Neraca Massa Clarifier

No	Komponen	MASUK	KELUAR	
		Aliran<16>	Aliran<17>	Aliran<18>
		Masuk (kg)		
1	Air	25491.25	18151.60	7339.65
2	Minyak	0.00	0.00	0.00
3	Karbohidrat	58.30	0.00	58.30
4	Protein	0.00	0.00	0.00
5	Lemak	0.00	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.00	0.00	0.00
7	Fosfor	6.00	6.00	0.00
8	Potassium	63.00	63.00	0.00
9	Magnesium	18.00	18.00	0.00
10	Kalsium	10.80	10.80	0.00
11	Besi	1.20	1.20	0.00
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	5.46	0.00	5.46
13	DAP	6.15	6.15	0.00
14	Urea	20.50	0.00	20.50
15	Slurry	171.82	0.00	171.82
16	NH <sub>4</sub> OH	714.99	0.00	714.99
17	CO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00
18	CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00
19	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	16.07	0.00	16.07
20	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1130.80	0.00	1130.80
21	H <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00
22	CH <sub>3</sub> COOH	105.71	0.00	105.71
23	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> CH <sub>2</sub> COOH	18.53	0.00	18.53
24	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> COOH	7.19	0.00	7.19
<b>TOTAL</b>		<b>27845.77</b>	<b>18256.75</b>	<b>9589.02</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 27845.77 - (18256.75 + 9589.02) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

### 5. Screw Press (H-320)



**Tabel IV.6** Neraca Massa Screw Press

No	Komponen	MASUK	KELUAR	
		Aliran<18>	Aliran<19>	Aliran<20>
		Masuk (kg)		
1	Air	7339.65	2935.86	4403.79
2	Minyak	0.00	0.00	0.00
3	Karbohidrat	58.30	57.72	0.58
4	Protein	0.00	0.00	0.00
5	Lemak	0.00	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.00	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	0.00	0.00
8	Potassium	0.00	0.00	0.00
9	Magnesium	0.00	0.00	0.00
10	Kalsium	0.00	0.00	0.00
11	Besi	0.00	0.00	0.00
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	5.46	4.91	0.55
13	DAP	0.00	0.00	0.00
14	Urea	20.50	20.50	0.00
15	Slurry	171.82	171.82	0.00
16	NH <sub>4</sub> OH	714.99	286.00	429.00
17	CO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00
18	CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00
19	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	16.07	6.43	9.64
20	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	1130.80	452.32	678.48
21	H <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00
22	CH <sub>3</sub> COOH	105.71	42.29	63.43
23	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> CH <sub>2</sub> COOH	18.53	7.41	11.12
24	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> COOH	7.19	2.88	4.31
<b>TOTAL</b>		<b>9589.02</b>	<b>3988.13</b>	<b>5600.90</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 9589.02 - (3988.13 + 9589.02) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

### Komposisi Bahan Baku CaO

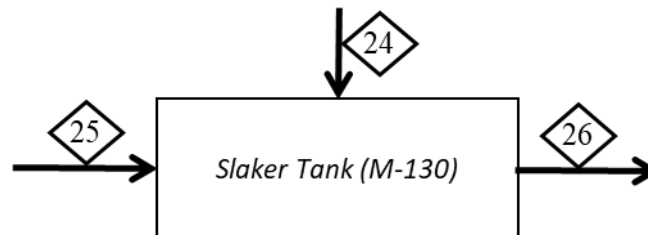
Data komposisi feed disajikan dalam tabel IV.7 di bawah ini:

**Tabel IV.7** Komposisi Feed CaO

No	Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
1	CaO	56	0.92	1861.52	0.78	33.24
2	MgO	40	0.01	23.56	0.01	0.59
3	SiO <sub>2</sub>	84	0.01	25.38	0.01	0.30
4	C	12	0.05	102.71	0.20	8.56
5	S	32	0.00	0.77	0.00	0.02
<b>Total</b>			1.00	2013.93	1.00	42.69

(Sumber : PT Putra Primajaya, Palembang, Sumatra Selatan)

### 6. Slaker Tank (M-130)



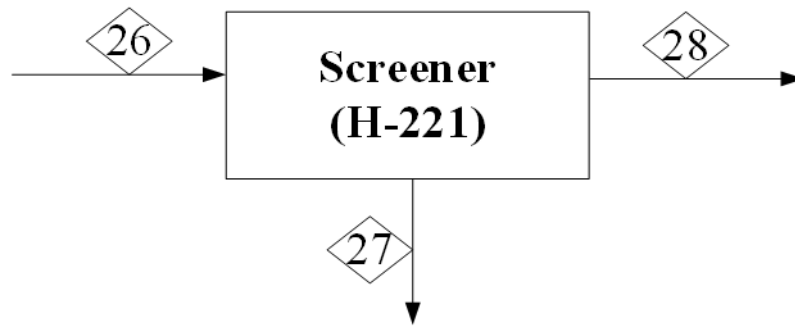
**Tabel IV.8** Neraca Massa Slaker Tank

No	Komponen	MASUK		REAKSI		KELUAR
		Aliran<24>	Aliran<25>	Generasi	Konsumsi	Aliran<26>
Masuk (kg)						
1	CaO	1861.52	0.00	0.00	1861.52	0.00
2	MgO	23.56	0.00	0.00	0.00	23.56
3	SiO <sub>2</sub>	25.38	0.00	0.00	0.00	25.38
4	C	102.71	0.00	0.00	0.00	102.71
5	S	0.77	0.00	0.00	0.00	0.77
6	H <sub>2</sub> O	0.00	802378.53	0.00	598.35	801780.19
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.00	2459.86	0.00	2459.86
<b>TOTAL</b>		<b>2013.93</b>	<b>802378.53</b>	<b>2459.86</b>	<b>2459.86</b>	<b>804392.47</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= (2013.93 + 802378.53) - 804392.46 + 2459.86 - 2459.86 \\
 &= 0
 \end{aligned}$$



## 7. Screener (H-221)

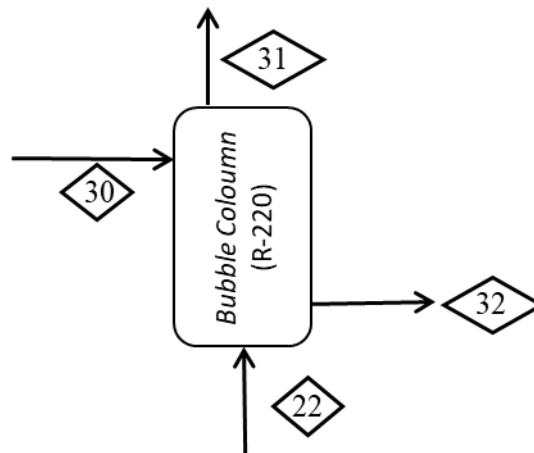


**Tabel IV.9** Neraca Massa Screener

No	Komponen	MASUK	KELUAR	
		Aliran<26>	Aliran<27>	Aliran<28>
		Masuk (kg)		
1	CaO	0.00	0.00	0.00
2	MgO	23.56	23.56	0.00
3	SiO <sub>2</sub>	25.38	25.38	0.00
4	C	102.71	102.71	0.00
5	S	0.77	0.77	0.00
6	H <sub>2</sub> O	801780.19	0.00	801780.19
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	2459.86	0.00	2459.86
	<b>TOTAL</b>	<b>804392.47</b>	<b>152.41</b>	<b>804240.05</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 804392.46 - (152.41 + 804240.05) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

## 8. Bubble Coloumn (R-220)

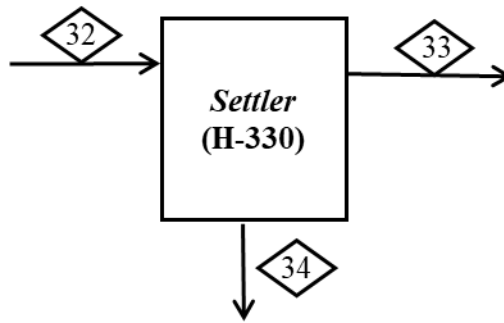


**Table IV.10** Neraca Massa Bubble Coloumn

No	Komponen	MASUK		REAKSI		KELUAR	
		Aliran<22>	Aliran<30>	Konsumsi	Generasi	Aliran<31>	Aliran<32>
Massa (kg)							
1	Nitrogen	19.60	0.00	0.00	0.00	19.60	0.00
2	CO <sub>2</sub>	1392.97	0.00	1389.49	0.00	3.48	0.00
3	CH <sub>4</sub>	902.67	0.00	0.00	0.00	902.67	0.00
4	H <sub>2</sub> S	49.17	0.00	0.00	0.00	49.17	0.00
5	H <sub>2</sub> O	49.07	801780.19	0.00	568.43	49.07	802348.62
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	2459.86	2336.87	0.00	0.00	122.99
7	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0.00	0.00	0.00	3157.93	0.00	3157.93
<b>TOTAL</b>		<b>2413.49</b>	<b>804240.05</b>	<b>3726.36</b>	<b>3726.36</b>	<b>1024.00</b>	<b>805629.54</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= (2413.49 + 804240.05) - (1024.00 + 805629.54) - 3726.36 + 3726.36 \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

### 9. Settler (H-330)

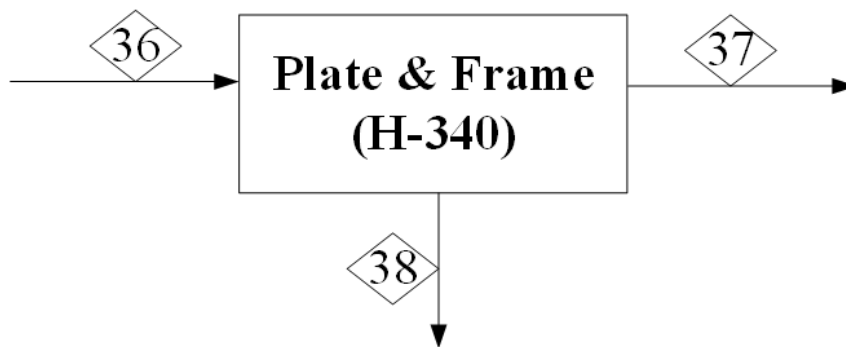


**Tabel IV.11** Neraca Massa Settler

No	Komponen	MASUK	KELUAR	
		Aliran<32>	Aliran<33>	Aliran<34>
		Masuk (kg)		
1	H <sub>2</sub> O	802348.62	210.20	802138.41
2	Ca(OH) <sub>2</sub>	122.99	92.79	30.20
3	PCC	3157.93	2382.44	775.49
<b>TOTAL</b>		<b>805629.54</b>	<b>2685.43</b>	<b>802944.11</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 805629.54 - (2685.43 + 802941.11) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

### 10. Plate & Frame Filter Press

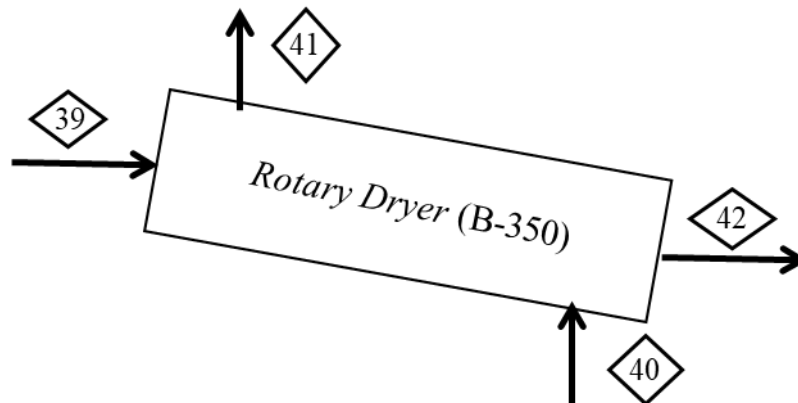


**Tabel IV.12** Neraca Massa Plate & Frame Filter Press

No	Komponen	MASUK	KELUAR	
		Aliran<36>	Aliran<37>	Aliran<38>
		Masuk (kg)		
1	H <sub>2</sub> O	210.20	199.69	10.51
2	Ca(OH) <sub>2</sub>	92.79	88.15	4.64
3	PCC	2382.44	0.00	2382.44
<b>TOTAL</b>		<b>2685.43</b>	<b>287.84</b>	<b>2397.59</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 805629.54 - (2685.43 + 8029411.11) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

### 11. Rotary Dryer (B-350)

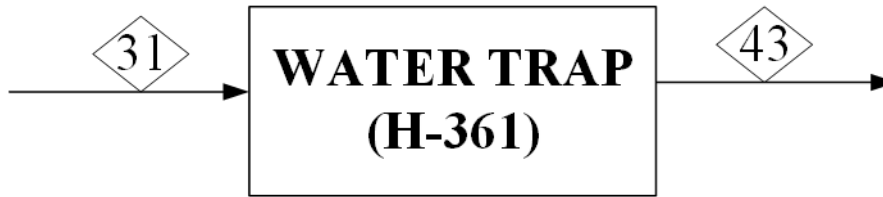


**Tabel IV.13** Neraca Massa Rotary Dryer

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran<39>	Aliran<40>	Aliran<42>	Aliran<41>
Massa (kg)					
1	H <sub>2</sub> O	10.51	0.00	0.01	10.50
2	Ca(OH) <sub>2</sub>	4.64	0.00	4.64	0.00
3	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	2382.44	0.00	2382.44	0.00
4	N <sub>2</sub>	0.00	119.61	0.00	119.61
5	O <sub>2</sub>	0.00	1.53	0.00	1.53
6	CO <sub>2</sub>	0.00	32.20	0.00	32.20
<b>TOTAL</b>		<b>2397.59</b>	<b>153.35</b>	<b>2387.09</b>	<b>163.85</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= (2397.59 + 153.35) - (2879.09 + 163.85) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

## 12. Water Trap (H-361)

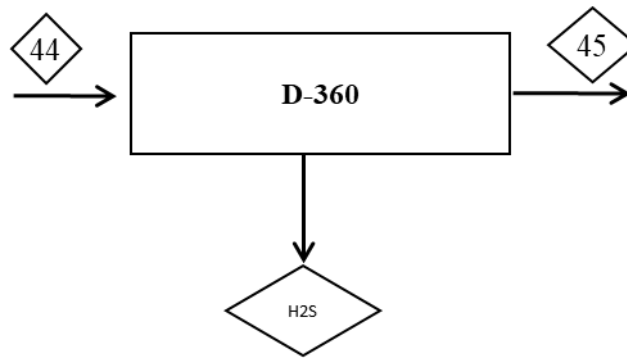


**Tabel IV.14** Neraca Massa Water Trap

No	Komponen	MASUK	KELUAR	
		Aliran<31>	Water Out	Aliran<43>
		Masuk (kg)		
1	N <sub>2</sub>	19.60	0.00	19.60
2	CO <sub>2</sub>	3.48	0.00	3.48
3	CH <sub>4</sub>	902.67	0.00	902.67
4	H <sub>2</sub> S	49.17	0.00	49.17
5	H <sub>2</sub> O	49.07	47.53	1.55
<b>TOTAL</b>		<b>1024.00</b>	<b>47.53</b>	<b>976.48</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 1024.00 - (47.53 + 976.48) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

### 13. H<sub>2</sub>S Removal Scavenger (D-360)

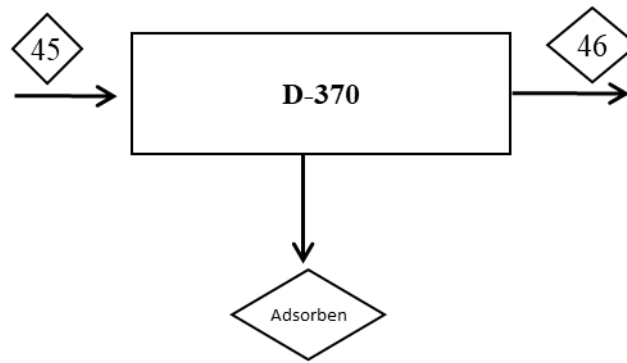


**Tabel IV.15** Neraca Massa H<sub>2</sub>S Removal Scavenger

No	Komponen	MASUK	KELUAR	
		Aliran<44>	H <sub>2</sub> S Terserap	Aliran<45>
			Masuk (kg)	
1	N <sub>2</sub>	19.60	0.00	19.60
2	CO <sub>2</sub>	3.48	0.00	3.48
3	CH <sub>4</sub>	902.67	0.00	902.67
4	H <sub>2</sub> S	49.17	48.19	0.98
5	H <sub>2</sub> O	1.55	0.00	1.55
<b>TOTAL</b>		<b>976.48</b>	<b>48.19</b>	<b>928.29</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 976.48 - (48.19 + 928.29) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

#### 14. Adsorber (D-370)



**Tabel IV.16** Neraca Massa Adsorber

No	Komponen	MASUK	KELUAR	
		Aliran<45>	H <sub>2</sub> O Terserap	Aliran<46>
		Masuk (kg)		
1	N <sub>2</sub>	19.60	0.00	19.60
2	CO <sub>2</sub>	3.48	0.00	3.48
3	CH <sub>4</sub>	902.67	0.00	902.67
4	H <sub>2</sub> S	0.98	0.00	0.98
5	H <sub>2</sub> O	1.55	0.62	0.93
<b>TOTAL</b>		<b>928.29</b>	<b>0.62</b>	<b>927.67</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Akumulasi} &= \text{in} - \text{out} + \text{generasi} - \text{konsumsi} \\
 &= 928.29 - (0.62 + 927.67) \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

## IV.2 Neraca Energi

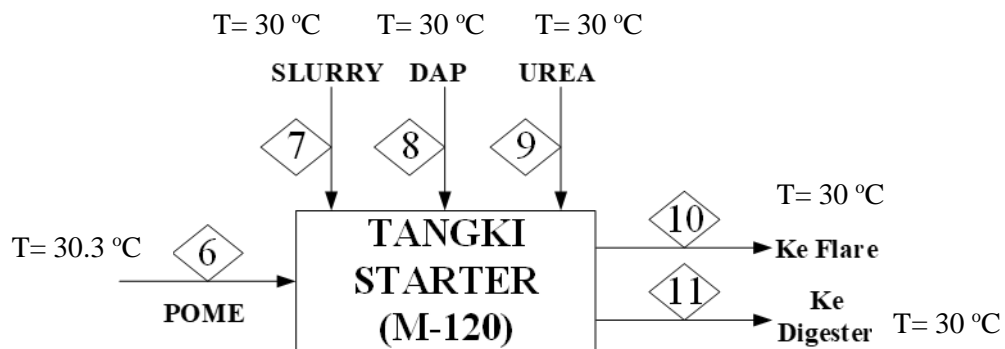
### 1. Tangki Pre-Treatment (M-110)



**Tabel IV.17** Neraca Energi Tangki Pre-Treatment

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	590,239.26	$\Sigma\Delta H_{out}$	628,312.46
2			$\Sigma\Delta H_r$	-38,073.21
<b>TOTAL</b>		<b>590,239.26</b>		<b>590,239.26</b>

### 2. Tangki Starter (M-120)

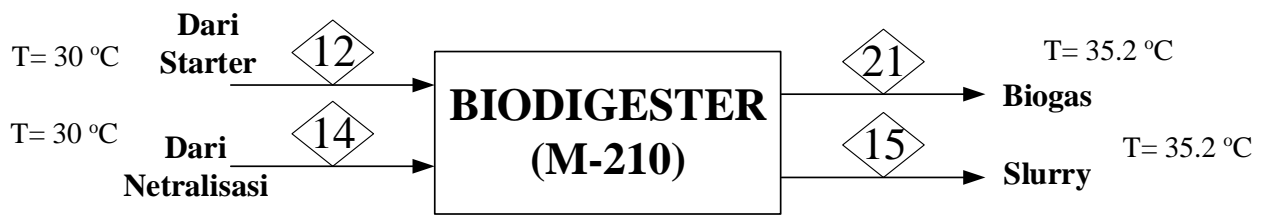


**Tabel IV.18** Neraca Energi Tangki Starter

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	47,114.48	$\Sigma\Delta H_{out}$	65,557.61
2			$\Sigma\Delta H_r$	-18,443.13
<b>TOTAL</b>		<b>47,114.48</b>		<b>47,114.48</b>



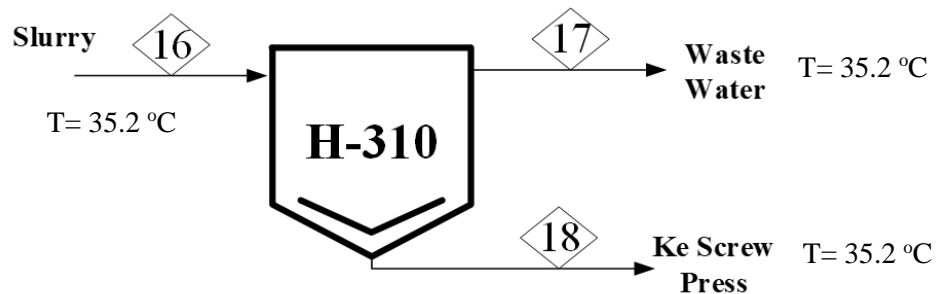
### 3. Tangki Biodigester (M-210)



Tabel IV.19 Neraca Energi Biodigester

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	641,172.17	$\Sigma\Delta H_{out}$	1,692,429.72
2			$\Sigma\Delta H_r$	-1,051,257.72
<b>TOTAL</b>		<b>641,172.17</b>		<b>641,172.00</b>

### 4. Clarifier (H-310)



Tabel IV.20 Neraca Energi Clarifier

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	1,409,576.51	$\Sigma\Delta H_{out}$	1,409,577.00
<b>TOTAL</b>		<b>1,409,576.51</b>		<b>1,409,577.00</b>

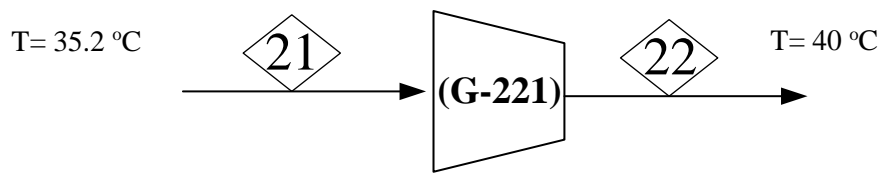
### 5. Screw Press (H-320)



Tabel IV.21 Neraca Energi Screw Press

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	627,040.78	$\Sigma\Delta H_{out}$	627,041.00
<b>TOTAL</b>		<b>627,040.78</b>		<b>627,041.00</b>

## 6. Compressor (G-221)



**Tabel IV.22** Neraca Energi Compressor

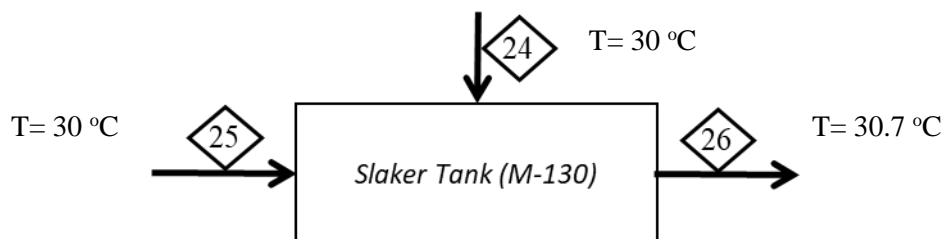
No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	282,853.22	$\Sigma\Delta H_{out}$	1,723,199.16
2	$W_s$	1,440,345.94		
<b>TOTAL</b>		<b>1,723,199.16</b>		<b>1,723,199.16</b>

## Intercooler Compressor G-221

**Tabel IV.23** Neraca Energi Intercooler

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	1,723,199.16	$\Sigma\Delta H_{out}$	417,086.41
2	$Q$	-1,306,112.75		
<b>TOTAL</b>		<b>417,086.41</b>		<b>417,086.41</b>

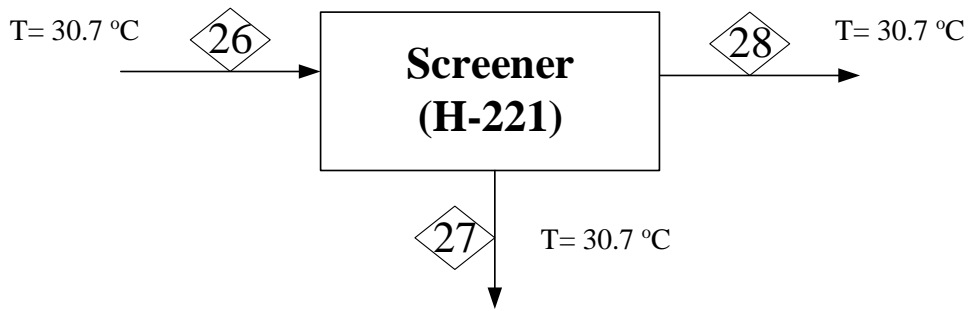
## 7. Slaker Tank (M-130)



**Tabel IV.24** Neraca Energi Slaker Tank

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	16,817,197.85	$\Sigma\Delta H_{out}$	19,001,490.01
2			$\Sigma\Delta H_r$	-2,184,292.16
<b>TOTAL</b>		<b>16,817,197.85</b>		<b>16,817,197.85</b>

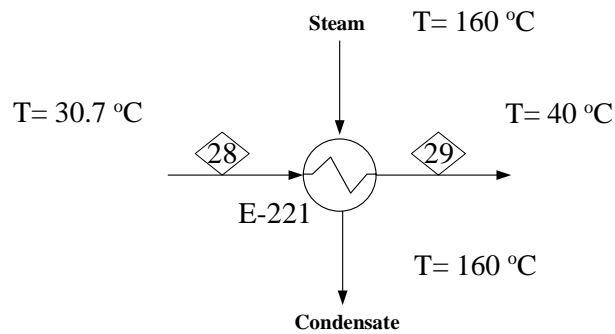
**8. Screener (H-221)**



**Tabel IV.25** Neraca Energi Screener

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	19,001,490.01	$\Sigma\Delta H_{out}$	19,001,490.01
	<b>TOTAL</b>	<b>19,001,490.01</b>		<b>19,001,490.01</b>

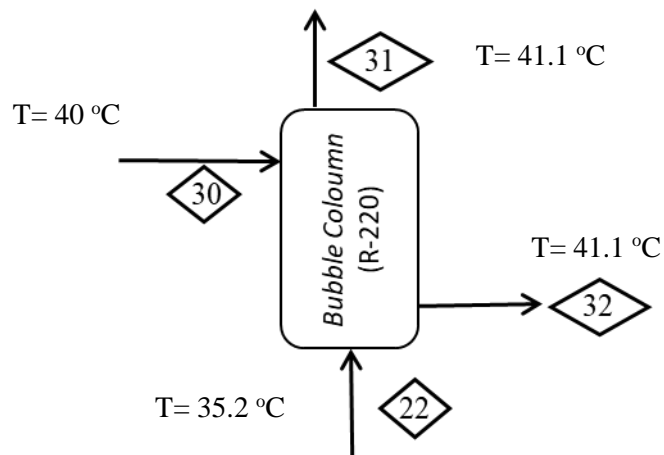
**9. Heater (E-221)**



**Tabel IV.26** Neraca Energi Heater

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	19,001,490.01	$\Sigma\Delta H_{out}$	50,471,315.48
2	Q	31,469,825.48		
	<b>TOTAL</b>	<b>50,471,315.48</b>		<b>50,471,315.48</b>

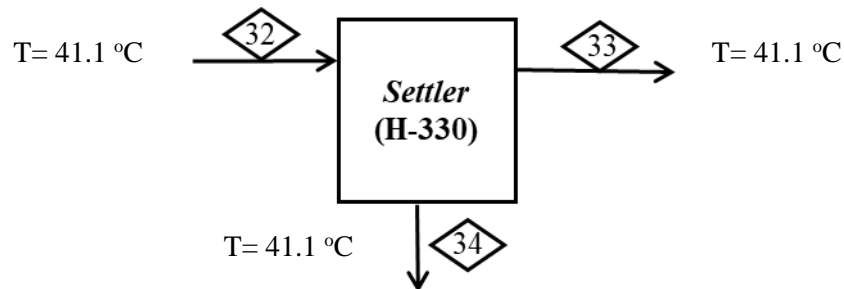
### 10. Bubble Coloumn (R-220)



**Tabel IV.27** Neraca Energi Bubble Coloumn

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	50,886,893.96	$\Sigma\Delta H_{out}$	54,443,073.54
2			$\Sigma\Delta H_r$	-3,556,179.54
<b>TOTAL</b>		<b>50,886,893.96</b>		<b>50,886,894.00</b>

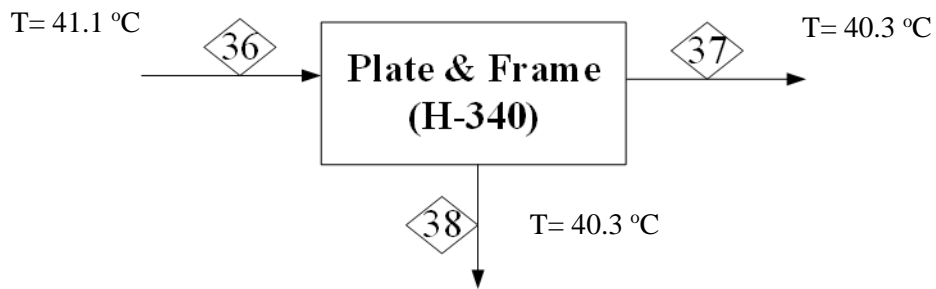
### 11. Settler (H-330)



**Tabel IV.28** Neraca Energi Settler

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	54,156,122.12	$\Sigma\Delta H_{out}$	54,156,122.10
<b>TOTAL</b>		<b>54,156,122.12</b>		<b>54,156,122.10</b>

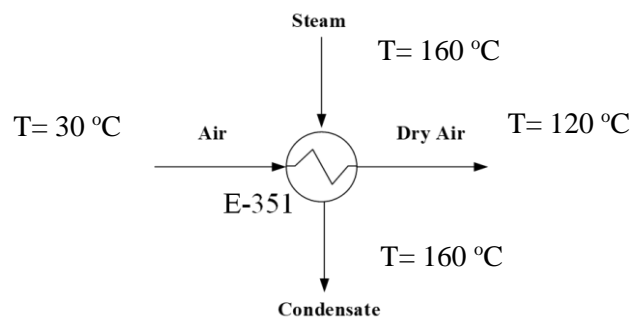
### 12. Plate & Frame Filter Press (H-340)



**Tabel IV.29** Neraca Energi Plate & Frame Filter Press

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	48,104.68	$\Sigma\Delta H_{out}$	45,699.45
2			$Q_{Loss}$	2,405.23
<b>TOTAL</b>		<b>48,104.68</b>		<b>48,104.68</b>

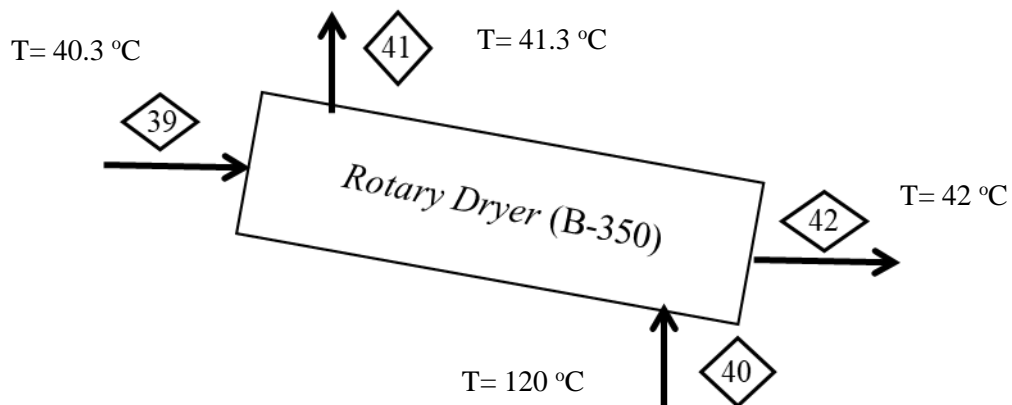
### 13. Heater (E-351)



**Tabel IV.30** Neraca Energi Heater

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	4,623.50	$\Sigma\Delta H_{out}$	61,085.37
2	$Q$	56,461.87		
<b>TOTAL</b>		<b>61,085.37</b>		<b>61,085.37</b>

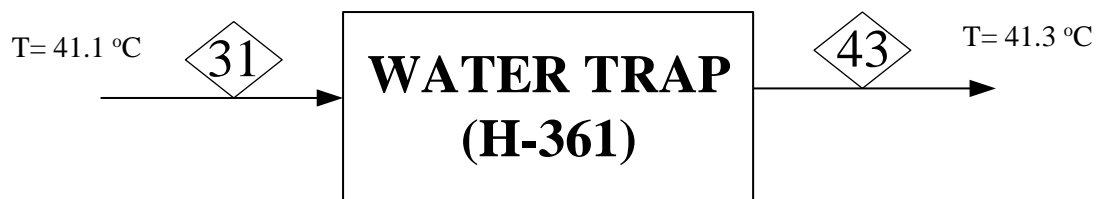
#### 14. Rotary Dryer (B-350)



**Tabel IV.31** Neraca Energi Rotary Dryer

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	99,245.85	$\Sigma\Delta H_{out}$	99,245.85
	<b>TOTAL</b>	<b>99,245.85</b>		<b>99,245.85</b>

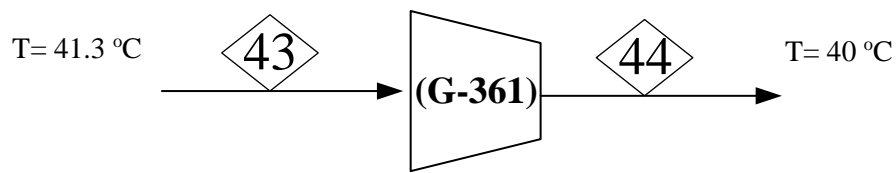
#### 15. Water Trap (H-361)



**Tabel IV.32** Neraca Energi Water Trap

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	286,951	$\Sigma\Delta H_{out}$	286,951
	<b>TOTAL</b>	<b>286951.43</b>		<b>286951.43</b>

### 16. Compressor (G-361)



**Tabel IV.33** Neraca Energi Compressor

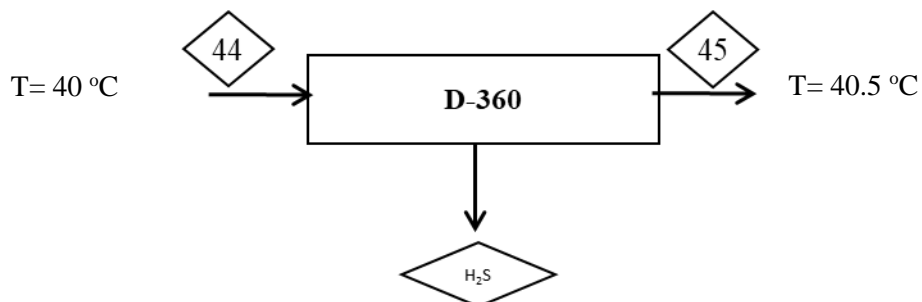
No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	283,746.27	$\Sigma\Delta H_{out}$	5,486,711.68
2	$W_s$	5,202,965.41		
<b>TOTAL</b>		<b>5,486,711.68</b>		<b>5,486,711.68</b>

### Intercooler Compressor G-221

**Tabel IV.34** Neraca Energi Intercooler

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	5,486,711.68	$\Sigma\Delta H_{out}$	271,491.99
2	$H_{cW_{in}}$	-5,215,219.69	$H_{cW_{out}}$	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>271,491.99</b>		<b>271,491.99</b>

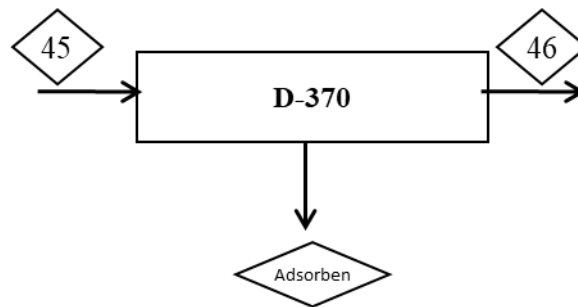
### 17. H<sub>2</sub>S Removal Scavenger (D-360)



**Tabel IV.35** Neraca Energi H<sub>2</sub>S Removal Scavenger

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	271,491.99	$\Sigma\Delta H_{out}$	271,491.99
<b>TOTAL</b>		<b>271,491.99</b>		<b>271,491.99</b>

**18. Adsorber (D-370)**



**Tabel IV.36** Neraca Energi Adsorber

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	271,491.99	$\Sigma\Delta H_{out}$	271,491.99
	<b>TOTAL</b>	<b>271,491.99</b>		<b>271,491.99</b>



## BAB V

### DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

#### 1. Pre-Treatment Tank (M-110)

##### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat	:	Pre-treatment Tank		
Kode Alat	:	M-110		
Fungsi	:	Menetralkan pH POME dengan penambahan Ca(OH) <sub>2</sub>		
Alat	:			
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i>		
Kapasitas	:	697.06 ft <sup>3</sup> = 19.7 m <sup>3</sup>		
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C		
Jumlah tangki	:	1 unit		
Spek. Tangki	:	- Diameter (OD)	= 8.50 ft = 2.59 m	
		- Diameter (ID)	= 8.46 ft = 2.58 m	
		- Tinggi : shell	= 12.7 ft = 3.87 m	
		tutup atas	= 1.1 ft = 0.35 m	
		tutup bawah	= 1.1 ft = 0.35 m	
		- Tebal : shell	= 1/4 in =	
		tutup atas	= 1/2 in =	
	tutup bawah	= 1/2 in =		
Spek. Nozzle Aliran Utama	:	- Diameter (OD)	= 4.5 in	
		- Jenis pipa	= Pipa 4 in sch 40	
Spek. Nozzle Aliran Ca(OH) <sub>2</sub>	:	- Diameter (OD)	= 0.7 in	
		- Jenis pipa	= Pipa 3/8 in Sch 40	
Spek. Nozzle Aliran Vinnase	:	- Diameter (OD)	= 4.5 in	
		- Jenis pipa	= Pipa 4 in Sch 40	
Spek. Pengaduk	:	- Jenis	= <i>Three blade propeller</i>	
		- Jumlah	= 2 unit	
		- Diameter	= 2.11 ft = 0.64 m	
		- Lebar <i>blade</i> (W)	= 0.42 ft = 0.13 m	
		- Panjang <i>blade</i> (L)	= 0.53 ft = 0.16 m	
		- Lebar <i>Baffle</i> (J)	= 0.70 ft = 0.21 m	
		- Power	= 5.83 hp	

Harga = \$84.000

## 2. Pre-Treatment Pump (L-111)

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Pre-treatment Pump
Kode Alat	:	L-111
Fungsi Alat	:	Memompa POME dari kolam ke tangki pre-treatment
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Cast iron</i>
Kapasitas	:	30000 kg/jam
Pipa	:	Pipa 4 in sch 40
Power	:	1.76 Hp
Head	:	5.28 M
Jumlah	:	1 Unit

Harga = \$7.500

## 3. Starter Pump (L-121)

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Starter Pump
Kode Alat	:	L-121
Fungsi Alat	:	Memompa POME hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki starter
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Cast iron</i>
Kapasitas	:	2001.1 kg/jam
Pipa	:	Pipa 1 1/4 in sch 40
Power	:	0.29 hp
Head	:	6.33 m
Jumlah	:	1 unit

Harga = \$3.700

## 4. Urea Storage (F-121)

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Tipe	=	Bangunan balok
Jumlah Gudang	=	1 buah
Kapasitas	=	3919.14 ft <sup>3</sup>
Ukuran	=	Panjang = 10.932 ft = 3.332 m
		Lebar = 5.466 ft = 1.666 m
		Tinggi = 8.199 ft = 2.499 m
Bahan konstruksi	=	Batu bata dan semen

Harga = \$20.500

## 5. Belt Conveyor Urea (J-121)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>				
Lebar belt	=	14	in	= 36 cm
Tinggi skirt plate	=	7	in	= 18 cm
Kecepatan normal conveying (u)	=	200	ft/menit	= 3.33 ft/s
Kemiringan	=	15	°	
Kapasitas Maksimum	=	32	ton/jam	
Best plies minimum	=	3	buah	
		0.22		
Power	=	1	Hp	
Ukuran lump maksimum	=	3	in	

Harga = \$9.700

## 6. DAP Storage (F-122)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>				
Tipe	=	Bangunan balok		
Jumlah Gudang	=	1	buah	
Kapasitas	=	1165.23	ft <sup>3</sup>	
Ukuran	=	panjang	= 7.296 ft	= 2.22388 m
		Lebar	= 3.648 ft	= 1.11194 m
		Tinggi	= 5.472 ft	= 1.66791 m
Bahan konstruksi	=	Batu bata dan semen		

Harga = \$16.000

## 7. Belt Conveyor DAP (J-122)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>				
Lebar belt	=	14	in	= 36 cm
Tinggi skrit plate	=	7	in	= 18 cm
Kecepatan normal conveying (u)	=	200	ft/menit	= 3.333 ft/s
Kemiringan	=	15	°	
Kapasitas Maksimum	=	32	ton/jam	
Best plies minimum	=	3	buah	
Power	=	0.22	Hp	
Ukuran lump maksimum	=	3	in	

Harga = \$9.700

## 8. Cow Dung Storage (F-123)

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Tipe	=	Bangunan balok		
Jumlah Gudang	=	1 buah		
Kapasitas	=	7228.3	ft <sup>3</sup>	
Ukuran	=	panjang	= 13.406 ft	= 4.0862 m
		Lebar	= 6.703 ft	= 2.0431 m
		Tinggi	= 10.055 ft	= 3.06465 m
Bahan konstruksi	=	Batu bata dan semen		

Harga = \$31.400

## 9. Belt Conveyor Cow Dung (J-123)

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Lebar belt	=	14 in	=	36 cm
Tinggi skrit plate	=	7 in	=	18 cm
Kecepatan normal conveying (u)	=	200 ft/menit	=	3.333 ft/s
Kemiringan	=	15 °		
Kapasitas Maksimum	=	32 ton/jam		
Best plies minimum	=	3 buah		
Power	=	0.223 Hp		
Ukuran lump maksimum	=	3 in		

Harga = \$9.700

## 10. Starter Tank (M-120)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama alat	:	Starter Tank	
Kode Alat	:	M-120	
Fungsi Alat	:	Tempat penambahan nutrisi dan pembentukan tahap awal biogas	
Tipe	:	Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk <i>conical</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada pondasi	
Kapasitas	:	5730.1	ft <sup>3</sup> = 162 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah Tangki	:	2 unit	
Spek. Tangki	:		
	-	Diameter tangki (OD)	= 23.0 ft = 7.01 m
	-	Diameter (ID)	= 22.9 ft = 6.99 m
	-	Tinggi	
	:	shell	= 9.2 ft = 2.8 m
		tutup atas	= 3.07 ft = 0.94 m
	-	Tebal : shell	= 1/2 in
		tutup atas	= 1 1/4 in
Spek. Nozzle Substrat	:	- Diameter (OD)	= 1.32 in Pipa 1 in sch
		- Jenis pipa	= 40
Spek. Nozzle Aliran Manure	:	- Diameter (OD)	= 0.84 in
		- Jenis pipa	= Pipa 1/2 in sch 40
Spek. Nozzle DAP	:	- Diameter (OD)	= 0.84 in
		- Jenis pipa	= Pipa 1/2 in sch 40
Spek. Nozzle Urea	:	- Diameter (OD)	= 0.84 in
		- Jenis pipa	= Pipa 1/2 in sch 40
Spek. Nozzle Biogas	:	- Diameter (OD)	= 3.50 in
		- Jenis pipa	= Pipa 3 in Sch 40
Spek. Nozzle Liquid Keluar	:	- Diameter (OD)	= 1.32 in Pipa 1 in sch
		- Jenis pipa	= 40
Spek. Impeller	:		
	-	Jenis Impeller	= High Efficiency three-blade impeller
	-	Jumlah Impeller	= 1 unit
	-	Diameter impeller	= 5.7 ft
	-	Lebar blade (W)	= 1.15 ft
	-	Panjang blade (L)	= 1.43 ft
	-	Lebar Baffle (J)	= 1.91 ft
	-	Power impeller	= 69 Hp

Harga = \$50.900

### 11. Digester Pump (L-211)

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	Digester Pump
Kode Alat	:	L-211
Fungsi Alat	:	Memompa POME hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki digester
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Cast iron</i>
Kapasitas	:	28015.0 kg/jam
Pipa	:	Pipa 4 in sch 40
Power	:	3.22 hp
Head	:	11.8 m
Jumlah	:	1 unit

Harga = \$6.800

### 12. Digester Pump (L-212)

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	Digester Pump
Kode Alat	:	L-212
Fungsi Alat	:	Memompa POME hasil pengenceran dari tangki starter menuju tangki digester
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Cast iron</i>
Kapasitas	:	2098.2 kg/jam
Pipa	:	Pipa 1 1/4 in sch 40
Power	:	0.50 hp
Head	:	10.4 m
Jumlah	:	1 unit

Harga = \$3.700

### 13. Biodigester Tank (M-210)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama alat	:	<i>Digester</i>	
Kode Alat	:	M-210	
Fungsi Alat	:	Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas	
Tipe	:	Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk <i>conical</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada pondasi	
Kapasitas	:	283163.6 ft <sup>3</sup> = 8018.34 m <sup>3</sup>	
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah Tangki	:	2 unit	
Spek. Tangki	:		
	-	Diameter tangki (OD)	= 88.0 ft = 26.8 m
	-	Diameter (ID)	= 87.6 ft = 26.7 m
	-	Tinggi	
	:	shell	= 35 ft = 10.7 m
		tutup atas	= 14.81 ft = 4.51 m
	-	Tebal	
	:	shell	= 2 1/4 in
		tutup atas	= 7 in
Spek. Nozzle Substrat	:	- Diameter (OD)	= 3.50 in
		- Jenis pipa	= Pipa 3 in sch 40
Spek. Nozzle Liquid Masuk	:	- Diameter (OD)	= 1.32 in
		- Jenis pipa	= Pipa 1 in sch 40
Spek. Nozzle Liquid Keluar	:	- Diameter (OD)	= 5.56 in
		- Jenis pipa	= Pipa 5 in sch 40
Spek. Nozzle Biogas	:	- Diameter (OD)	= 12.75 in
		- Jenis pipa	= Pipa 12 in Sch 40
Spek. Impeller	:		
	-	Jenis Impeller	= High Efficiency three-blade impeller
	-	Jumlah Impeller	= 1 unit
	-	Diameter impeller	= 8.8 ft = 2.6708 M
	-	Lebar blade (W)	= 1.75 ft = 0.5342 M
	-	Panjang blade (L)	= 2.19 ft = 0.6677 M
	-	Lebar Baffle (J)	= 2.92 ft = 0.8903 M
	-	Power impeller	= 543.59 Hp

Harga = \$281.600

#### 14. Buffer Tank (F-211)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama alat	:	<i>Buffer Tank (F-211)</i>	
Kode Alat	:	F-211	
Fungsi Alat	:	Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas	
Tipe	:	Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk Standar dished head dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada pondasi	
Kapasitas	:	47458.3 ft <sup>3</sup> = 1343.877 m <sup>3</sup>	
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah Tangki	:	1 unit	
Spek. Tangki	:		
- Diameter tangki (OD)	=	50.0 ft	= 15.2 m
- Diameter (ID)	=	49.9 ft	= 15.2 m
-			
Tinggi : shell	=	20 ft	= 6.1 m
tutup atas	=	8.43 ft	= 2.57 m
- Tebal			
: shell	=	3/4 in	
tutup atas	=	2 in	
Spek. Nozzle Biogas masuk	:	- Diameter (OD)	= 12.75 in = 1.0625 ft
		- Jenis pipa	= Pipa 12 in sch 40
Spek. Nozzle Biogas keluar	:	- Diameter (OD)	= 12.75 in = 1.0625 ft
		- Jenis pipa	= Pipa 12 in Sch 40

Harga = \$25.300

#### 15. Waste Pump (L-311)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	<i>Waste Pump</i>	
Kode Alat	:	L-311	
Fungsi Alat	:	Memompa limbah effluent digester menuju clarifier	
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>	
Bahan	:	<i>Cast iron</i>	
Kapasitas	:	27895.04	kg/jam
Pipa	:	Pipa 4 in sch 40	
Power	:	0.77 hp	
Head	:	3.01 m	
Jumlah	:	1 unit	

Harga = \$4.200



## 16. Clarifier (H-310)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	Clarifier	
Kode Alat	:	H-310	
Fungsi Alat	:	Memisahkan air serta bahan inorganik	
Tipe	:	<i>Sludge Recirculation</i>	
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 302</i>	
Dimensi	:	Tinggi	: 4.28 m
	:	Diameter	: 5.13336 m
Kapasitas	:	53.094	m <sup>3</sup>
Kondisi operasi	:	Suhu	: 35 °C
	:	Tekanan	: 1.2 atm
Waktu tinggal	:	120	menit
Jumlah	:	1	unit

Harga = \$38.200

## 17. Screw Press (H-320)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	Screw Press	
Kode Alat	:	H-320	
Fungsi Alat	:	Memisahkan air dari sludge	
Tipe	:	Speichim Screw Press	
Kapasitas	:	9589.0	kg/jam
Dimensi	:	Lebar	= 1.50 m = 59.05515 in
	:	Diameter	= 0.51666667 m = 20.3412183 in
	:	Diameter Screw	= 0.31 m = 12.204731 in
	:	Panjang	= 0.02583333 m = 1.01706092 in
Motor Power	:	180.12928	kW
Jumlah	:	1	unit

Harga = \$20.400

## 18. Compressor (G-221)

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Biogas Compressor
Kode Alat	:	G-221
Type	:	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	:	Menaikkan tekanan biogas menuju bubble coloumn
Jumlah stage	:	1 buah Compressor
Kondisi operasi	:	$P_{suction} = 1.2 \text{ atm}$
	:	$P_{discharge} = 2 \text{ atm}$
Ratio	:	1.00 Stage
Bahan	:	<i>Cast Iron</i>
Kapasitas	:	2317.5 kg/jam
mechanical Efisiensi	:	95 %
Power	:	78.3 hp

Harga = \$34.800

## 19. Belt Conveyor CaO (J-131)

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Lebar belt	=	14	in	=	36	cm
Tinggi skrit plate	=	7	in	=	18	cm
Kecepatan normal conveying (u)	=	200	ft/menit	=	3.33	ft/s
Kemiringan	=	15	°			
Kapasitas Maksimum	=	32	ton/jam			
Best plies minimum	=	3	buah			
Power	=	0.25	Hp			
Ukuran lump maksimum	=	3	in			

Harga = \$10.000

## 20. Slaker Tank (M-130)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>	
Nama alat	: <i>Tangki Slaker</i>
Kode Alat	: M-130
Fungsi Alat	: Mereaksi Kalsium Oksida (CaO) dengan H <sub>2</sub> O menghasilkan kalsium hidroksida atau Ca(OH) <sub>2</sub>
Tipe	: Tangki dome dengan tutup atas berbentuk conical dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada pondasi
Kapasitas	: 6027.9 ft <sup>3</sup> = 170.69 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	: 3 unit
Spek. Tangki	:
- Diameter tangki (OD)	= 18.0 ft = 5.49 m
- Diameter (ID)	= 17.9 ft = 5.47 m
- Tinggi	:
: shell	= 27 ft = 8.2 m
tutup atas	= 2.40 ft = 0.73 m
- Tebal	:
: shell	= 3/8 in
tutup atas	= 3/4 in
Spek. Nozzle Substrat	:
- Diameter (OD)	= 12.75 in
- Jenis pipa	= Pipa 12 in Sch 40
Spek. Impeller	:
- Jenis Impeller	= High Efficiency three-blade impeller
- Jumlah Impeller	= 2 unit
- Diameter impeller	= 9.0 ft
- Lebar blade (W)	= 1.79 ft
- Panjang blade (L)	= 2.24 ft
- Lebar Baffle (J)	= 1.49 ft
- Power impeller	= 570.55 Hp

Harga = \$71.800

## 21. Screener (H-221)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>	
Nama Alat	: <i>Screener</i>
Kode Alat	: H-221
Fungsi Alat	: Memisahkan CaO dan impurities dari Ca(OH) <sub>2</sub> keluaran M-130.
Tipe	: Model SY-40C
Nominal size	: 300A
Pressure drop	: 0.44948 MPa
Filtration area	: 6.94 m <sup>2</sup>

Harga = \$18.600

## 22. Heater (E-221)

Kesimpulan Spesifikasi Alat			
Nama Alat	:	Heater	
Kode Alat	:	E-221	
Fungsi Alat	:	Menaikkan suhu larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ sebelum masuk Bubble Column	
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 302</i>	
Tube	:	ID	: 0.87 in
	:	OD	: 1.00 in
	:	Panjang	: 20.00
	:	$\Delta P_T$	: 1.11 psi
Shell	:	de	: 0.72 in
	:	$\Delta P_s$	: 8.505 psi
Rd	:	0.0037	
Luas Area	:	685.92	ft <sup>2</sup>
Jumlah	:	1	

Harga = \$37.200

## 23. Bubble Coloumn Pump (L-221)

Kesimpulan Spesifikasi Alat			
Nama Alat	:	Bubble Column Pump	
Kode Alat	:	L-221	
Fungsi Alat	:	Mengalirkan larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ke Bubble Column	
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>	
Bahan	:	<i>Cast iron</i>	
Kapasitas	:	804240.0	kg/jam
Pipa	:	Pipa 20 in sch 40	
Power	:	70.49	hp
Head	:	17.3	m
Jumlah	:	1	unit

Harga = \$20.100

## 24. Bubble Coloumn (R-220)

Kesimpulan Spesifikasi Alat	
Alat	Reaktor
Kode	R-220
Fungsi	Sebagai tempat mereaksikan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan gas $\text{CO}_2$ untuk menghasilkan precipitated calcium carbonate (PCC)
Tipe	Bubble reactor
Dimensi	Diameter shell (D) = 18.9 ft Tinggi shell (H) = 56.7 ft Tebal shell (ts) = 1/2 in Tebal head (th) = 5/8 in
Tekanan Desain	58.2707 psi
Bahan Konstruksi	High Alloy Steel SA-240 gade M Type 316
Jumlah	1 buah

Harga = \$143.400

## 25. Baffer Tank (F-221)

Kesimpulan Spesifikasi Alat	
Nama alat	: <i>Baffer Tank (F-361)</i>
Kode Alat	: F-361
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas
Alat	:
Tipe	: Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk Standar dished head dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada pondasi
Kapasitas	: 20546.7 ft <sup>3</sup> = 581.8213 m <sup>3</sup>
Bahan	:
Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	:
Tangki	: 1 unit
Spek. Tangki	:
	- Diameter tangki (OD) = 50.0 ft = 15.2 m
	- Diameter (ID) = 49.9 ft = 15.2 m
	Tinggi: shell = 20 ft = 6.1 m
	tutup atas = 8.44 ft = 2.57 m
	Tebal: shell = 1/2 in
	tutup atas = 2 in
Spek. Nozzle Biogas masuk	: - Diameter (OD) = 12.75 in = 1.0625 ft
	- Jenis pipa = Pipa 12 in sch 40
Spek. Nozzle Biogas keluar	: - Diameter (OD) = 12.75 in = 1.0625 ft
	- Jenis pipa = Pipa 12 in Sch 40

Harga = \$25.300

## 26. Compressor (G-361)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	Biogas Compressor	
Kode Alat	:	G-361	
Type	:	<i>Centrifugal compressor</i>	
Fungsi	:	Menaikkan tekanan biogas menuju adsorber	
Jumlah stage	:	2 buah Compressor	
Kondisi operasi	:	$P_{suction}$	= 1.2 atm
	:	$P_{discharge}$	= 10 atm
Ratio	:	3.16	Stage
Bahan	:	<i>Cast Iron</i>	
Kapasitas	:	976.5	kg/jam
mechanical Efisiensi	:	95	%
Power	:	34.9	hp

Harga = \$32.600

## 27. H<sub>2</sub>S Removal Scavenger (D-360)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Spesifikasi	:	H <sub>2</sub> S Removal Scavenger (D-360)	
Material	:	SA 167 type 304 grade 3	
Jumlah	:	2	unit
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan H <sub>2</sub> S yang terkandung pada aliran gas metana dengan menggunakan Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.	
Jenis Sambungan	:	Double welded butt	
OD	:	60.0000 in	= 1.5240 m
ID	:	58.1820 in	= 1.4778 m
H bed	:	96.9698 in	= 2.4630 m
Tinggi shell	:	116.3641 in	= 2.9556 m
Tebal Shell	:	0.50 in	= 0.0127 m
Tebal tutup atas	:	0.44 in	= 0.0111 m
Straight flange (sf)	:	2 in	= 0.0508 m
Tinggi tutup atas	:	12.6128 in	= 0.3204 m
Tebal tutup bawah	:	0.44 in	= 0.0111 m
Tinggi tutup bawah	:	12.6128 in	= 0.3204 m
Tinggi tangki total	:	141.5897 in	= 3.5964 m

Harga = \$24.000

## 28. Adsorber (D-370)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Spesifikasi	:	Adsorber (D-370)	
Material	:	SA 167 type 304 grade 3	
Jumlah	:	2	unit
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan air yang terkandung pada aliran gas metana dengan menggunakan silica gel.	
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.	
Jenis Sambungan	:	Double welded butt	
OD	:	60.0000 in	= 1.5240 m
ID	:	46.1791 in	= 1.1729 m
H bed	:	76.9650 in	= 1.9549 m
Tinggi shell	:	92.3582 in	= 2.3459 m
Tebal Shell	:	0.44 in	= 0.0111 m
Tebal tutup atas	:	0.38 in	= 0.0095 m
Straight flange (sf)	:	2 in	= 0.0508 m
Tinggi tutup atas	:	12.5503 in	= 0.3188 m
Tebal tutup bawah	:	0.38 in	= 0.0095 m
Tinggi tutup bawah	:	12.5503 in	= 0.3188 m
Tinggi tangki total	:	117.4588 in	= 2.9835 m

Harga = \$23.200

## 29. Biomethane Storage Tank (F-371)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	Biogas Storage Tank	
Kode Alat	:	F-371	
Fungsi	:	Menyimpan biogas yang dihasilkan	
Tipe	:	<i>Spherical Storage</i>	
Kapasitas	:	91633.2 ft <sup>3</sup>	
Bahan Konstruksi	:	<i>PVC bag pondasi beton</i>	
Jumlah	:	1 unit	
Tangki	:	1 unit	
Spek Tangki	:	Diameter Tangki (OD)	= 17.336 m
	:	Tebal	= 1.75 in

Harga = \$54.300

### 30. Clarifier (H-330)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	<i>Circular Clarifier</i>	
Kode Alat	:	H-330	
Fungsi Alat	:	Mengendapkan PCC dan memisahkannya dengan air	
Tipe	:	<i>Sludge Recirculation</i>	
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>	
Kapasitas	:	805703	kg/jam
Tinggi	:	13.33	m
Diameter	:	15.99	m
Daya	:	3.17	hp
Waktu Tinggal	:	2.000	jam

Harga = \$55.600

### 31. Plate & Frame Pump (L-341)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	Pompa Plate and Frame	
Kode Alat	:	L-341	
Fungsi Alat	:	Mengalirkan Sludge dari Clarifier ke Plate and Frame Filter Press	
Tipe	:	<i>Positive Displacement Pump</i>	
Bahan	:	<i>Cast iron</i>	
Kapasitas	:	2633.1	kg/jam
Pipa	:	Pipa 1 1/2 in sch 40	
Power	:	0.03	hp
Head	:	2.4	m
Jumlah	:	1	unit

Harga = \$11.100

### 32. Plate & Frame Filter Press (H-340)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	Plate and Frame Filter Press	
Kode Alat	:	H-340	
Fungsi	:	Memisahkan cake PCC dengan filtrat	
Tipe	:	<i>Horizontal plate &amp; frame</i>	
Bahan Plate	:	<i>Cast iron</i>	
Dimensi	:	Luas filter	: 0.9 m <sup>2</sup>
		Jumlah frame	: 3 buah
		Jumlah plate	: 2 buah
Jumlah cake / siklus	:	9592.29	kg
Waktu tinggal	:	4	jam
Jumlah	:	2	buah

Harga = \$62.400



### 33. Cake Storage Tank (H-341)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama alat	:	Cake storage tank	
Kode Alat	:	F-341	
Fungsi Alat	:	Tempat penyimpanan PCC sementara sebelum masuk rotary dryer	
Tipe	:	Storage berbentuk dome dengan tutup atas berbentuk <i>conical</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada pondasi	
Kapasitas	:	190.7 ft <sup>3</sup> = 5.4 m <sup>3</sup>	
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C	
Jumlah Tangki	:	1 unit	
Spek. Tangki	:		
	- Diameter tangki (OD)	=	5.0 ft = 1.52 m
	- Diameter (ID)	=	5.0 ft = 1.51 m
	- Tinggi : shell	=	7.5 ft = 2.3 m
	tutup atas	=	0.67 ft = 0.20 m
	- Tebal : shell	=	3/16 in
	tutup atas	=	3/8 in

Harga = \$51.400

### 34. Screw Conveyor (J-341)

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Nama Alat	:	<i>Screw Conveyor</i>	
Kode Alat	:	J-341	
Fungsi Alat	:	Memindahkan PCC ke Rotary Dryer	
Material Classification	:	<i>III E</i>	
Tipe Bearing Digunakan	:	<i>Sealmaster Bearing</i>	
Rotasi Screw	:	2.904	rpm
Power Dibutuhkan	:	0.117	hp
Jumlah	:	1	

Harga = \$7.600

### 35. Heater (E-351)

Kode Alat	:	E-351
Fungsi Alat	:	Menaikkan suhu udara pengering rotary dryer
Tipe	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Tube	:	ID : 3.07 in
	:	OD : 3.50 in
	:	Panjang : 288.00
	:	$\Delta$ PT : 2.5E-07 psi
Shell	:	de : 1.14 in
	:	Hairpin : 12.00 buah
	:	$\Delta$ Ps : 0.000 psi
Rd	:	0.0010
Luas Area	:	264.10 ft <sup>2</sup>
Jumlah	:	1

Harga = \$20.500

### 36. Rotary Dryer (B-350)

<b>Kesimpulan spesifikasi alat</b>		
Nama Alat	:	<i>Rotary Dryer</i>
Kode Alat	:	B-350
Fungsi Alat	:	Mengeringkan PCC setelah dari <i>Plate and Frame</i> Filter Press
Tipe	:	<i>Direct Continuous Rotary Dryer</i>
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>
	:	5285.79
Kapasitas	:	7 lb/jam
Panjang	:	2.98 m
Diameter	:	0.33 m
Putaran	:	14.000 rpm
Kemiringan	:	2.29 derajat
Waktu Tinggal	:	0.218 jam

Harga = \$71.700

### 37. Screw Conveyor (J-351)

#### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	<i>Screw Conveyor</i>
Kode Alat	:	J-351
Fungsi Alat	:	Memindahkan PCC dari Rotary Dryer ke Storage PCC
Material Classification	:	<i>III E</i>
Tipe Bearing Digunakan	:	<i>Sealmaster Bearing</i>
Rotasi Screw	:	2.892 rpm
Power Dibutuhkan	:	0.117 hp
Jumlah	:	1

Harga = \$7.600

### 38. PCC Storage (F-351)

#### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Tipe	=	Bangunan balok
Jumlah Gudang	=	1 buah
Kapasitas	=	26621 ft <sup>3</sup>
Ukuran	=	panjang = 20.703 ft = 6.31029 m
		Lebar = 10.352 ft = 3.15514 m
		Tinggi = 15.527 ft = 4.73272 m
Bahan konstruksi	=	Batu bata dan semen

Harga = \$32.000

## **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 4. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti yang tercantum dalam Bab 5 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 dan PCC  
Lokasi : Kabupaten Labuhan Batu, Provinsi Sumatera utara  
Kapasitas Produksi : 7347.15 ton biogas per tahun  
18905.75 ton PCC per 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 POME 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. Direktur

Direktur bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Direktur bertugas untuk mengarahkan dan menyelenggarakan kegiatan sesuai bidang yang dibawahinya. Selain itu, direktur juga harus berkoordinasi dengan Direktur lain agar tercipta keselarasan dalam pekerjaan. Dalam pabrik Biogas dari POME ini terdapat dua direktur yaitu direktur produksi dan pengembangan serta direktur keuangan dan pemasaran. Tugas dan wewenang Manager adalah :

- Mengkoordinasikan aktivitas baik intra & antar bidang yang dibawahinya
- Melaksanakan kebijaksanaan Direktur Utama
- Menjabarkan kebijaksanaan dan langkah yang diambil Direktur Utama

### 5. 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 POME ini terdapat tiga manager yaitu, manager produksi, manager keuangan dan pemasaran dan manager SDM. Tugas dan wewenang Manager adalah :

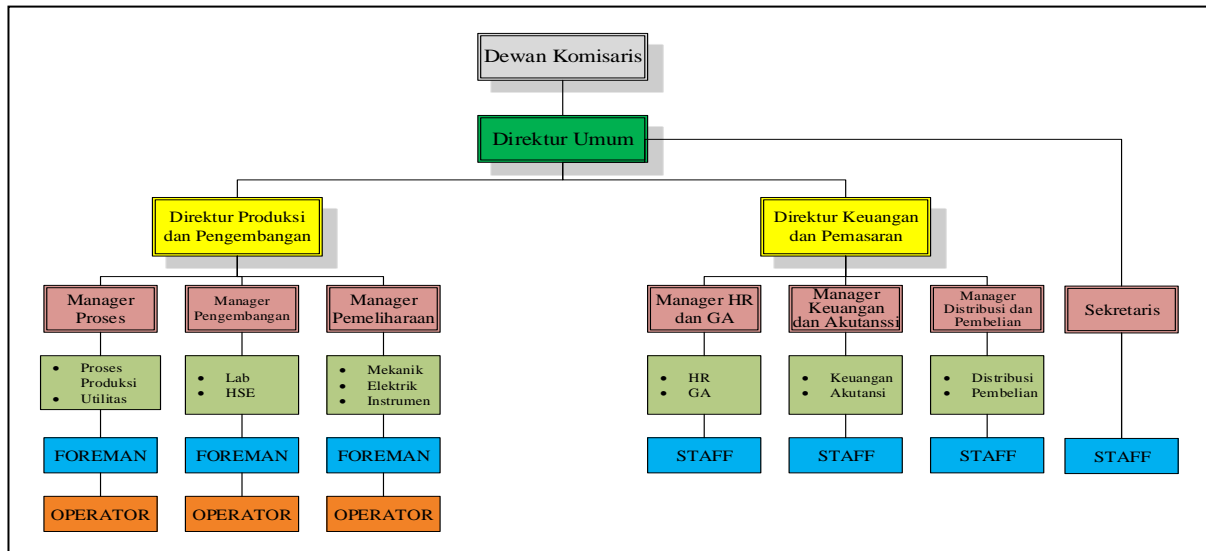
- Mengkoordinasikan aktivitas baik intra & antar departemen yang dibawahinya
- Mempertinggi efektivitas dan efisiensi kerja seluruh karyawannya
- Melaksanakan kebijaksanaan Direktur
- Menjabarkan kebijaksanaan dan langkah yang diambil Direktur



## 6. 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 Struktur 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 POME 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)<sub>2</sub>, 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/busanya, 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 POME 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 appendiks D.

### **VI.4 ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain Pabrik Biogas dari POME 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*)

Sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut, 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 meliputi :
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

#### **VI.4.1 Total Capital Investment (TCI)**

Dari hasil perhitungan Appendiks D, didapatkan *Fixed Capital Investment (FCI)* sebesar Rp231,859,836,624. *Working Capital Investment (WCI)* sebesar Rp Rp29,708,121,333. Sehingga *Total Capital Investment (TCI)* adalah sebesar Rp261,567,957,957.

#### **VI.4.2 Total Production Cost (TPC)**

Dari hasil perhitungan Appendiks D, didapatkan *Manufacturing Cost (MC)* sebesar Rp138,832,555,773. *General Expenses (GE)* sebesar Rp39,416,172,226. sehingga *Total Production Cost (TPC)* adalah sebesar Rp178,248,727,999.

#### **VI.4.3 Potensial Ekonomi (EP)**

Potensial ekonomi didefinisikan sebagai

$$\begin{aligned} \text{EP} &= (\text{Nilai Produk}) - (\text{Biaya Bahan Baku}) \\ &= \text{Rp } 447,490,415,800 \quad - \quad \text{Rp } 10,133,441,700 \\ &= \text{Rp } 437,356,974,100 \end{aligned}$$

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

#### **VI.4.4 Laju Pengembalian Modal (IRR)**

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga  $i = 76.25\%$ . Harga  $i$  yang diperoleh lebih besar dari nilai bunga pinjaman modal sehingga pabrik ini layak didirikan.

#### **VI.4.5 Waktu Pengembalian Modal (POT)**

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 2,452 tahun.

#### **VI.4.6 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) = 17.83%.

## **BAB VII**

### **KESIMPULAN**

Berdasarkan uraian pada bab-bab terdahulu maka dapat diambil kesimpulan dari analisa studi kelayakan pada Pra Desain Pabrik Biogas dan PCC dari POME ini. Studi kelayakan yang dimaksud meliputi studi kelayakan secara teknis maupun secara ekonomis. Secara singkat, evaluasi tersebut dapat disajikan sebagai berikut:

#### 1. Secara Teknis

Pabrik *Biomethane* dan PCC dari POME Pabrik Bioethanol dapat didirikan di Kabupaten Labuhan Batu, Provinsi Sumatera Utara, dengan Kapasitas 30 ton POME per tahun , yang akan memproduksi 7347.15 ton biogas per tahun dan 18905.75 ton PCC per tahun, dan pabrik beroperasi secara kontinyu 24 jam/hari, selama 330 hari dalam setahun.

#### 2. Secara Ekonomis

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

- a. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*) sebesar 76,25% per tahun, dimana lebih besar dari suku bunga bank yang sebesar 7% per tahun.
- b. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*) adalah 2,452 tahun.
- c. Titik Impas (*Break Even Point/BEP*) sebesar 17.83%.

Ditinjau dari aspek teknis dan ekonomis yang telah dijabarkan tersebut maka dapat disimpulkan bahwa Pra Desain Pabrik *Biomethane* dan PCC dari limbah cair kelapa sawit ini layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aphane, Mathibela Elias. 2007. *The Hydration Of Magnesium Oxide With Different Reactivities By Water And Magnesium Acetate* . University Of South Africa
- Apriliani, Nurul Fitria. 2016. *Studi Literatur Pcc (Precipitated Calcium Carbonate) Untuk Aplikasi Bidang Teknik*. Jurnal Teknik A Vol 8 No 1 Maret 2016. ISSN No. 2085 – 0859
- Balat, M., dan H. Balat. 2009. *Biogas As A Renewable Energy Source - A Review*. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization, And Environmental Effects*, 31:14, 1280- 1293.
- Beil, Michael, dan Wiebke Beyrich. 2013. "Biogas Upgrading To Biomethane." *In The Biogas Handbook*, By Arthur Wellinger, Jerry Murphy And David Baxter, 342-377. Woodhead Publishing Limited.
- Bochmann, G., dan Fr Lucy. 2013. "Storage And Pre-Treatment Of Substrates For Biogas Production." *In The Biogas Handbook*, By Arthur Wellinger, Jerry Murphy And David Baxter, 85-103. Woodhead Publishing Limited.
- Brownell, L.e. dan Young, E.H., 1959. "Process Equipment Design". New Delhi : Wiley Eastern Limited.
- Budzianowski, Wojciech M., dan Marlena Brodacka. 2016. "Biomethane Storage: Evaluation Of Technologies, End Uses, Business Models And Sustainability." *Energy Conversion Management*. Doi:10.1016/J.Enconman.2016.08.071.
- Dankckwerts, P.V. 1970 "Gas-Liquid Reaction". Mc Graw-Hill book Company : New York. *Engineering Data Book, Gpsa Engineering Data Book, 12<sup>th</sup> Edition.*, Gas Processors Suppliers Association Tulsa, Ok, 2004a.
- Ersahin, Mustafa Evren. 2011. *Anaerobic Treatment Of Industrial Effluents: An Overview Of Applications: An Overview Of Applications, Waste Water - Treatment And Reutilization*, Prof. Fernando SebastiãN Garcãa Einschlag (Ed.), ISBN: 978-953-307-249-4
- Fellow, P. 1988. *Food Processing Technology*, Ellis Horwood, England
- Fuqoha, Iqlima. 2012. *Perancangan Dan Estimasi Biaya Unit Pemisahan Gas Asam Dengan Kandungan CO<sub>2</sub> Dan H<sub>2</sub>S Tinggi*. Universitas Indonesia: Jakarta

- Geankoplis, Christie John. 2003. *Transport Processes and Separation Process Principles (Includes Unit Operation)*, 4th Edition. USA : Pearson Education Inc.
- Hamdila, Jayanti Dwi. 2012. *Pengaruh Variasi Massa Terhadap Karakteristik Fungsionalitas Dan Termal Komposit Mgo-Sio Berbasis Silika Sekam Padi Sebagai Katalis 2*. Universitas Lampung, Indonesia
- Haryanto, B. 2011. *Potensi Pembuatan Pcc Dari Batu Kapur Di Sumatera Barat*. Teknik Kimia Universitas Bung Hatta, Sumatra Barat.
- Hassibi, Mohamad. 2011. *Equipment Selection For Lime Slaking And Their Impact On The Slaking Process*. Chemco Systems, L.P.
- Ismail, Nuruliana. 2012. "Enchancement of Production of Biogas From Palm Oil Mill Effluent" Malaysia : Pahang Malaysia University
- Kajian Supply Demand Energy 2012*. Pusat Data dan Informasi Energi dan Sumber Daya Mineral Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral.
- Kern, Donald. 1950. "*Process Heat Transfer*". New York : McGraw-Hill Book Company.
- Kusnarjo. 2010. "*Desain Alat Industri Kimia*". Surabaya : ITS Press.
- Löhmus, Hilja. 2002. *A Trend to the Production of Calcium Hydroxide and Precipitated Calcium Carbonate with Defined Properties*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, Volume 80.
- Lovane, P., Nanna, F., Ding, Y., Bikson, B., Molino, A., 2014. *Experimental Test With Polymeric Membrane For The Biogas Purification From CO<sub>2</sub> And H<sub>2</sub>S*. Fuel 135 352–358
- Ludwig, Ernest. 2011. "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*". San Fransisco : Elsevier.
- Mc Cabe, W.L., Julian Smith, Peter Hariot. 1993. "*Unit Operation of Chemical Engineering 6<sup>th</sup> edition*". Singapore: Mc Graw Hill, Inc.



- Monnent, Fabien. 2003. "An Introduction to Anaerobic Digestion of Organic Wastes". Skotlandia : Remade Scotland.
- Muzenda, Edison. 2014. "Bio-Methane Generation From Organic Waste: A Review." *The World Congress On Engineering And Computer Science*. San Francisco, Usa: Wcecs.
- Nallamothu, Ramesh Babu , Abyot Teferra, dan B.V. Appa Rao. 2013. "Biogas Purification, Compression And Bottling." *Global Journal Of Engineering, Design & Technology* 2 (6): 34-38.
- Onda, K, E. Sada, dan M. Saito. 1982. "Gas-Side Mass Transfer Coefficients in a Packed Towers". *Chem. Eng. Sci. J.* 25 (11), 820-829.
- Ozturk, I. 2007. *Anaerobic Treatment And Applications*, Water Foundation Press, Isbn: 978-975-6455-30-2, Istanbul, Turkey (In Turkish)
- Peiris, A. P. T. S. 2016. *Feasibility Study Of Production Of Bio Methane From Bio Wastes In Sri Lanka And Develop Cost Model For The Production Process*. Thesis, Kth School Of Industrial Engineering And Management Accessed October 07, 2016.
- Peraturan Menteri Pertanian Nomor 70/Permentan/Sr.140/10/2011 Tentang Pupuk Organik, Pupuk Hayati Dan Pembenah Tanah
- Perry, H. Robert. 1997. "Chemical Engineering Handbook 7<sup>th</sup> Edition". New York : McGraw-Hill.
- Peters, Max S. dan Timmerhaus, Klaus D., 1991 "Plant Design and Economic For Chemical Engineering 4-ed", International Edition. Singapore : McGraw-Hill Book Co Singapore.
- Peterson, Anneli. 2013. "Biogas Cleaning." *In The Biogas Handbook, By Arthur Wellinger, Jerry Murphy And David Baxter, 329-341*. Woodhead Publishing Limited.
- Rittmann, B. E. & Mccarty, P. L. 2001. *Environmental Biotechnology: Principles And Applications*. McGraw-Hill, ISBN: 0072345535, New York, The United States Of America
- Ryckebosch, E., Drouillon, M., Vervaeren, H., 2011. *Review Techniques For Transformation Of Biogas To Biomethane. Biomass And Bioenergy* 35 No. 1633-1645
- Ryckebosch, E., M. Drouillon, dan H. Vervaeren. 2011. "Techniques For Transformation Of Biogas To Biomethane." *Biomass & Bioenergy* (Elsevier Ltd) (35): 1633-1645. Doi:10.1016/J.Biombioe.2011.02.033.

- Sander, Rolf. 1999. "Compilation of Henry's Law Constants for Inorganic and Organic Species of Potential Importance in Environmental Chemistry". Germany: Air Chemistry Department, Max-Planck Institute of Chemistry
- Schafer, Perry L. 2002. "Advanced Anaerobic Digestion Performance Comparisons". Water Environment Federation
- Schafer, Perry L. 2002. "Advanced Anaerobic Digestion Performance Comparisons". Water Environment Federation
- Schievano, Andrea. 2012. "Two-Stage vs Single-Stage Thermophilic Anaerobic Digestion: Comparison of Energy Production and Biodegradation Efficiencies". [dx.doi.org/10.1021/es301376n](https://doi.org/10.1021/es301376n) | Environ. Sci. Technol. 2012, 46, 8502-8510
- Schnürer, A., dan Å. Jarvis. 2010. *Microbiological Handbook For Biogas Plants: Swedish Waste Management U2009:03, Swedish Gas Centre Report 207* . Swedish Waste Management.
- Seadi, T. Al, B. Drosig, dan W. Fuchs. 2013. "Biogas Digestate Quality And Utilization." In *The Biogas Handbook*, By Arthur Wellinger, Jerry Murphy And David Baxter, 267-301. Woodhead Publishing Limited. Doi:10.1533/9780857097415.2.267
- Seborg, Edgar, Mellichamp, Doyle. 1990. "Process Dynamics and Control 3<sup>th</sup> Edition". Amerika: United States of Amerika.
- Shahinoor, Islam. 2007. *A Study For Enhancing Yield Of Caustic Soda In Causticization Reaction For Industrial Application*. Thesis, Bangladesh University Of Engineering And Technology, Dhaka. Accessed October 07, 2007.
- Shin-Min Shih. 1999. *Kinetics of the Reaction of Ca(OH)<sub>2</sub> with CO<sub>2</sub> at Low Temperature*. Ind. Eng. Chem. Res. 1999, 38, 1316-1322.
- Siregar, Manuel, (2015). *Prarancangan Pabrik Kalsium Hidroksida Dari Kalsium Oksida Dan Air Kapasitas 30.000 Ton/Tahun (Perancangan Menara Distilasi (D-201))*. Fakultas Teknik, Universitas Lampung.
- Soemargono, Billah M. (2007). *Reaktor, Pembuatan Kalsium Karbonat Dari Bittern Dan Gas Karbon Dioksida Secara Kontinyu*, Vol.11 (1), Pp. 14-21.

- Song, Young-Chae, Kwon, Sang-Jo, dan Woo, Jung-Hui. 2004. “*Mesophilic and Thermophilic Temperature Co-Phase Anaerobic Digestion Compared with Single-Stage Mesophilic- and Thermophilic Digestion of Sewage Sludge*”. *Water Research* 38 (2004) 1653–1662
- Sorsamäki, Lotta dan Marja Nappa. 2015. *Design And Selection Of Separation Processes*. Research Report Vtt-R-06143-15
- Sugiyono, Agus. 2016. *Indonesia Energy Outlook 2016 : Pengembangan Energi Untuk Mendukung Industri Hijau*. Jakarta : Pusat Teknologi Sumberdaya Energi Dan Industri Kimia Bppt
- Sulaiman, Alawi. 2007. “*Biomethane Production from Palm Oil Mill Effluent in a Semi Commercial Closed Anaerobic Digester*”. Malaysia : Environmental Biotechnology Group.
- Sundaram, V. S. Meenakshi. 2004. *Methods for modifying electrical properties of papermaking compositions using carbon dioxide*. Perancis. WO2004029359 A1.
- Syed, M., Soreanu, G., Falletta, P., Béland M., 2006. *Removal Of Hydrogen Sulfide From Gas Streams Using Biological Processes-A Review*. Canadian Biosystems Engineering.
- Thenabadu, Malkanthi, Ruchira Abeyweera, Jeevan Jayasuriya, dan Nihal S. Senanayake. 2015. *Anaerobic Digestion Of Food And Market Waste; Waste Characterisation And Bio-Methane Potential: A Case Study In Sri Lanka*. *Slema Journal* (Sri Lanka Energy Managers Association) 18: 29-33. Accessed May 22, 2016.
- Ting, C.H., dan Lee, D.J. 2007. “*Production of Hydrogen and Methane from Wastewater Sludge Using Anaerobic Fermentation*”. *International Journal of Hydrogen Energy* 32 (2007) 677 – 682
- Ukrainczyk, Marko. 2006. *Experimental design approach to calcium carbonate precipitation in a semicontinuous process*. *Powder Technology* 171 (2007) 192–199.
- Uli, W., Ulrich, S., Nicolai, H., 1989, *Biogas Plants In Animal Husbandry*, Gtz, Germany.
- Ulrich, Dael D. 1984. “*A Guide To Chemical Engineering Process Desain And Economics*”. New York : John Wiley.
- Van Ness, S. 1967. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4th Edition*. Singapore : International Edition, McGraw-Hill Inc.

- Varbanov, Petar. 2013. "*Kinetics Study and Simulation of CO<sub>2</sub> Absorption into Mixed Aqueous Solutions of Methyldiethanolamine and Diethanolamine*". Chemical Engineering Transactions Vol. 35, 2013
- Vijay, Virendra K. 2007. "*Biogas Refining For Production Of Bio-Methane And Its Bottling For Automotive Applications And Holistic Development.*" *Proceedings Of International Symposium On Ecotopia Science*. ISETS. 623-628.
- Warren, K. 2012. *A Techno-Economic Comparison Of Biogas Upgrading Technologies In Europe*. Msc Thesis, University Of Jyväskylä, Finland, Unpublished. Accessed November 17, 2016.
- 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.

**APPENDIX A**  
**NERACA MASSA BIOGAS**

Basis Perhitungan	1	Jam Operasi
Waktu Operasi	330	Hari/tahun (1 hari = 24 jam)
Densitas POME	1014	kg/m <sup>3</sup>
Jumlah Kebutuhan POME	30000	kg/jam (Asumsi 1 ton TBS = 0.5 ton POME)
	2.38E+08	kg/tahun
	234319.5	m <sup>3</sup> /tahun
	29585.8	L/jam

**Perhitungan Hydraulic Retention Time (HRT)**

Konstanta kinetika untuk "Anaerobic Digestion" (Tabel 6-8, Sundstrom hal 172)

Waste Resources	ko (day <sup>-1</sup> )	Km (mg/L)	Y (kg MLVSS/kg COD)	kd (day <sup>-1</sup> )	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 diantara 3-5 hari pada suhu 35°C.

Sehingga digunakan faktor pengaman sebesar 3-10, kebanyakn digester didesain dengan  $\theta > 10$  hari.

(Sundstrom, hal 170)

Diambil data sebagai berikut :

$$kd = 0.015 \text{ day}^{-1}$$

$$ko = 0.39 \text{ day}^{-1}$$

$$S = 1942 \text{ L/jam}$$

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

$$\text{Faktor Pengaman} = 3$$

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

$$1942 = \frac{(1 + 0.015 \times \theta) \times 2238}{\theta(0.4 - 0.015) - 1}$$

$$S = 1942$$

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

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

$$= 6 \times 3$$

$$= 18 \text{ hari}$$

Dalam perhitungan neraca massa ini berlaku teori hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran steady state sehingga digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{Akumulasi} = \text{Massa Masuk} - \text{Massa Keluar} + \text{Generasi} - \text{Konsumsi}$$

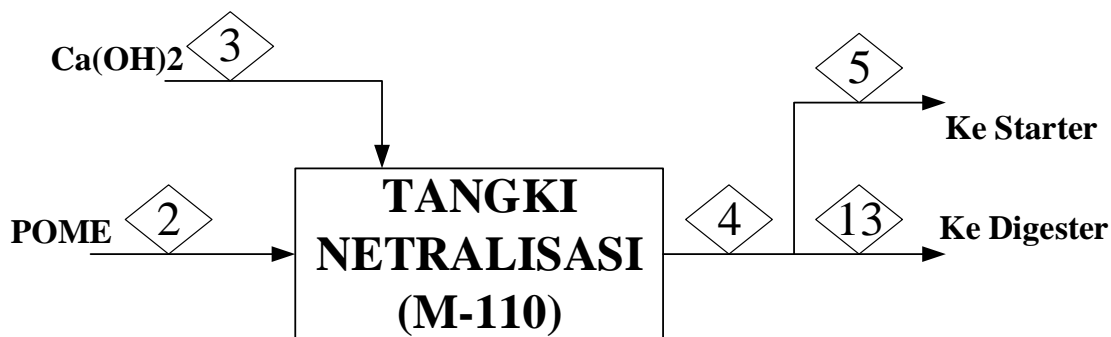
**Komposisi Limbah Cair Kelapa Sawit (POME)**

Data komposisi feed disajikan dalam tabel A.1 dibawah ini :

**Tabel A.1 Komposisi Feed POME**

No	Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	18	0.91	27303.00
2	Minyak	256	0.00	108.00
3	Karbohidrat	162	0.02	618.00
4	Protein	352	0.05	1605.00
5	Lemak	786	0.01	246.00
6	Nitrogen	28	0.00	21.00
7	Fosfor		0.00	6.00
8	Potassium		0.00	63.00
9	Magnesium		0.00	18.00
10	Kalsium		0.00	10.80
11	Besi		0.00	1.20
12	Boron		0.00	0.00
13	Mangan		0.00	0.00
14	Tembaga		0.00	0.00
15	Zink		0.00	0.00
<b>TOTAL</b>			1	30000

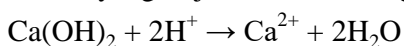
**A.1. Tangki Netralisasi (M-110)**



BM Ca(OH)<sub>2</sub> = 74 kg/kmol

Pada tangki netralisasi, ditambahkan Ca(OH)<sub>2</sub> dengan tujuan meningkatkan pH POME yang asam.

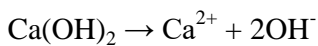
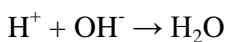
Reaksi yang terjadi di dalam tangki netralisasi :



Penambahan Ca(OH)<sub>2</sub>

$$\begin{aligned}
\text{Volume desain POME} &= \text{kapasitas produksi POME} / \rho \text{ POME} \\
&= 30000 \text{ kg/jam} / 1014 \text{ kg/m}^3 \\
&= 29586 \text{ m}^3/\text{jam} = 3\text{E}+07 \text{ L/jam} \\
\text{pH awal POME} &= 4.7 \\
\text{pH} &= \\
[\text{H}^+] &= 10^{-4.7} \\
&= 0.00002 \text{ mol/L} \\
\text{mol H} &= 10^{-4.7} * \text{volume desain POME} \\
&= 0.59 \text{ kmol/jam}
\end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi ketika netralisasi POME



$$\begin{aligned}
\text{mol OH}^- &= \text{mol H}^+ = 0.5903 \text{ kmol/jam} \\
\text{mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= 0.2952 \text{ kmol/jam} \\
\text{massa Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} * \text{BM Ca(OH)}_2 \\
&= 21.842 \text{ kg/jam} = 0.02184 \text{ ton/jam} \\
\text{Asumsi konversi reaksi sebesar} &= 80\% \\
\text{mol Ca(OH)}_2 \text{ yang dibutuhkan} &= 0.3689 \text{ kmol/jam} \\
\text{massa Ca(OH)}_2 \text{ dibutuhkan} &= \text{mol Ca(OH)}_2 \text{ yang dibutuhkan} * \text{BM Ca(OH)}_2 \\
&= 27.302 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Selanjutnya, POME dengan pH netral ini kemudian akan didistribusikan ke tangki starter dan ke biodigester, dengan perbandingan 1:14 (bedasarkan Trial)

	<b>Tangki Starter</b>	<b>Tangki Netralisasi</b>	<b>Biodigester</b>
solid (kg)	449.5394489	2562	2663.925358
non solid (kg)	1829.952404	27465.30204	27449.24796
<b>Total (kg)</b>	2279.491853	30027.30204	30113.17332

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

Proses pembentukan biogas dengan proses fermentasi ananerobik dapat berjalan optimum jika kandungan Total Solid sebesar 7-10 % (Ratnaningsih, 2009)

Dengan perbandingan tersebut, didapatkan kandungan total solid (TS) pada biodigester adalah sebesar 9.7 %. Sehingga, trial dapat diterima.

**Tabel A.2 Neraca Massa Masuk Tangki Netralisasi**

No	Komponen	MASUK			
		Aliran <2>		Aliran <3>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.91	27303.00	0.00	0.00
2	Minyak	0.00	108.00	0.00	0.00
3	Karbohidrat	0.02	618.00	0.00	0.00
4	Protein	0.05	1605.00	0.00	0.00
5	Lemak	0.01	246.00	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.00	21.00	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	6.00	0.00	0.00
8	Potassium	0.00	63.00	0.00	0.00
9	Magnesium	0.00	18.00	0.00	0.00
10	Kalsium	0.00	10.80	0.00	0.00
11	Besi	0.00	1.20	0.00	0.00
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.00	1.00	27.30
<b>TOTAL</b>		<b>1.00</b>	<b>30000.00</b>	<b>1.00</b>	<b>27.30</b>

**Tabel A.3 Neraca Massa Tangki Netralisasi (Reaksi)**

No	Komponen	REAKSI			
		Konsumsi		Generasi	
		kmol	Massa (kg)	kmol	Massa (kg)
1	Air	0.00	0.00	0.59	10.63
2	Minyak	0.00	0.00	0.00	0.00
3	Karbohidrat	0.00	0.00	0.00	0.00
4	Protein	0.00	0.00	0.00	0.00
5	Lemak	0.00	0.00	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	0.00	0.00	0.00
8	Potassium	0.00	0.00	0.00	0.00
9	Magnesium	0.00	0.00	0.00	0.00
10	Kalsium	0.00	0.00	0.00	0.00
11	Besi	0.00	0.00	0.00	0.00
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.30	21.84	0.00	0.00
<b>TOTAL</b>			21.84		10.63

**Tabel A.4 Neraca Massa Keluar Tangki Netralisasi**

No	Komponen	KELUAR	
		Aliran <4>	
		Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.91	27313.63
2	Minyak	0.00	108.00
3	Karbohidrat	0.02	618.00
4	Protein	0.05	1605.00

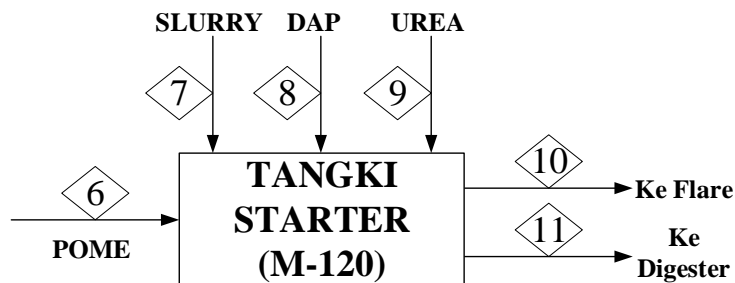


5	Lemak	0.01	246.00
6	Nitrogen	0.00	21.00
7	Fosfor	0.00	6.00
8	Potassium	0.00	63.00
9	Magnesium	0.00	18.00
10	Kalsium	0.00	10.80
11	Besi	0.00	1.20
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	5.46
<b>TOTAL</b>		<b>1.00</b>	<b>30016.09</b>

**Tabel A.5 Neraca Massa Keluar Tangki Netralisasi (Lanjutan)**

No	Komponen	KELUAR			
		Aliran <5>		Aliran <13>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.91	1820.91	0.91	25492.72
2	Minyak	0.00	7.20	0.00	100.80
3	Karbohidrat	0.02	41.20	0.02	576.80
4	Protein	0.05	107.00	0.05	1498.00
5	Lemak	0.01	16.40	0.01	229.60
6	Nitrogen	0.00	1.40	0.00	19.60
7	Fosfor	0.00	0.40	0.00	5.60
8	Potassium	0.00	4.20	0.00	58.80
9	Magnesium	0.00	1.20	0.00	16.80
10	Kalsium	0.00	0.72	0.00	10.08
11	Besi	0.00	0.08	0.00	1.12
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.36	0.00	5.10
<b>TOTAL</b>		<b>1.00</b>	<b>2001.07</b>	<b>1.00</b>	<b>28015.01</b>

### A.2. Tangki Starter (M-120)



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

**Penambahan kotoran sapi (Slurry)**

Penambahan kotoran sapi (slurry) dihitung berdasarkan persamaan berikut :

$$\ln S = \ln \left[ S^0 + Y(S^0 - S) \frac{S^0}{X^0} \right] + \left( \frac{X^0 + YS^0}{YK_m} \right) \ln \left[ \frac{X^0 + Y(S^0 - S)}{X^0} \right] - \frac{k_0 t (X^0 + YS^0)}{YK_m} \quad \text{(Sundstrom, eq 5-3)}$$

dimana	S	=	massa substrat keluar reaktor	=	58.298	kg substrat/jam
				=	5.8E+07	mg substrat/jam
				=	1942.23	mg substrat/liter
	S°	=	massa substrat awal	=	2329.09	kg substrat/jam
				=	2.3E+09	mg substrat/jam
				=	77594.7	mg substrat/liter
(trial)	X°	=	massa bakteri dibutuhkan	=	41501	mg bakteri/liter

dari table 6-4 sundstrom didapatkan

Y	=	0.291	mg MLVSS/mg bakteri
km	=	-3.11	mg/l
ko	=	0.000985	jam-1
t	=	18	hari = 432 jam

**(Abdurrahman, 2013)**

maka,

7.57159	=	11.27245	+	-30133.5	-	-30130
7.57159	=	7.571584				
Kesalahan	=	7.77E-07	(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°	=	massa substrat masuk starter	=	164.6	kg substrat/jam
				=	1.6E+08	mg substrat/jam
				=	82255.9	mg substrat/liter
(trial)	X°	=	massa bakteri yang dibutuhkan	=	40549.4	mg bakteri/liter
	X	=	massa bakteri masuk starter	=	41501	mg bakteri/liter

dari table 6-4 sundstrom didapatkan

Y	=	0.291	mg MLVSS/mg bakteri
Kn	=	-3.11	mg/L
ko	=	0.000985	jam-1
t	=	5	hari = 120 jam

maka,

10.6335	=	0.1182	+	10.61028	-	-1E-05	x	-6961.4
10.6335	=	10.63078						
Kesalahan	=	0.000253	(dibawah 2%, sehingga trial dapat diterima)					
dimana kotoran sapi mengandung			236000000	CFU/gram	kotoran sapi			

dan 1E-12 gram bakteri/CFU  
 maka,

$$\begin{aligned}
 \text{kebutuhan kotoran sapi} &= 0.000236 \text{ gram bakteri/gram kotoran sapi} \\
 &= 171819.4 \text{ gram kotoran sapi} \\
 &= 171.8194 \text{ kg} \\
 \text{Jumlah slurry yang ditambahkan} &= 171.8194 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

### Penambahan DAP

Penambahan DAP dilakukan sebagai penambah unsur N dalam reaktor. Dasar Perhitungan jumlah DAP adalah jumlah BOD dalam POME. Jumlah DAP yang ditambahkan adalah 1% kadar BOD

(Tridjaja, 2013)

$$\begin{aligned}
 \text{BM DAP} &= 132 \\
 \text{BOD dalam POME} &= 8.20\% \text{ Jumlah massa POME} \\
 &= 2460 \text{ kg/jam} \\
 \text{Jumlah DAP ditambahkan} &= 24.6 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

### Penambahan Urea

Penambahan Urea dilakukan sebagai penambah unsur N dalam reaktor.

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

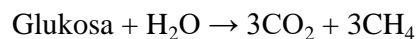
$$\text{BM Urea} = 60 \quad (\text{Sunil, 2012})$$

$$\text{Jumlah Urea yang ditambahkan} = 82 \text{ kg/jam}$$

### Reaksi Utama

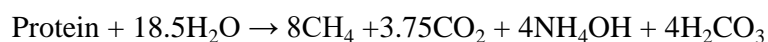
1 Glukosa

$$\text{Konversi} = 85\%$$



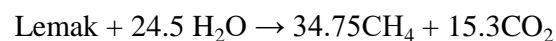
2 Protein

$$\text{Konversi} = 85\%$$



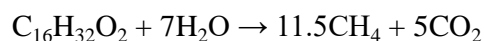
3 Lemak

$$\text{Konversi} = 85\%$$



4 Minyak

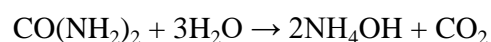
$$\text{Konversi} = 85\%$$



### Reaksi Tambahan

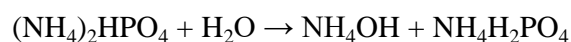
5 Urea

$$\text{Konversi} = 50\%$$



6 DAP

$$\text{Konversi} = 50\%$$



**Tabel A.6 Neraca Massa Aliran <5> dan <6>**

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran <5>		Aliran <6>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.91	1820.91	0.91	1820.91
2	Minyak	0.00	7.20	0.00	7.20
3	Karbohidrat	0.02	41.20	0.02	41.20
4	Protein	0.05	107.00	0.05	107.00
5	Lemak	0.01	16.40	0.01	16.40
6	Nitrogen	0.00	1.40	0.00	1.40
7	Fosfor	0.00	0.40	0.00	0.40
8	Potassium	0.00	4.20	0.00	4.20
9	Magnesium	0.00	1.20	0.00	1.20
10	Kalsium	0.00	0.72	0.00	0.72
11	Besi	0.00	0.08	0.00	0.08
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.36	0.00	0.36
<b>TOTAL</b>		1.00	2001.07	1.00	2001.07

**Tabel A.7 Neraca Massa Masuk Tangki Starter (Aliran <6> & <7>)**

No	Komponen	MASUK			
		Aliran <6>		Aliran <7>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.91	1820.91	0.00	0.00
2	Minyak	0.00	7.20	0.00	0.00
3	Karbohidrat	0.02	41.20	0.00	0.00
4	Protein	0.05	107.00	0.00	0.00
5	Lemak	0.01	16.40	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.00	1.40	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	0.40	0.00	0.00
8	Potassium	0.00	4.20	0.00	0.00
9	Magnesium	0.00	1.20	0.00	0.00
10	Kalsium	0.00	0.72	0.00	0.00
11	Besi	0.00	0.08	0.00	0.00
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.36	0.00	0.00
13	DAP	0.00	0.00	0.00	0.00
14	Urea	0.00	0.00	0.00	0.00
15	Slurry	0.00	0.00	1.00	171.82
16	NH <sub>4</sub> OH	0.00	0.00	0.00	0.00
17	CO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00
18	CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00
19	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00
20	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL</b>		1.00	2001.07	1.00	171.82

**Tabel A.8 Neraca Massa Masuk Tangki Starter (Aliran <6> & <8>)**

No	Komponen	MASUK			
		Aliran <6>		Aliran <8>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.91	1820.91	0.00	0.00
2	Minyak	0.00	7.20	0.00	0.00
3	Karbohidrat	0.02	41.20	0.00	0.00
4	Protein	0.05	107.00	0.00	0.00
5	Lemak	0.01	16.40	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.00	1.40	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	0.40	0.00	0.00
8	Potassium	0.00	4.20	0.00	0.00
9	Magnesium	0.00	1.20	0.00	0.00
10	Kalsium	0.00	0.72	0.00	0.00
11	Besi	0.00	0.08	0.00	0.00
12	Ca(OH)2	0.00	0.36	0.00	0.00
13	DAP	0.00	0.00	1.00	24.60
14	Urea	0.00	0.00	0.00	0.00
15	Slurry	0.00	0.00	0.00	0.00
16	NH4OH	0.00	0.00	0.00	0.00
17	CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
18	CH4	0.00	0.00	0.00	0.00
19	NH4H2PO4	0.00	0.00	0.00	0.00
20	H2CO3	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL</b>		1.00	2001.07	1.00	24.60

**Tabel A.9 Neraca Massa Masuk Tangki Starter (Aliran <6> & <9>)**

No	Komponen	MASUK			
		Aliran <6>		Aliran <9>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.91	1820.908	0	0
2	Minyak	0.00	7.2	0	0
3	Karbohidrat	0.02	41.2	0	0
4	Protein	0.05	107	0	0
5	Lemak	0.01	16.4	0	0
6	Nitrogen	0.00	1.4	0	0
7	Fosfor	0.00	0.4	0	0
8	Potassium	0.00	4.2	0	0
9	Magnesium	0.00	1.2	0	0
10	Kalsium	0.00	0.72	0	0
11	Besi	0.00	0.08	0	0
12	Ca(OH)2	0.00	0.364027	0	0
13	DAP	0.00	0	0	0
14	Urea	0.00	0	1	82

15	Slurry	0.00	0	0	0
16	NH4OH	0.00	0	0	0
17	CO2	0.00	0	0	0
18	CH4	0.00	0	0	0
19	NH4H2PO4	0.00	0	0	0
20	H2CO3	0.00	0	0	0
<b>TOTAL</b>		1.00	2001.072	1	82

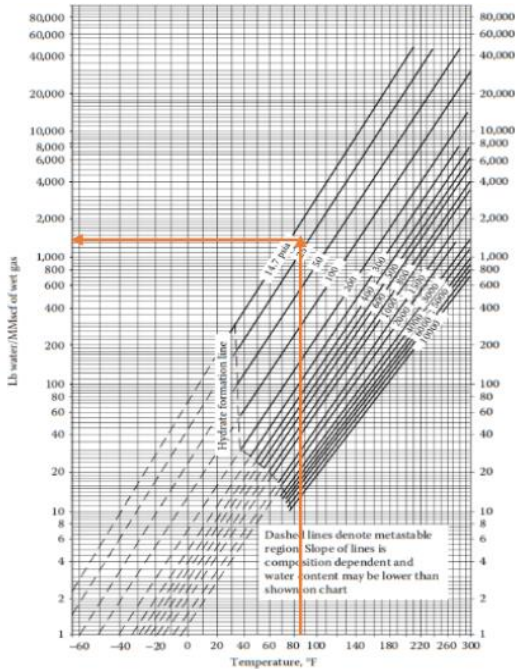
**Tabel A.10 Neraca Massa Tangki Starter (Reaksi)**

No	Komponen	BM	REAKSI			
			Konsumsi		Generasi	
			kmol	Massa (kg)	kmol	Massa (kg)
1	Air	18	7.73	139.18	0.00	0.00
2	Minyak	256	0.02	6.12	0.00	0.00
3	Karbohidrat	162	0.22	35.02	0.00	0.00
4	Protein	352	0.26	90.95	0.00	0.00
5	Lemak	786	0.02	13.94	0.00	0.00
6	Nitrogen		0.00	0.00	0.00	0.00
7	Fosfor		0.00	0.00	0.00	0.00
8	Potassium		0.00	0.00	0.00	0.00
9	Magnesium		0.00	0.00	0.00	0.00
10	Kalsium		0.00	0.00	0.00	0.00
11	Besi		0.00	0.00	0.00	0.00
12	Ca(OH)2		0.00	0.00	0.00	0.00
13	DAP	132	0.09	12.30	0.00	0.00
14	Urea	60	0.68	41.00	0.00	0.00
15	Slurry		0.00	0.00	0.00	0.00
16	NH4OH	35	0.00	0.00	2.49	87.27
17	CO2	44	0.00	0.00	2.69	118.43
18	CH4	16	0.00	0.00	3.61	57.71
19	NH4H2PO4	115	0.00	0.00	0.09	10.72
20	H2CO3	62	0.00	0.00	1.03	64.08
<b>TOTAL</b>			9.03	338.51	9.92	338.20

### Menghitung jumlah air pada Biogas

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

P biogas pada gas holder adalah 1 bar = 14.5038 psia (30°C)



**Gambar A.1** Kadar Air dalam Gas

Dari grafik didapatkan kandungan air adalah :

1500 lb/MMScf

Densitas Biogas : 1.1 kg/m<sup>3</sup>

(Peiris, 2016)

p udara (30°C) = 1210 kg/m<sup>3</sup>

(Tabel A.3-3 Trabsport Processes and Separation Process Principles)

Sehingga s.g Biogas adalah : = 0.000909

Dari grafik didapatkan faktor koreksi : = 0.97

Sehingga kadar air : = 1455 lb/MMScf

Asumsi gas ideal, sehingga menggunakan persamaan :

$$P V = n R T$$

P = 1 atm = 101000 Pa

T = 15 C = 288.15 K

R = 8314 m<sup>3</sup> Pa/ kmol K

Mol CO2 = 2.691662 kmol BM CO2 = 44

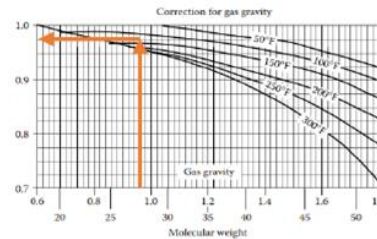
Mol CH4 = 3.60679 kmol BM CH4 = 16

Volume CO2 = 63.84513 m<sup>3</sup>

Volume CH4 = 85.5516 m<sup>3</sup>

Total Volume = 149.3967 m<sup>3</sup>

= 0.005275 MMScf



**Gambar A.2** Faktor Koreksi

### Massa air dalam biogas

Didapatkan kadar air dalam biogas	=	1455	lb/MMscf		
Total Volume	=	0.005275	MMScf		
Massa air	=	Kadar air x Total volume			
	=	1455 x 0.00528			
	=	7.675414	lb		
	=	3.481491	kg		
Mol air	=	Massa air/BM		BM air	= 18
	=	0.193416			

**Tabel A.11 Neraca Massa Keluar Tangki Starter**

No	Komponen	KELUAR			
		Aliran <10>		Aliran <11>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.02	3.48	0.80	1678.24
2	Minyak	0.00	0.00	0.00	1.08
3	Karbohidrat	0.00	0.00	0.00	6.18
4	Protein	0.00	0.00	0.01	16.05
5	Lemak	0.00	0.00	0.00	2.46
6	Nitrogen	0.01	1.40	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	0.00	0.00	0.40
8	Potassium	0.00	0.00	0.00	4.20
9	Magnesium	0.00	0.00	0.00	1.20
10	Kalsium	0.00	0.00	0.00	0.72
11	Besi	0.00	0.00	0.00	0.08
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.36
13	DAP	0.00	0.00	0.01	12.30
14	Urea	0.00	0.00	0.02	41.00
15	Slurry	0.00	0.00	0.08	171.82
16	NH <sub>4</sub> OH	0.00	0.00	0.04	87.27
17	CO <sub>2</sub>	0.65	118.43	0.00	0.00
18	CH <sub>4</sub>	0.32	57.71	0.00	0.00
19	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.01	10.72
20	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.00	0.00	0.03	64.08
<b>TOTAL</b>		1.00	181.02	1.00	2098.16



### A.3. Biodigester (M-210)

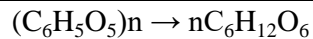


Tangki starter berfungsi sebagai pengkondisian awal proses pengilahan POME sebelum masuk reaktor. Saat masuk tangki starter, POME ditambahkan dengan kotoran sapi dan nutrisi-nutrisi yang dibutuhkan.

**Tabel A.12 Kandungan Organik POME**

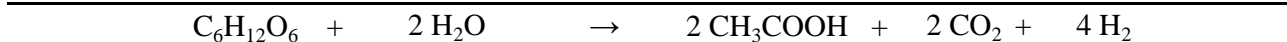
No	Komponen	Rumus Kimia	BM	Massa (kg)	kmol
1	Air	H <sub>2</sub> O	18	27170.96	1509.50
2	Minyak	C <sub>50</sub> H <sub>90</sub> O <sub>6</sub>	256	101.88	0.40
3	Karbohidrat	(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	162	582.98	3.60
4	Protein	C <sub>16</sub> H <sub>24</sub> O <sub>5</sub> N <sub>4</sub>	352	1514.05	4.30
5	Lemak	C <sub>16</sub> H <sub>32</sub> O <sub>2</sub>	786	232.06	0.30
<b>TOTAL</b>				29601.93	1518.09

#### Reaksi Hidrolisis



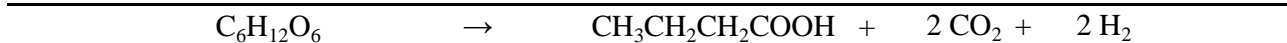
#### Reaksi Asidogenesis

Glukosa	=	20%
Konversi	=	90%



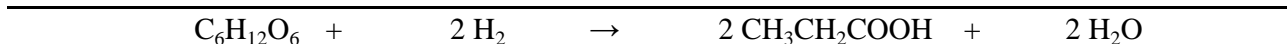
m	0.719728395				
r	0.647755556	1.295511	1.295511111	1.29551	2.59102
s	0.07197284				

Glukosa	=	65%
Konversi	=	90%



m	2.339117284				
r	2.105205556		2.105205556	4.21041	4.21041
s	0.233911728				

Glukosa	=	15%
Konversi	=	90%



m	0.539796296				
r	0.485816667	0.971633	0.971633333		0.97163
s	0.05397963				



### Lemak

yield	=	1.426361	m <sup>3</sup> biogas/kg VS
basis	=	232.06	kg VS bereaksi
biogas terbentuk	=	331.0014	m <sup>3</sup> biogas
	=	14.77685	kmol (pengukuran pada kondis STP)
CH4 terbentuk	=	10.25965	kmol
CO2 terbentuk	=	4.517198	kmol

---

	$C_{50}H_{90}O_6$	+	24.5 $H_2O$	→	34.75 $CH_4$	+	15.3 $CO_2$
m	0.29524173						
r	0.29524173		7.233422		10.25965013		4.517198473
s	0						

### Minyak

yield	=	1.44375	m <sup>3</sup> biogas/kg VS
basis	=	101.88	kg VS bereaksi
biogas terbentuk	=	147.0893	n <sup>3</sup> biogas
	=	6.566484	kmol (pengukuran pada kondis STP)
CH4 terbentuk	=	4.576641	kmol
CO2 terbentuk	=	1.989844	kmol

---

	$C_6H_{32}O_2$	+	7 $H_2O$	→	11.5 $CH_4$	+	5 $CO_2$
m	0.39796875						
r	0.39796875		2.785781		4.576640625		1.98984
s	0						

### Urea

Urea yang tidak bereaksi di tangki starter akan bereaksi di reaktor

Konversi = 50%

---

	$CO(NH_2)_2$	+	3 $H_2O$	→	2 $NH_4OH$	+	$CO_2$
m	0.683333333						
r	0.341666667		1.025		0.683333333		0.34167
s	0.341666667						

### DAP

tangki starter akan bereaksi di reaktor

Konversi = 50%

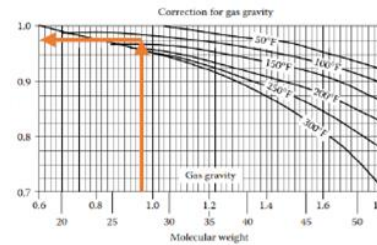
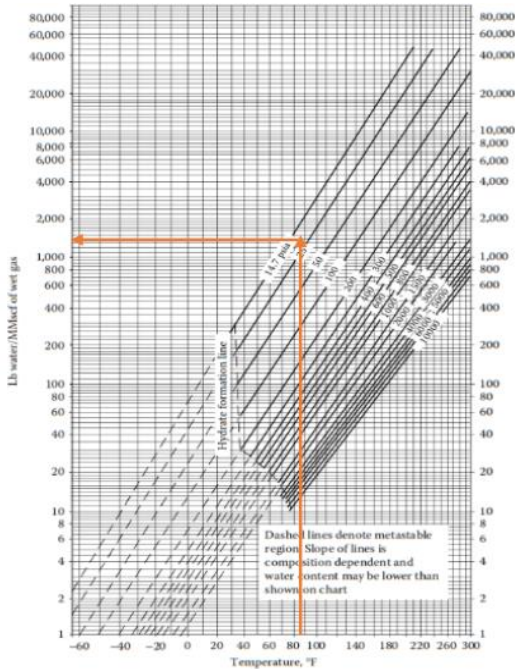
---

	$(NH_4)_2HPO_4$	+	$H_2O$	→	$NH_4OH$	+	$NH_4H_2PO_4$
m	0.093181818						
r	0.046590909		0.046591		0.046590909		0.046590909
s	0.046590909						

### Menghitung jumlah air pada Biogas

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

P biogas pada gas holder adalah 1 bar = 14.5038 psia (30°C)



Gambar A.4 Faktor Koreksi

### Gambar A.3 Kadar Air dalam Gas

Dari grafik didapatkan kandungan air adalah :

1500 lb/MMScf

Densitas Biogas : 1.1 kg/m<sup>3</sup>

(Peiris, 2016)

p udara (30oC) = 1210 kg/m<sup>3</sup>

(Tabel A.3-3 Trabsport Processes and Separation Process Principles)

Sehingga s.g Biogas adalah : = 0.000909

Dari grafik didapatkan faktor koreksi : = 0.97

Sehingga kadar air : = 1455 lb/MMScf

Asumsi gas ideal, sehingga menggunakan persamaan :

$$P V = n R T$$

P = 1 atm = 101000 Pa

T = 15 C = 288.15 K

R = 8314 m<sup>3</sup> Pa/ kmol K

Mol N<sub>2</sub> = 0.7 kmol BM N<sub>2</sub> = 28

Mol CO<sub>2</sub> = 31.65847 kmol BM CO<sub>2</sub> = 44

Mol CH<sub>4</sub> = 56.41717 kmol BM CH<sub>4</sub> = 16

Mol H<sub>2</sub> = 0 kmol BM H<sub>2</sub> = 2

Volume N<sub>2</sub> = 16.60372 m<sup>3</sup>

Volume CO<sub>2</sub> = 750.9262 m<sup>3</sup>

Volume CH <sub>4</sub>	=	1338.192	m <sup>3</sup>
Volume H <sub>2</sub>	=	0	m <sup>3</sup>
Total Volume	=	2105.722	m <sup>3</sup>
	=	0.074353	MMScf

**Massa air dalam biogas**

Didapatkan kadar air dalam biogas	=	1455	lb/MMscf
Total Volume	=	0.074353	MMScf
Massa air	=	Kadar air x Total volume	
	=	1455 x 0.00528	
	=	108.1837	lb
	=	49.07104	kg
Mol air	=	Massa air/BM	BM air = 18
	=	2.726169	

**Tabel A.13 Neraca Massa Aliran <11> & <12>**

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran <11>		Aliran <12>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.80	1678.24	0.80	1678.24
2	Minyak	0.00	1.08	0.00	1.08
3	Karbohidrat	0.00	6.18	0.00	6.18
4	Protein	0.01	16.05	0.01	16.05
5	Lemak	0.00	2.46	0.00	2.46
6	Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	0.40	0.00	0.40
8	Potassium	0.00	4.20	0.00	4.20
9	Magnesium	0.00	1.20	0.00	1.20
10	Kalsium	0.00	0.72	0.00	0.72
11	Besi	0.00	0.08	0.00	0.08
12	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.36	0.00	0.36
13	DAP	0.01	12.30	0.01	12.30
14	Urea	0.02	41.00	0.02	41.00
15	Slurry	0.08	171.82	0.08	171.82
16	NH <sub>4</sub> OH	0.04	87.27	0.04	87.27
17	CO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00
18	CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00
19	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.01	10.72	0.01	10.72
20	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.03	64.08	0.03	64.08
<b>TOTAL</b>		1.00	2098.16	1.00	2098.16

**Tabel A.14 Neraca Massa Aliran <13> & <14>**

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran <13>		Aliran <14>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.91	25492.72	0.91	25492.72
2	Minyak	0.00	100.80	0.00	100.80
3	Karbohidrat	0.02	576.80	0.02	576.80
4	Protein	0.05	1498	0.05	1498.00
5	Lemak	0.01	229.60	0.01	229.60
6	Nitrogen	0.00	19.60	0.00	19.60
7	Fosfor	0.00	5.60	0.00	5.60
8	Potassium	0.00	58.80	0.00	58.80
9	Magnesium	0.00	16.80	0.00	16.80
10	Kalsium	0.00	10.08	0.00	10.08
11	Besi	0.00	1.12	0.00	1.12
12	Ca(OH)2	0.00	5.10	0.00	5.10
<b>TOTAL</b>		1.00	28015.01	1.00	28015.01

**Table A.15 Neraca Massa Masuk Biodigester**

No	Komponen	MASUK			
		Aliran <12>		Aliran <14>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.80	1678.24	0.91	25492.72
2	Minyak	0.00	1.08	0.00	100.80
3	Karbohidrat	0.00	6.18	0.02	576.80
4	Protein	0.01	16.05	0.05	1498.00
5	Lemak	0.00	2.46	0.01	229.60
6	Nitrogen	0.00	0.00	0.00	19.60
7	Fosfor	0.00	0.40	0.00	5.60
8	Potassium	0.00	4.20	0.00	58.80
9	Magnesium	0.00	1.20	0.00	16.80
10	Kalsium	0.00	0.72	0.00	10.08
11	Besi	0.00	0.08	0.00	1.12
12	Ca(OH)2	0.00	0.36	0.00	5.10
13	DAP	0.01	12.30	0.00	0.00
14	Urea	0.02	41.00	0.00	0.00
15	Slurry	0.08	171.82	0.00	0.00
16	NH4OH	0.04	87.27	0.00	0.00
17	CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
18	CH4	0.00	0.00	0.00	0.00
19	NH4H2PO4	0.01	10.72	0.00	0.00
20	H2CO3	0.03	64.08	0.00	0.00
21	H2	0.00	0.00	0.00	0.00
22	CH3COOH	0.00	0.00	0.00	0.00

23	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0.00	0.00	0.00	0.00
24	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL</b>		1.00	2098.16	1.00	28015.01

Terdapat 1-3% kandungan H<sub>2</sub>S dalam Biogas

(Hambali,2007)

Asumsi : 2%

**Tabel A.16 Neraca Massa Biodigester (Reaksi)**

No	Komponen	BM	REAKSI			
			Konsumsi		Generasi	
			kmol	Massa (kg)	kmol	Massa (kg)
1	Air	18	97.50	1754.97	6.92	124.52
2	Minyak	256	0.40	101.88	0.00	0.00
3	Karbohidrat	162	3.24	524.68	0.00	0.00
4	Protein	352	4.30	1514.05	0.00	0.00
5	Lemak	786	0.30	232.06	0.00	0.00
6	Nitrogen		0.00	0.00	0.00	0.00
7	Fosfor		0.00	0.00	0.00	0.00
8	Potassium		0.00	0.00	0.00	0.00
9	Magnesium		0.00	0.00	0.00	0.00
10	Kalsium		0.00	0.00	0.00	0.00
11	Besi		0.00	0.00	0.00	0.00
12	Ca(OH) <sub>2</sub>		0.00	0.00	0.00	0.00
13	DAP	132	0.05	6.15	0.00	0.00
14	Urea	60	0.34	20.50	0.00	0.00
15	Slurry		0.00	0.00	0.00	0.00
16	NH <sub>4</sub> OH	35	0.00	0.00	17.94	627.73
17	CO <sub>2</sub>	44	2.97	130.82	34.63	1523.79
18	CH <sub>4</sub>	16	0.00	0.00	56.42	902.67
19	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	115	0.00	0.00	0.05	5.36
20	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	62	0.00	0.00	17.21	1066.72
21	H <sub>2</sub>	2	12.86	25.73	13.21	26.43
22	CH <sub>3</sub> COOH	60	4.20	251.85	5.96	357.56
23	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> CH <sub>2</sub> COOH	88	1.89	166.73	2.11	185.26
24	CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> COOH	74	0.87	64.71	0.97	71.90
25	H <sub>2</sub> S	34	0.00	0.00	1.45	49.17
<b>TOTAL</b>			128.92	4794.13	155.40	4941.12

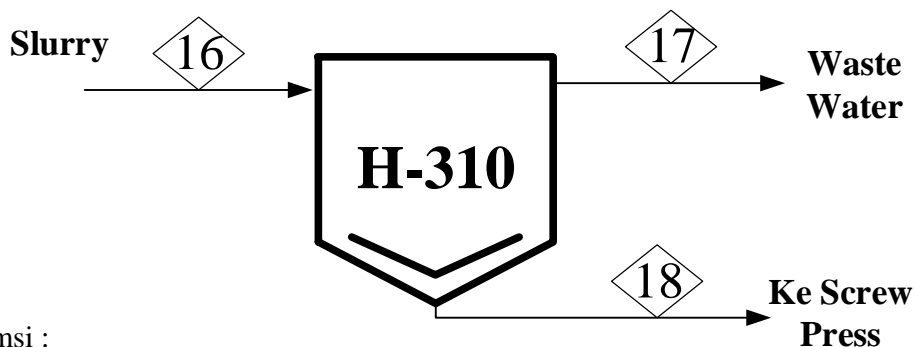
**Tabel A.17 Neraca Massa Keluar Biodigester**

No	Komponen	KELUAR			
		Aliran <21>		Aliran <15>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
1	Air	0.02	49.07	0.92	25491.45
2	Minyak	0.00	0.00	0.00	0.00

3	Karbohidrat	0.00	0.00	0.00	58.30
4	Protein	0.00	0.00	0.00	0.00
5	Lemak	0.00	0.00	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.01	19.60	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	0.00	0.00	6.00
8	Potassium	0.00	0.00	0.00	63.00
9	Magnesium	0.00	0.00	0.00	18.00
10	Kalsium	0.00	0.00	0.00	10.80
11	Besi	0.00	0.00	0.00	1.20
12	Ca(OH)2	0.00	0.00	0.00	5.46
13	DAP	0.00	0.00	0.00	6.15
14	Urea	0.00	0.00	0.00	20.50
15	Slurry	0.00	0.00	0.01	171.82
16	NH4OH	0.00	0.00	0.03	714.99
17	CO2	0.58	1392.97	0.00	0.00
18	CH4	0.37	902.67	0.00	0.00
19	NH4H2PO4	0.00	0.00	0.00	16.07
20	H2CO3	0.00	0.00	0.04	1130.80
21	H2	0.00	0.00	0.00	0.00
22	CH3COOH	0.00	0.00	0.00	105.71
23	CH3CH2CH2COOH	0.00	0.00	0.00	18.53
24	CH3CH2COOH	0.00	0.00	0.00	7.19
25	H2S	0.02	49.17	0.00	0.00
<b>TOTAL</b>		<b>1.00</b>	<b>2413.49</b>	<b>1.00</b>	<b>27845.97</b>

#### A.4. Clarifier (H-310)

Fungsi : untuk memisahkan air serta bahan inorganik



Asumsi :

Sludge yang keluar clarifier tidak mengandung inert inorganik

$$X (MLSS) = X_{act} (1 + 0,1 K_d \theta_c) + \left(\frac{\theta_c}{\theta}\right) (X_{i0} + X_{i1}) \quad (\text{Sundstrom eq 6-7})$$

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

S0	=	massa substrat masuk reaktor	=	77594.72687	mg substrat/liter
S	=	massa substrat keluar reaktor	=	1942.225241	mg substrat/liter
X0	=	massa bakteri masuk reaktor	=	40549.38993	mg bakteri/liter



$X$  = massa bakteri keluar reaktor = 41501.01572 mg bakteri/liter  
 dari table 6-4 sundstrom didapatkan  
 $Y$  = 0.291 mg MLVSS/mg bakteri  
 $K_m$  = -3.11 mg/l  
 $k_0$  = 0.000099 jam<sup>-1</sup>  
 $k_d$  = 0.000753  
 $\theta_c$  = 18 hari = 432 jam  
 $\theta$  = 18 hari = 432 jam  
 $X_{0i_0}$  = massa inert organik = 2249.371095 kg inert/jam  
 = 2249371095 mg substrat/jam  
 = 80779.06218 mg substrat/L

maka,  $X_{act}$  = 16611.29  
 $X$  (MLVSS) = 80779 mg/liter  
 = 186.99 mg/liter.jam = 5206.88 kg/jam

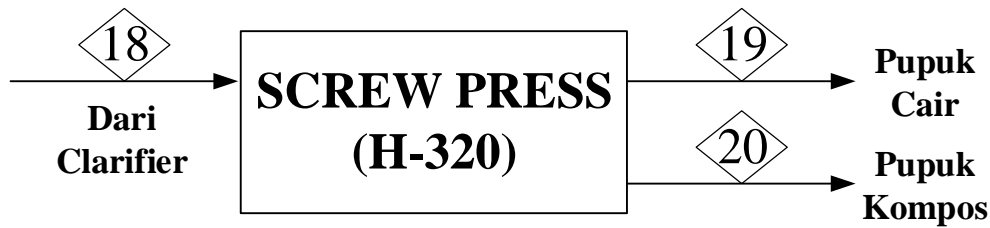
**Tabel A.18 Neraca Pompa Aliran <15> & <16>**

No	Komponen	MASUK		KELUAR	
		Aliran <15>		Aliran <16>	
		Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.92	25491.45	0.92	25491.45
2	Minyak	0.00	0.00	0.00	0.00
3	Karbohidrat	0.00	58.30	0.00	58.30
4	Protein	0.00	0.00	0.00	0.00
5	Lemak	0.00	0.00	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.00	0.00	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	6.00	0.00	6.00
8	Potassium	0.00	63.00	0.00	63.00
9	Magnesium	0.00	18.00	0.00	18.00
10	Kalsium	0.00	10.80	0.00	10.80
11	Besi	0.00	1.20	0.00	1.20
12	Ca(OH)2	0.00	5.46	0.00	5.46
13	DAP	0.00	6.15	0.00	6.15
14	Urea	0.00	20.50	0.00	20.50
15	Slurry	0.01	171.82	0.01	171.82
16	NH4OH	0.03	714.99	0.03	714.99
17	CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
18	CH4	0.00	0.00	0.00	0.00
19	NH4H2PO4	0.00	16.07	0.00	16.07
20	H2CO3	0.04	1130.80	0.04	1130.80
21	H2	0.00	0.00	0.00	0.00
22	CH3COOH	0.00	105.71	0.00	105.71
23	CH3CH2CH2COOH	0.00	18.53	0.00	18.53
24	CH3CH2COOH	0.00	7.19	0.00	7.19
<b>TOTAL</b>		1.00	27845.97	1.00	27845.97

**Tabel A.19 Neraca Massa Clarifier**

No	Komponen	MASUK		KELUAR			
		Aliran <16>		Aliran <17>		Aliran <18>	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.92	25491.45	1	18151.8	0.77	7339.65
2	Minyak	0.00	0.00	0	0.0	0.00	0.00
3	Karbohidrat	0.00	58.30	0	0.0	0.01	58.30
4	Protein	0.00	0.00	0	0.0	0.00	0.00
5	Lemak	0.00	0.00	0	0.0	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.00	0.00	0	0.0	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	6.00	0	6.0	0.00	0.00
8	Potassium	0.00	63.00	0	63.0	0.00	0.00
9	Magnesium	0.00	18.00	0	18.0	0.00	0.00
10	Kalsium	0.00	10.80	0	10.8	0.00	0.00
11	Besi	0.00	1.20	0	1.2	0.00	0.00
12	Ca(OH)2	0.00	5.46	0	0.0	0.00	5.46
13	DAP	0.00	6.15	0	6.2	0.00	0.00
14	Urea	0.00	20.50	0	0.0	0.00	20.50
15	Slurry	0.01	171.82	0	0.0	0.02	171.82
16	NH4OH	0.03	714.99	0	0.0	0.07	714.99
17	CO2	0.00	0.00	0	0.0	0.00	0.00
18	CH4	0.00	0.00	0	0.0	0.00	0.00
19	NH4H2PO4	0.00	16.07	0	0.0	0.00	16.07
20	H2CO3	0.04	1130.80	0	0.0	0.12	1130.80
21	H2	0.00	0.00	0	0.0	0.00	0.00
22	CH3COOH	0.00	105.71	0	0.0	0.01	105.71
23	CH3CH2CH2COOH	0.00	18.53	0	0.0	0.00	18.53
24	CH3CH2COOH	0.00	7.19	0	0.0	0.00	7.19
<b>TOTAL</b>		1.00	27845.97	1	18256.9	1.00	9589.02

### A.5. Screw Press (H-320)



Effisiensi press = 40% (Comparison of Filter Press and VPL/DE Filters)

Asumsi : Filtrat yang keluar dari filter press mampu mengeluarkan 40% air yang dibawa dari aliran keluaran clarifier. Sementara, kandungan lainnya yang tetap terbawa 60%

**Tabel A.20 Neraca Massa Screw Press**

No	Komponen	MASUK		KELUAR			
		Aliran <18>		Aliran <20>		Aliran <19>	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Air	0.77	7339.65	1	2935.86	0.79	4403.79
2	Minyak	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
3	Karbohidrat	0.01	58.30	0	57.72	0.00	0.58
4	Protein	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
5	Lemak	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
6	Nitrogen	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
7	Fosfor	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
8	Potassium	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
9	Magnesium	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
10	Kalsium	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
11	Besi	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
12	Ca(OH)2	0.00	5.46	0	4.91	0.00	0.55
13	DAP	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
14	Urea	0.00	20.50	0	20.50	0.00	0.00
15	Slurry	0.02	171.82	0	171.82	0.00	0.00
16	NH4OH	0.07	714.99	0	286.00	0.08	429.00
17	CO2	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
18	CH4	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
19	NH4H2PO4	0.00	16.07	0	6.43	0.00	9.64
20	H2CO3	0.12	1130.80	0	452.32	0.12	678.48
21	H2	0.00	0.00	0	0.00	0.00	0.00
22	CH3COOH	0.01	105.71	0	42.29	0.01	63.43
23	CH3CH2CH2COOH	0.00	18.53	0	7.41	0.00	11.12
24	CH3CH2COOH	0.00	7.19	0	2.88	0.00	4.31
<b>TOTAL</b>		1.00	9589.02	1	3988.13	1.00	5600.90

**APPENDIKS A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA PCC**

Menentukan Massa CaO yang dibutuhkan dengan CO<sub>2</sub> yang tersedia

**Karbonasi**

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \text{ aliran } <23> &= 1393.0 \text{ kg/jam} \\ &= 31.6585 \text{ kmol/jam} \\ &= 31658.5 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Konversi CO}_2 = 100 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} &= \text{CO}_2 \text{ awal} \times \text{konversi CO}_2 \\ &= 31.7 \times 100 \% \\ &= 31.7 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CO}_2 \text{ terkonsumsi} &= \text{mol CO}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Mr CO}_2 \\ &= 31.7 \times 44 \\ &= 1393 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{CO}_2 \text{ bereaksi} \times \frac{\text{koefisien reaksi Ca(OH)}_2}{\text{koefisien CO}_2} \\ &= 31.7 \times 1 \\ &= 31.7 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Mr Ca(OH)}_2 \\ &= 31.7 \times 74 \\ &= 2343 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ awal} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} \\ &= 32 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ awal} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ awal} \times \text{Mr Ca(OH)}_2 \\ &= 32 \times 74 \\ &= 2342.73 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Dengan excess Ca(OH)<sub>2</sub> 5% dari mol awal, perhitungan menjadi 33.241 kmol

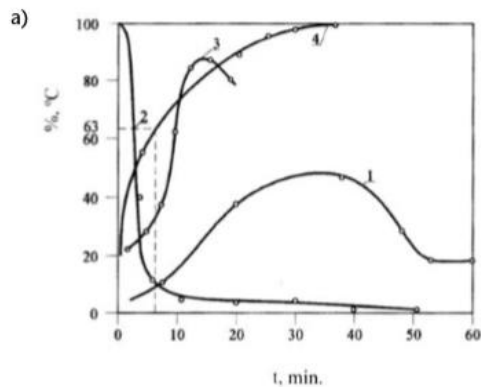
Sehingga massa Ca(OH)<sub>2</sub> yang ditambahkan adalah

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ awal} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \times \text{Mr Ca(OH)}_2 \\ &= 33 \times 74 \\ &= 2459.86 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

	Ca(OH) <sub>2</sub>	+	CO <sub>2</sub>	CaCO <sub>3</sub>	+	H <sub>2</sub> O
M	33.241		31.658			
R	31.658		31.658	31.65847		31.6585
S	1.5829		0	31.65847		31.6585

## Slaking

**Figure 1.** Correlation between hydration degree and liming water temperature. 1 – finely crushed lime, fraction 0 to 2 mm; 2 – ground lime,  $e = 500 \text{ m}^2/\text{kg}$  (calculated size of particles  $3.6 \mu\text{m}$ ).



Gambar 1. Grafik Konversi Reaksi *Slaking* Berdasarkan Suhu dan Waktu

Sumber :

*A Trend to Production of Calcium Hydroxide and Precipitated Calcium Carbonate with Defined Properties*  
(Lohmus, H. Et al)

Waktu penambahan CaO dan H<sub>2</sub>O = 40 menit  
Tekanan operasi = 1 atm  
Suhu = 31 °C

Berdasarkan grafik di atas didapatkan bahwa konversi reaksi hidrasi adalah sebesar 100%

Mol Ca(OH)<sub>2</sub> terbentuk =  
= 33.241 kmol/jam

Massa Ca(OH)<sub>2</sub> terbentuk =  
= 33.241 X 74  
= 2459.9 kg/jam

Mol H<sub>2</sub>O bereaksi = Massa Ca(OH)<sub>2</sub> terbentuk X Koefisien reaksi  
= 33 X 1  
= 33 kmol/jam

Massa H<sub>2</sub>O bereaksi = Mol H<sub>2</sub>O bereaksi X Mr H<sub>2</sub>O  
= 33 X 18  
= 598 kg/jam

Mol CaO bereaksi = Mol Ca(OH)<sub>2</sub> terbentuk X Koefisien reaksi  
= 33 X 1  
= 33 kmol/jam

Mol CaO awal = (100% : konversi CaO) X CaO bereaksi  
= (100 : 100%) X 33.241  
= 33 kmol/jam

Membuat larutan CaOH<sub>2</sub> dengan kelarutan CaO didalam air sebanyak 2 kali kelarutan CaO didalam air, maka perbandingan CaO : air adalah 1 : 431.03

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O awal} &= \text{Massa CaO awal} \times 431.03 \\ &= 802379 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O awal} &= \text{Massa H}_2\text{O awal} : \text{Mr. H}_2\text{O} \\ &= 802379 : 18 \\ &= 44576.6 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

	CaO	+	H <sub>2</sub> O	Ca(OH) <sub>2</sub>
M	33.241		44577	
R	33.241		33.241	33.2414
S	0		44543	33.2414

### Bahan Baku PCC

Diketahui bahwa komposisi batu kapur adalah sebagai berikut :

**Tabel A.21** Komposisi Batu Kapur

Komponen	%
CaO	92.432
MgO	1.170
SiO <sub>2</sub>	1.260
C	5.100
S	0.038

(Sumber : PT Putra Primajaya, Palembang, Sumatra Selatan)

$$\begin{aligned} \text{Massa CaO yang dibutuhkan} &= \text{Mol CaO awal} \times \text{Mr. CaO} \\ &= 33.241396 \times 56 \\ &= 1861.5182 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa quicklime yang dibutuhkan} &= (100\% : 92.432\%) \times \text{massa CaO} \\ &= 2013.9 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

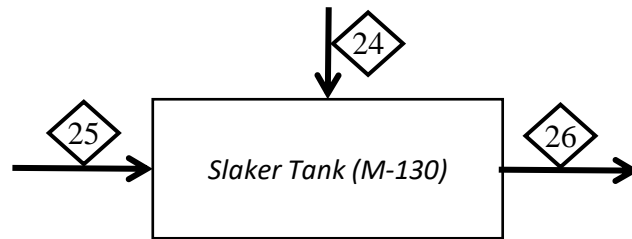
Data komposisi bahan baku disajikan pada tabel A.24 berikut:

**Tabel A.22** Komposisi Bahan Baku

No	Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
1	CaO	56	0.92	1861.52	0.78	33.24
2	MgO	40	0.01	23.56	0.01	0.59
3	SiO <sub>2</sub>	84	0.01	25.38	0.01	0.30
4	C	12	0.05	102.71	0.20	8.56
5	S	32	0.00	0.77	0.00	0.02
<b>Total</b>			1.00	2013.93	1.00	42.69

(Sumber : PT Putra Primajaya, Palembang, Sumatra Selatan)

### A.6. Slaker Tank (M-130)



No	Reaksi yang terjadi	Konversi
1	$\text{CaO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{Ca(OH)}_2$	100.0%

#### Reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \text{Mol CaO awal} &= 33.241 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Mol CaO bereaksi} &= \text{X Konversi reaksi} \\
 &= 33.241 \times 100.0\% \\
 &= 33.241 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CaO bereaksi} &= \text{X Mr CaO} \\
 &= 33.241 \times 56 \\
 &= 1861.5 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Mol CaO sisa} &= \text{ - Mol CaO bereaksi} \\
 &= 33.241 - 33.241 \\
 &= 0 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CaO sisa} &= \text{X Mr CaO} \\
 &= 0.000 \times 56 \\
 &= 0 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ terbentuk} &= \text{X Koefisien reaksi} \\
 &= 33.241 \times 1 \\
 &= 33.241 \text{ Kmol/jam} \\
 \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ terbentuk} &= \text{X Mr. Ca(OH)}_2 \\
 &= 33.241 \times 74 \\
 &= 2459.9 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O awal} &= \text{X Mr H}_2\text{O} \\
 &= 44577 \times 18 \\
 &= 802379 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Mol H}_2\text{O bereaksi} &= \text{X Koefisien reaksi} \\
 &= 33.241 \times 1 \\
 &= 33.241 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O bereaksi} &= \text{X Mr. H}_2\text{O} \\
 &= 33.241 \times 18 \\
 &= 598.35 \text{ Kg/jam} \\
 \text{Mol H}_2\text{O sisa} &= \text{ - Mol H}_2\text{O bereaksi} \\
 &= 44577 - 33.241 \\
 &= 44543 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O sisa} &= && \text{X Mr. H}_2\text{O} \\
 &= 44543 \times 18 \\
 &= 801780 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

	CaO	+	H <sub>2</sub> O	→	Ca(OH) <sub>2</sub>
M	33.24		44577		
R	33.24		33.24		33.24
S	0		44543		33.24

**Tabel A.23** Neraca Massa Masuk *Slaker Tank*

No.	Komponen	Masuk			
		Aliran <24>		Aliran <25>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaO	0.92	1861.5	0	0
2	MgO	0.01	23.56	0	0
3	SiO <sub>2</sub>	0.01	25.38	0	0
4	C	0.05	102.71	0	0
5	S	4.E-04	0.77	0	0
6	H <sub>2</sub> O	0	0	1	802379
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0	0
Total		1	2013.93	1	802379

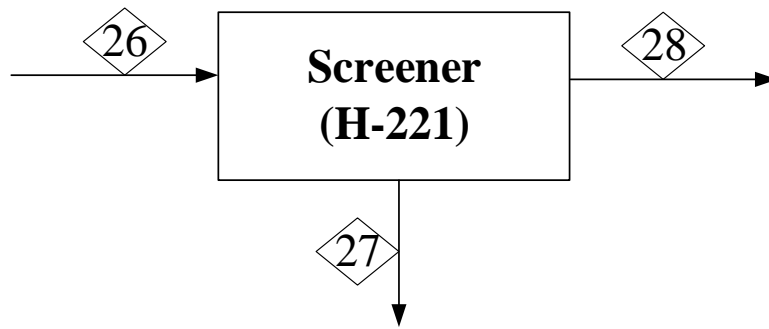
**Tabel A.24** Neraca Massa *Slaker* (Lanjutan)

No.	Komponen	Generasi (Kg)	Konsumsi (Kg)	Keluar	
				Aliran <26>	
				Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaO	0	1861.52	0	0
2	MgO	0	0	0	23.56
3	SiO <sub>2</sub>	0	0	0	25.38
4	C	0	0	0	102.71
5	S	0	0	0	0.77
6	H <sub>2</sub> O	0	598.35	0.997	801780
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	2459.86	0	0.003	2459.9
Total		2459.86	2459.86	1	804392

Massa Masuk (Kg)		Massa Keluar (Kg)	
Aliran <24>	2013.93	Aliran <26>	804392.47
Aliran <25>	802378.53		
Total	804392.47	Total	804392.47



### A.7. Screener (H-221)



**Tabel A.25** Neraca Massa Masuk Screener

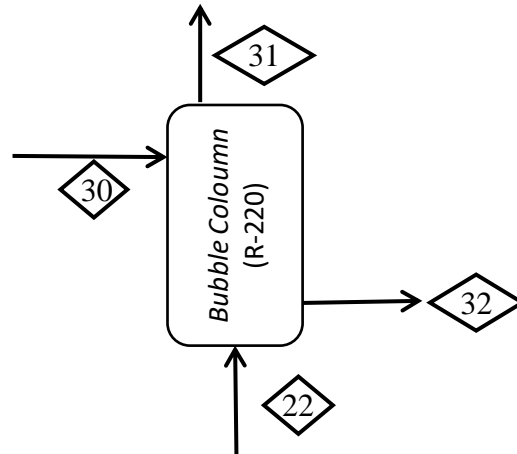
No.	Komponen	Masuk		Ukuran ( $\mu\text{m}$ )
		Aliran <26>		
		Fraksi massa	Massa (Kg)	
1	CaO	0	0	300 ( <i>solid</i> )
2	MgO	0.000	23.563	
3	SiO <sub>2</sub>	0.000	25.376	
4	C	0.000	102.71	
5	S	0.000	0.765	
6	H <sub>2</sub> O	0.997	801780	<i>Dissolved</i>
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.003	2459.9	
Total		1	804392	

**Tabel A.26** Neraca Massa Keluar Screener

No.	Komponen	Keluar			
		Aliran <27>		Aliran <28>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaO	0.00	0.00	0.00	0
2	MgO	0.15	23.56	0.00	0
3	SiO <sub>2</sub>	0.17	25.38	0.00	0
4	C	0.67	102.71	0.00	0
5	S	0.01	0.77	0.00	0
6	H <sub>2</sub> O	0.00	0.00	1.00	801780
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	2459.86
Total		1.00	152.41	1.00	804240

Massa Masuk (Kg)		Massa Keluar (Kg)	
Aliran <26>	804392.47	Aliran <27>	152.41
		Aliran <28>	804240.05
Total	804392.47	Total	804392.47

### A.8. Bubble Column (R-220)



No	Reaksi yang terjadi
1	$\text{Ca(OH)}_2 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CaCO}_3 + \text{H}_2\text{O}$

**Reaksi**      Konversi  $\text{Ca(OH)}_2 = 95\%$

#### Reaksi

$$\text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ awal} = 33.24 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ awal} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ X Mr Ca(OH)}_2 \\ &= 33.24 \text{ X } 74 \\ &= 2459.9 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ X Konversi Ca(OH)}_2 \\ &= 33.24 \text{ X } 95.0\% \\ &= 31.58 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ reaksi X Mr Ca(OH)}_2 \\ &= 31.58 \text{ X } 74 \\ &= 2336.9 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ sisa} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 - \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} \\ &= 33.24 - 31.58 \\ &= 1.66 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ sisa} &= \text{X Mr Ca(OH)}_2 \\ &= 1.66 \text{ X } 74 \\ &= 122.99 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol CaCO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{X Koefisien reaksi} \\ &= 31.58 \text{ X } 1 \\ &= 31.58 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CaCO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{X Mr. CaCO}_3 \\ &= 31.58 \text{ X } 100 \\ &= 3157.9 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Mol CO}_2 \text{ awal} &= 1393.0 \text{ Kg/jam} : \text{Mr CO}_2 \\
&= 1393 : 44 \\
&= 31.66 \text{ kmol/jam} \\
\text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} &= \quad \quad \quad \times \frac{\text{Koefisien CO}_2}{\text{Koefisien Ca(OH)}_2} \\
&= 31.58 \times 1 \\
&= 31.58 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CO}_2 \text{ bereaksi} &= \quad \quad \quad \times \text{Mr CO}_2 \\
&= 31.58 \times 44 \\
&= 1389.5 \text{ Kg/jam} \\
\text{Mol CO}_2 \text{ sisa} &= \quad \quad \quad - \text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} \\
&= 31.66 - 31.58 \\
&= 0.08 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CO}_2 \text{ sisa} &= \quad \quad \quad \times \text{Mr CO}_2 \\
&= 0.08 \times 44 \\
&= 3.48 \text{ Kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \quad \quad \quad \times \text{Koefisien reaksi} \\
&= 31.58 \times 1 \\
&= 31.58 \text{ Kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \quad \quad \quad \times \text{Mr. H}_2\text{O} \\
&= 31.58 \times 18 \\
&= 568.43 \text{ Kg/jam}
\end{aligned}$$

	$\text{CO}_2$	+	$\text{Ca(OH)}_2$	$\rightarrow$	$\text{CaCO}_3$	+	$\text{H}_2\text{O}$
M	31.66		33.24				
R	31.58		31.58		31.58		31.58
S	0.08		1.66		31.58		31.58

**Tabel A.27** Neraca Massa *Bubble Coloumn*

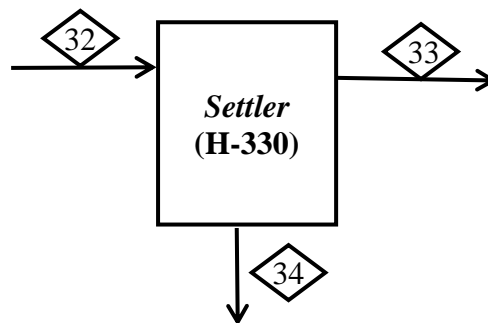
No.	Komponen	Masuk			
		Aliran <30>		Aliran <22>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	Nitrogen	0	0	0.008	20
2	CO <sub>2</sub>	0	0	0.577	1393
3	CH <sub>4</sub>	0	0	0.374	903
4	H <sub>2</sub> S	0	0	0.020	49
5	H <sub>2</sub> O	0.9969	801780	0.020	49
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0031	2460	0.000	0
Total		1	804240	1	2413.49

**Tabel A.28** Neraca Massa *Bubble Coloumn* (Lanjutan)

No.	Komponen	Generasi (Kg)	Konsumsi (Kg)	Keluar			
				Aliran <31>		Aliran <32>	
				Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	Nitrogen	0.00	0.00	0.02	19.60	0.000	0
2	CO2	0.00	1389.49	0.00	3.48	0.000	0
3	CH4	0.00	0.00	0.88	902.67	0.000	0
4	H2S	0.00	0.00	0.05	49.17	0.000	0
5	H2O	568.43	0.00	0.05	49.07	0.996	802349
6	Ca(OH)2	0.00	2336.87	0.00	0.00	0.000	122.99
7	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	3157.93	0.00	0.00	0.00	0.004	3157.9
Total		3726.36	3726.36	1.00	1024	1.000	805630

Massa Masuk (Kg)		Massa Keluar (Kg)	
Aliran <30>	804240.05	Aliran <31>	1024.00
Aliran <22>	2413.49	Aliran <32>	805629.54
Total	806653.54	Total	806653.54

**A.9. Settler (H-330)**



**Tabel A.29** Spesifikasi komponen aliran <32>

No	Komponen	Aliran <32>		Massa Jenis (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )	Density Campuran (I x Xi)
		Fraksi	Massa (kg)			
1	H <sub>2</sub> O	0.9959	802349	1000	802.3486162	995.93
2	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0002	122.993	2210	0.055653017	0.34
3	PCC	0.0039	3157.93	2710.00	1.165288803	10.62
<b>TOTAL</b>		<b>1</b>	<b>805630</b>		<b>803.569558</b>	<b>1006.89</b>

Efisiensi pengendapan pada *settler* =  $\eta(d_p) = 1 - \exp\left[-\frac{AV_i(d_p)}{Q}\right]$

dimana,  $V_i(d_p) = \frac{(\rho_p - \rho)gd_p^2}{18\mu}$

Area Settler = 314.3

Debit masuk = 0.112  
 Massa jenis partikel = 2710  
 Massa jenis fluida = 1000  
 Gravitasi = 9.8  
 Diameter partikel = 5E-06  
 Viskositas = 8E-04 = 0.8007 cp  
 Berdasarkan persamaan diatas didapatkan nilai efisiensi sebesar 7.86%

$$\text{Efisiensi} = \frac{\% \text{ massa liquid pada outlet}}{\% \text{ massa liquid pada inlet}}$$

$$7.86\% = \% \text{ massa liquid pada outlet} : 0.996$$

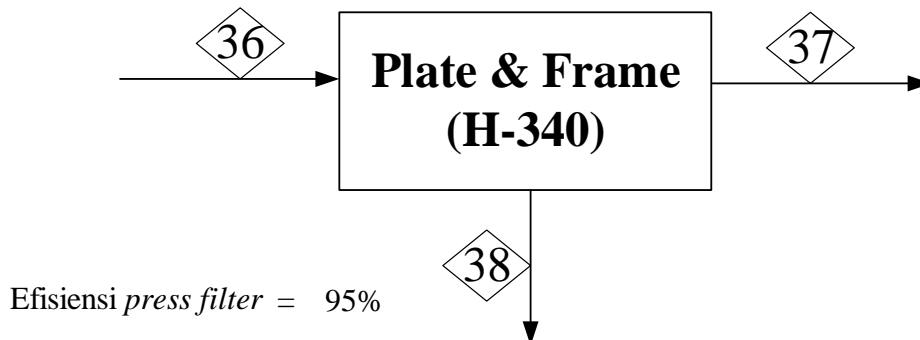
% massa liquid pada outlet = 0.078  
 Ratio aliran <33> : aliran <32> = 1 : 300.00

**Tabel A.30** Neraca Massa Settler

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <32>		Aliran <34>		Aliran <33>	
		Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
		Massa	(kg)	Massa	(kg)	Massa	(kg)
1	H <sub>2</sub> O	0.996	802349	0.078	210.204	0.999	802138.412
2	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.000	122.993	0.035	92.790	0.000	30.203
3	PCC	0.004	3157.93	0.887	2382.438	0.001	775.495
<b>TOTAL</b>		1.000	805630	1.000	2685.432	1.000	802944.110

Massa Masuk (Kg)		Massa Keluar (Kg)	
Aliran <32>	805629.54	Aliran <33>	802944.11
		Aliran <34>	2685.43
Total	805629.54	Total	805629.54

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

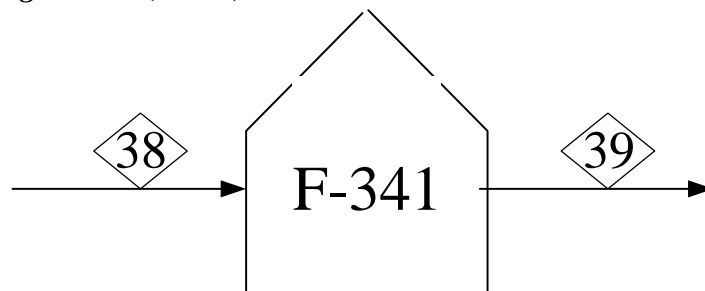


**Tabel A.31 Neraca Massa Plate & Frame Filter Press**

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <35>		Aliran <36>		Aliran <37>	
		Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
		Massa	(kg)	Massa	(kg)	Massa	(kg)
1	H <sub>2</sub> O	0.078	210.20	0.694	199.694	0.004	10.510
2	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.035	92.79	0.306	88.150	0.002	4.639
3	PCC	0.887	2382.4	0	0	0.994	2382.438
<b>TOTAL</b>		1	2685.43	1	287.844	1	2397.587

Massa Masuk (Kg)		Massa Keluar (Kg)	
Aliran <35>	2685.43	Aliran <37>	2397.59
		Aliran <36>	287.84
Total	2685.43	Total	2685.43

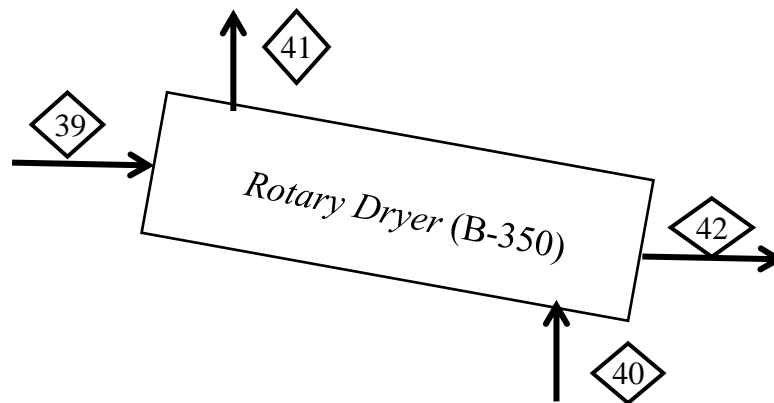
**A.11. Cake Storage Tank (F-341)**



**Tabel A.32 Neraca Massa Cake Storage Tank**

No	Komponen	Masuk		Keluar	
		Aliran <37>		Aliran <38>	
		Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
		Massa	(kg)	Massa	(kg)
1	H <sub>2</sub> O	0.00438	10.5102173	0.0044	10.510217
2	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00194	4.6394841	0.0019	4.6394841
3	PCC	0.99368	2382.43778	0.9937	2382.4378
<b>TOTAL</b>		1	2397.58748	1	2397.5875

### A.12. Rotary Dryer (B-350)



Komposisi H <sub>2</sub> O yang diinginkan	=	0.0009
RH <sub>0</sub> = Relative Humidity	=	0
T <sub>0</sub> = Udara masuk	=	30 °C
T <sub>1</sub> = Suhu Pemanasan udara	=	120 °C
T <sub>S</sub> = Suhu Saturated (dari grafik)	=	30 °C

Keterangan :

Aliran <39> = *Wet PCC* sebelum proses pengeringan.

Aliran <40> = Udara Pengeringan masuk.

Aliran <41> = Udara Pengeringan keluar.

Aliran <42> = *Dry PCC* setelah proses pengeringan.

Menghitung *moisture content* pada *bagasse* setelah keluar *Rotary Dryer*

Dari Appendix B Neraca Energi, didapatkan data-data sebagai berikut.

Humidity udara masuk (H1)	=	0	kg air/kg udara kering
Humidity udara keluar (H2)	=	0.0476	kg air/kg udara kering
Udara yang dibutuhkan	=	153.35	kg/jam
Udara kering (dry basis)	=	153.35	kg/jam
Moisture content PCC awal (x1)	=	0.0044	
Kandungan air pada PCC awal (M1)	=	10.51	kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Air pada udara masuk (m1)} &= H1 \times m \text{ udara} \\
 &= 0 \times 153.35 \\
 &= 0 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Air pada udara keluar (m2)} &= H2 \times m \text{ udara} \\
 &= 0.0476 \times 153.35 \\
 &= 7.2995 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Total

$$\begin{aligned}
 m1 + M1 &= m2 + M2 \\
 0.00 + 10.51 &= 7.30 + M2 \\
 M2 &= 3.21
 \end{aligned}$$

**Tabel A.33** Neraca Massa *Rotary Dryer*

No.	Komponen	Masuk			
		Aliran <39>		Aliran <40>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	H <sub>2</sub> O	0.004	11	0	0
2	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.002	5	0	0
3	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0.994	2382	0	0
4	N <sub>2</sub>	0.000	0	0.78	119.6
5	O <sub>2</sub>	0.000	0	0.01	1.5
6	CO <sub>2</sub>	0.000	0	0.21	32.2
Total		1.00	2397.6	1.00	153.35

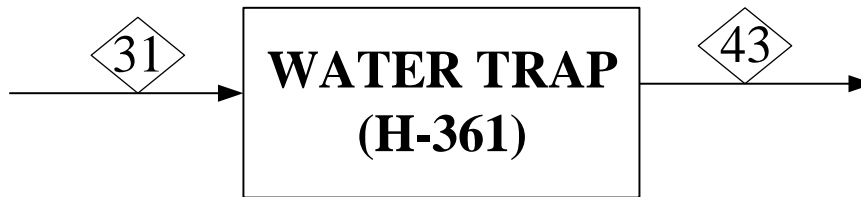
**Tabel A.34** Neraca Massa Keluar *Rotary Dryer*

No.	Komponen	Keluar			
		Aliran <42>		Aliran <41>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	H <sub>2</sub> O	0.000	0.01	0.064	10.50
2	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.002	4.64	0.000	0.00
3	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0.998	2382	0.000	0
4	N <sub>2</sub>	0.000	0	0.730	119.61
5	O <sub>2</sub>	0.000	0	0.009	1.53
6	CO <sub>2</sub>	0.000	0	0.197	32.20
Total		1.000	2387.09	1.000	163.85

Massa Masuk (Kg)		Massa Keluar (Kg)	
Aliran <39>	2397.59	Aliran <42>	2387.09
Aliran <40>	153.35	Aliran <41>	163.85
Total	2550.94	Total	2550.94



### A.13. Water Trap (H-361)



**Fungsi :** Mengurangi kadar H<sub>2</sub>O dalam biomethane

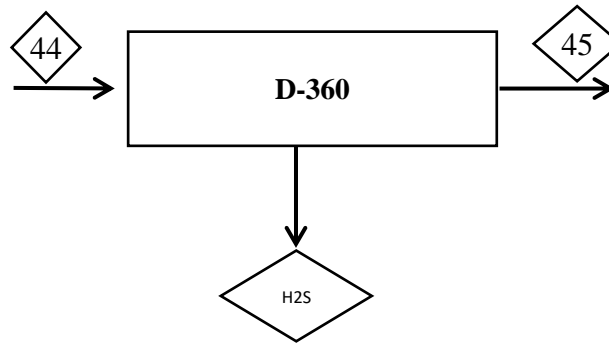
Air Tersaring : 96.85%

**Tabel A.35** Neraca Massa Water Trap

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <31>		H <sub>2</sub> O Tersaring		Aliran <43>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (Kg)
1	Nitrogen	0.0191	19.6	0	0	0.02007	19.6
2	CO <sub>2</sub>	0.0034	3.482432	0	0	0.00357	3.4824
3	CH <sub>4</sub>	0.8815	902.6748	0	0	0.92442	902.67
4	H <sub>2</sub> S	0.048	49.17465	0	0	0.05036	49.175
5	H <sub>2</sub> O	0.0479	49.07104	1	47.5253	0.00158	1.5457
Total		1	1024.003	1	47.52531	1	976.48

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <31>	1024.00	Aliran <43>	976.48
		Tersaring	47.53
Total	1024.00	Total	1024.00

#### A.14. H<sub>2</sub>S Removal (D-360)



**Fungsi :** Mengurangi kadar H<sub>2</sub>S dalam biomethane

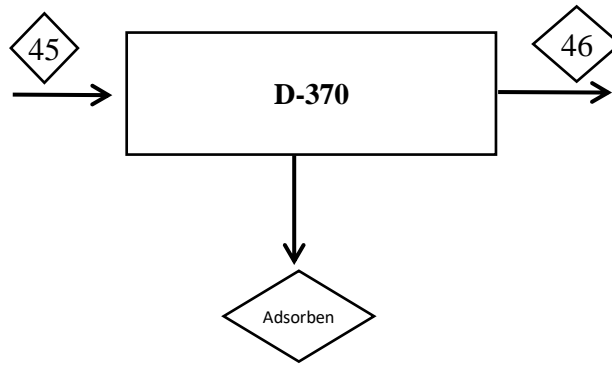
H<sub>2</sub>S Tersaring : 98.00% menggunakan Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

**Tabel A.36** Neraca Massa H<sub>2</sub>S Removal

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <44>		Terserap		Aliran <45>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (Kg)
1	Nitrogen	0.020	19.600	0	0	0.021	19.60
2	CO <sub>2</sub>	0.004	3.482	0	0	0.004	3.48
3	CH <sub>4</sub>	0.924	902.675	0	0	0.972	902.67
4	H <sub>2</sub> S	0.050	49.175	1	48.191	0.001	0.98
5	H <sub>2</sub> O	0.002	1.546	0	0	0.002	1.55
Total		1	976.478	1	48.191	1	928.29

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <45>	976.48	Aliran <46>	928.29
		Terserap	48.19
Total	976.48	Total	976.48

**A.15. Adsorber (D-370)**



**Fungsi:** Mengurangi kadar H<sub>2</sub>O dalam komposisi Biomethane  
Menyerap 0.4 kg air per kg silica gel

**Tabel A.37** Neraca Massa Adsorber

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <45>		Terserap		Aliran <46>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (Kg)
1	Nitrogen	0.0211	19.6	0	0	0.02113	19.6
2	CO2	0.0038	3.482432	0	0	0.00375	3.4824
3	CH4	0.9724	902.6748	0	0	0.97306	902.67
4	H2S	0.0011	0.983493	0	0	0.00106	0.9835
5	H2O	0.0017	1.545738	1	0.6183	0.001	0.9274
Total		1	928.2864	1	0.618295	1	927.67

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <46>	928.29	Aliran <47>	927.67
		Terserap	0.62
Total	928.29	Total	928.29

**APPENDIKS B**  
**PERHITUNGAN NERACA ENERGI BIOGAS**

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

No	Komponen	A	B	C	$\Delta H^{\circ}_f$ (kJ/kmol)	Cp kJ/kmol.K	Ref
1	Air (l)	8.712	0.0013	-1.8E-07	-285830		1
2	Minyak				-215800	460.7	2
3	Karbohidrat				-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	-1771505.6	0		3
12	Ca(OH) <sub>2</sub> (s)	89.538	0	0	-985667		3
13	DAP				-1172336	0	2
14	Urea				-239255	93.1	2
15	Slurry	0	0	0	0	0	-
16	NH <sub>4</sub> OH (aq)	155.48	0	0	-366477		3
17	CO <sub>2</sub> (g)	43.263	0.0115	-817972	-393510		3
18	CH <sub>4</sub> (g)	22.343	0.0481	0	-74520		3
19	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>				-1145070	142.26	2
20	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> (l)	8.712	0.0013	-1.8E-07	-699523		3
21	H <sub>2</sub> S (g)	3.913	0.0015	0	-23200		3
22	CH <sub>3</sub> COOH (l)	139.64	-0.3208	0.0008985	-486180		3
23	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> (l)	237.7	-0.7464	0.001829	-533800		2, 3
24	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> (l)	213.66	-0.7027	0.0016605	-509200		3
25	Glukosa				-1273024	11.831	2, 3
26	O <sub>2</sub> (g)	34.602	0.0011	-785336.8	0		3
27	CO (g)	3.376	0.001	0	-110000		1

Referensi :

1 Van Ness, 2005

4 Ponomarev, 1960

2 Dean, 1999

5 Charbonet, 1947

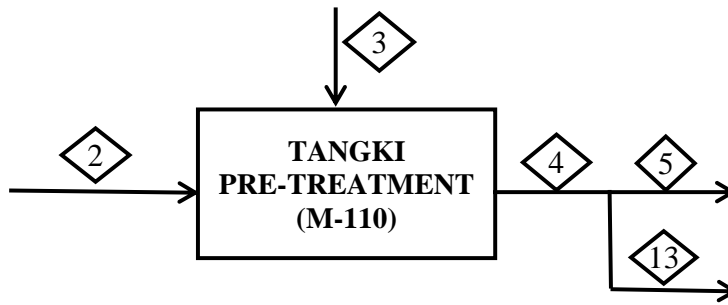
3 Perry, 2008

Keterangan :

$$C_p = (A + BT + CT^2) \times 8.314 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$C_p = (A + BT + CT^2) \times 8.314 \text{ kJ/kmol.K} \quad \text{untuk (1), (22), (23), (24)}$$

### B.1. Tangki Pre-treatment (M-110)



i) Menghitung Perubahan Enthalpi karena Perubahan Suhu

Untuk menghitung nilai integrasi Cp terhadap perubahan suhu masing-masing zat, digunakan persamaan berikut :

$$\int_{T_0}^T \frac{Cp^{ig}}{R} dT = \left[ A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right] (T - T_0) = \Delta H \text{ (i)}$$

Dimana :

$$\tau = \left[ \frac{T - T_0}{T_0} \right] + 1$$

T = Suhu operasi (K)

T<sub>0</sub> = Suhu reference (K)

R = 8.314 kJ/ kmol K

Lalu menghitung perubahan enthalpi dengan rumus :

$$\Delta H = \frac{m}{BM} \times \int_{T_0}^T Cp dT$$

dengan:

Δ H = Perubahan Enthalpi (kJ)

m = Massa Zat (kg)

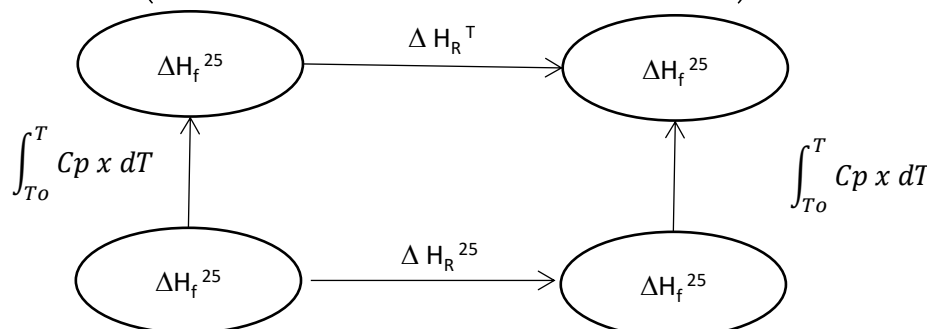
BM = Berat Molekul (kg/ kmol)

Cp = Spesific Heat (kJ/ kmol K)

T = Temperature (K)

ii) Menghitung Perubahan Enthalpi karena Reaksi Kimia

$$\Delta H_R = \left( \sum n_i \times \Delta H_{f,i} \text{ Produk} - \sum n_i \times \Delta H_{f,i} \text{ Reaktan} \right)$$



a. Energi Masuk

Kondisi operasi

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} = 101 \text{ Pa} = 1.01 \text{ bar}$$

$$\text{Suhu Aliran } \langle 2 \rangle = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Aliran } \langle 3 \rangle = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Reference} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$R = 8.314 \text{ kJ/kmol K}$$

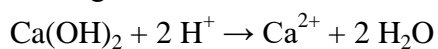
$$\tau_2 = 1.02$$

$$\tau_3 = 1.02$$

**Tabel B.2** Neraca Energi Masuk Tanki Pre-treatment (M-110)

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H$ (i) (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Air	18	27,303	378.378214	573936.688
2		Minyak	256	108	19151.299	8079.45427
3		Karbohidrat	162	618	976.994355	3727.05254
4		Protein	352	1,605	0	0
5		Lemak	786	246	0	0
6	$\langle 2 \rangle$	Nitrogen	28	21	1182.82944	887.122078
7		Fosfor	142	6	8433.25934	356.334902
8		Potassium	94	63	1201.60636	805.331925
9		Magnesium	40	18	1549.85337	697.434017
10		Kalsium	56	11	1784.55319	344.163829
11		Besi	160	1	4323.52019	32.4264014
12	$\langle 3 \rangle$	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	27	3722.07803	1373.24742
<b>Total</b>						<b>590,239</b>

b. Perhitungan  $\Delta H$  reaksi



$$H_f \text{Ca}^{2+} = -543,000 \text{ kJ/kmol (sumber : Perry, 1999)}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_r (i) &= \left( \sum n_i \times \Delta H_{f,i} \text{ Produk} - \sum n_i \times \Delta H_{f,i} \text{ Reaktan} \right) \\ &= (H_f \text{Ca}^{2+} + 2 \times H_f \text{H}_2\text{O}) - (2 \times H_f \text{H}^+ + H_f \text{Ca(OH)}_2) \\ &= ( -543,000 + ( 2 * -285,830 ) ) - ( 2 \times 0 ) + -985667 ) \\ &= -128,993 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol Ca(OH)}_2} \\ \Delta H_r &= \Delta H_r (i) \times \text{mol Ca(OH)}_2 \\ &= -128,993 \times 0.295157147 \\ &= \mathbf{-38,073 \text{ kJ}} \end{aligned}$$

b. Energi Keluar

Kondisi operasi

Tekanan = 1 atm = 101 Pa = 1.01 bar

Suhu Aliran <4> = 30 °C = 303 K (goal seek)

Suhu *Refference* = 25 °C = 298 K

R = 8.314 kJ/ kmol K

**Tabel B.3** Neraca Energi Aliran Keluar Tangki Pre-Treatment

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H_{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Air	18	27,303	402.766127	610929.087
2		Minyak	256	108	20420.2725	8614.80247
3		Karbohidrat	162	618	1041.73043	3974.00868
4		Protein	352	1,605	0	0
5		Lemak	786	246	0	0
6	<4>	Nitrogen	28	21	1261.23496	945.926219
7		Fosfor	142	6	8995.39896	380.08728
8		Potassium	94	63	1281.39583	858.807845
9		Magnesium	40	18	1653.05159	743.873213
10		Kalsium	56	11	1903.18907	367.043606
11		Besi	160	1	4611.43969	34.5857977
12		Ca(OH)2	74	27	3968.70456	1464.2394
<b>Total</b>						<b>628,312</b>

Dengan mengansumsikan pada proses netralisasi ini akumulasi sama dengan nol maka

$$0 = \text{Total Enthalpi masuk} - \text{Total Enthalpi keluar} - \text{DH reaksi} + W - Q_{\text{lo}}$$

$$\text{Energi Masuk} = \text{Energi Keluar}$$

$$\text{Total Enthalpi masuk} = \text{Total Entalpi Keluar} + \text{Entalpi reaksi}$$

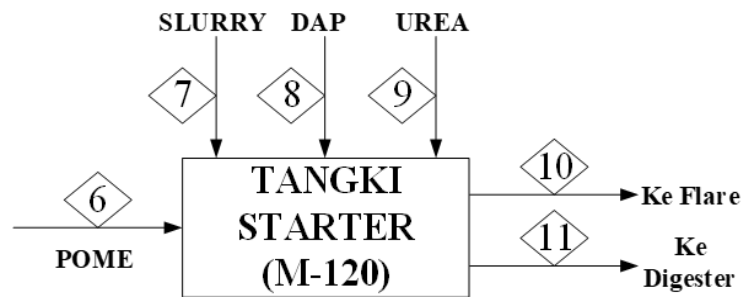
$$590,239 = 628,312 + -38,073$$

$$590239.2554 = 590239.2554$$

**Tabel B.4** Neraca Energi Tangki Pre-Treatment

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk 590,239	Entalpi Keluar 628,312
2		Entalpi Reaksi -38,073
<b>TOTAL</b>		<b>590,239</b>

## B.2. Tangki Starter (M-120)



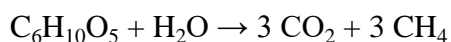
T	Reff	=	25	°C	=	298	°C
T	6	=	30.331	°C	=	303	°C
T	9	=	30	°C	=	303	°C
T	8	=	30	°C	=	303	°C
T	7	=	30	°C	=	303	°C

**Tabel B.5** Neraca Energi Aliran Masuk Tangki Starter

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Air	18	1820.91	402.766127	40744.4564
2		Minyak	256	7.20	20420.2725	574.320165
3		Karbohidrat	162	41.20	1041.73043	264.933912
4		Protein	352	107.00	0	0
5		Lemak	786	16.40	0	0
6		Nitrogen	28	1.40	1261.23496	63.0617479
7		Fosfor	142	0.40	8995.39896	25.339152
8	<6>	Potassium	94	4.20	1281.39583	57.2538563
9		Magnesium	40	1.20	1653.05159	49.5915476
10		Kalsium	56	0.72	1903.18907	24.4695737
11		Besi	160	0.08	4611.43969	2.30571984
12		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	0.36	3968.70456	19.523192
13	<9>	DAP	132	24.60	0	0
14	<8>	Urea	60	82.00	3870.167	5289.22823
15	<7>	Slurry		171.82	0	0
<b>TOTAL</b>						47114.4835

Perhitungan  $\Delta H$  reaksi

Reaksi 1 (Glukosa)

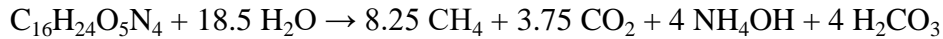


$$\begin{aligned} \Delta H_r (i) &= \left( \sum n_i \times \Delta H_{f,i} \text{ Produk} - \sum n_i \times \Delta H_{f,i} \text{ Reaktan} \right) \\ &= ( 3 * H_f CO_2 + 3 * H_f CH_4 ) - ( H_f C_6H_{10}O_5 + H_f H_2O ) \\ &= ( ( 3 * -393510 ) + ( 3 * ##### ) ) - ( -1273024 + -285830 ) \\ &= 154764 \quad \text{kJ / kmol } C_6H_{10}O_5 \end{aligned}$$



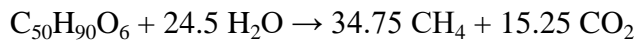
$$\begin{aligned}
\Delta H_r &= \Delta H_r (i) * \text{mol } C_6H_{10}O_5 \\
&= 154,764 * 0.216173 \\
&= 33455.77 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

Reaksi 2 (Protein)



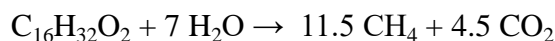
$$\begin{aligned}
\Delta H_r (i) &= \left( \sum n_i x \Delta H_{f_i} \text{ Produk} - \sum n_i x \Delta H_{f_i} \text{ Reaktan} \right) \\
&= ( 8.25 * H_f CH_4 + 3.75 * H_f CO_2 + 4 * H_f NH_4OH + 4 * H_f H_2CO_3 ) \\
&\quad - ( H_f C_{16}H_{24}O_5N_4 + 18.5 * H_f H_2O ) \\
&= ( ( 8.3 * -74,520 ) + ( 3.75 * -393510 ) + ( 4 * -366477 ) + \\
&\quad ( 4 * -699,523 ) ) - ( -1009700 + ( 18.5 * -285,830 ) ) \\
&= -56,898 \text{ Kj / kmol } C_{16}H_{24}O_5N_4 \\
\Delta H_{r2} &= \Delta H_r (i) * \text{mol } C_{16}H_{24}O_5N_4 \\
&= -56,898 * 0.258381 \\
&= -14,701 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

Reaksi 3 (Lemak)



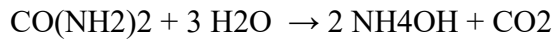
$$\begin{aligned}
\Delta H_r (i) &= \left( \sum n_i x \Delta H_{f_i} \text{ Produk} - \sum n_i x \Delta H_{f_i} \text{ Reaktan} \right) \\
&= ( 34.75 * H_f CH_4 + 15.25 * H_f CO_2 ) - ( H_f C_{50}H_{90}O_6 + 24.5 * H_f H_2O ) \\
&= ( ( 34.8 * -74,520 + 15 * -393510 ) - ( -2468000 + \\
&\quad 24.5 * -285,830 ) ) \\
&= 880,238 \text{ kJ / kmol } C_{50}H_{90}O_6 \\
\Delta H_{r3} &= \Delta H_r (i) * \text{mol } C_{50}H_{90}O_6 \\
&= 880,238 * 0.017735 \\
&= 15,611 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

Reaksi 4 (minyak)



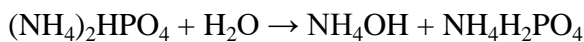
$$\begin{aligned}
\Delta H_r (i) &= \left( \sum n_i x \Delta H_{f_i} \text{ Produk} - \sum n_i x \Delta H_{f_i} \text{ Reaktan} \right) \\
&= ( 11.5 * H_f CH_4 + 4.5 * H_f CO_2 ) - ( H_f C_{16}H_{32}O_2 + 7 * H_f H_2O ) \\
&= ( 11.5 * -74,520 + 4.5 * -393510 ) - ( -215800 + \\
&\quad 7 * -285830 ) \\
&= -411,165 \text{ kJ / kmol } C_{16}H_{32}O_2 \\
\Delta H_{r4} &= \Delta H_r (i) * \text{mol } C_{16}H_{32}O_2 \\
&= -411,165 * 0.023906 \\
&= -9,829 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

Reaksi 5 (urea)



$$\begin{aligned} \Delta H_r (i) &= \left( \sum n_i \times \Delta H_{f,i} \text{ Produk} - \sum n_i \times \Delta H_{f,i} \text{ Reaktan} \right) \\ &= ( 2 * H_f \text{NH}_4\text{OH} + H_f \text{CO}_2 ) - ( H_f \text{CO}(\text{NH}_2)_2 + 3 * H_f \text{H}_2\text{O} ) \\ &= ( 2 * -366477 + -393,510 ) - ( -239255 + ( 3 * -285830 ) ) \\ &= -29,719 \text{ kJ / kmolCO}(\text{NH}_2)_2 \\ \Delta H_{r5} &= \Delta H_r (i) * \text{mol CO}(\text{NH}_2)_2 \\ &= -29,719 * 1.161667 \\ &= -34,524 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Reaksi 6 (DAP)



$$\begin{aligned} \Delta H_r (i) &= \left( \sum n_i \times \Delta H_{f,i} \text{ Produk} - \sum n_i \times \Delta H_{f,i} \text{ Reaktan} \right) \\ &= ( H_f \text{NH}_4\text{OH} + H_f \text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4 ) - ( H_f (\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 + H_f \text{H}_2\text{O} ) \\ &= ( -366477 + -1145070 ) - ( -1172336 + -285830 ) \\ &= -53,381 \text{ kJ / kmol}(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 \\ \Delta H_{r6} &= \Delta H_r (i) * \text{mol } (\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 \\ &= -53,381 * 0.158409 \\ &= -8,456 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta H_r &= \Delta H_{r1} + \Delta H_{r2} + \Delta H_{r3} + \Delta H_{r4} + \Delta H_{r5} + \Delta H_{r6} \\ &= 33455.77 + -14701.21 + 15611.337 + -9829.413 + -34523.57 \\ &\quad + -8456.0357 \\ &= -18,443 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Kondisi operasi

Tekanan	=	1 atm	=	101 Pa	=	1.01 bar
Suhu Aliran <10>	=	30 °C	=	303 K		(goal seek)
Suhu Aliran <11>	=	30 °C	=	303 K		(goal seek)
Suhu <i>Refference</i>	=	25 °C	=	298 K		
R	=	8.314				kJ/ kmol K

**Tabel B.6** Neraca Energi Aliran Keluar Tangki Starter

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Air	18	1678.24	380.56	35481.595
2		Minyak	256	1.08	19294.68	81.3994223
3		Karbohidrat	162	6.18	984.31	37.5495564
4		Protein	352	16.05	0.00	0
5		Lemak	786	2.46	0.00	0

6		Fosfor	142	0.40	8496.75	23.9345171
7		Potassium	94	4.20	1210.62	54.091557
8		Magnesium	40	1.20	1561.51	46.8453134
9	<11>	Kalsium	56	0.72	1797.96	23.1165671
10		Besi	160	0.08	4356.04	2.17802139
11		Ca(OH)2	74	0.36	3749.94	18.4470457
12		DAP	132	12.30	0.00	0
13		Urea	60	41.00	3899.14	2664.41339
14		Slurry		171.82	0.00	0
15		NH4OH	35	87.27	6511.85955	16236.4832
16		NH4H2PO4	115	10.72	5958.02231	555.179351
17		H2CO3	62	64.08	380.609651	393.368725
18		Nitrogen	28	1.40	1191.68814	59.5844068
19	<10>	CO2	44	118.43	1577.27372	4245.48742
20		CH4	16	57.71	1541.62826	5560.32927
21		Air	18	3	381	73.6060179
<b>TOTAL</b>						65,558

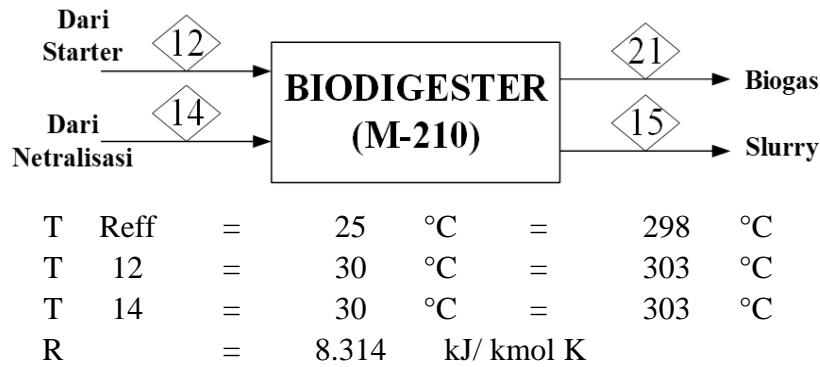
Dengan mengansumsikan pada tangki starter ini akumulasi sama dengan nol maka  
 $0 = \text{Total Enthalpi masuk} - \text{Total Enthalpi keluar} - \text{DH reaksi} + W - Q \text{ lost}$

$$\begin{aligned} \text{Energi Masuk} &= \text{Energi Keluar} \\ \text{Total Enthalpi masuk} &= \text{Total Entalpi Keluar} + \text{Entalpi reaksi} \\ 47,114 &= 65,558 + -18,443 \\ 47114.48346 &= 47114.48346 \end{aligned}$$

**Tabel B.7 Neraca Energi Tangki Starter**

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk 47,114	Entalpi Keluar 65,558
2		Entalpi Reaksi -18,443
<b>TOTAL</b>		47,114

### B.3. Biodigester (M-210)



**Tabel B.8** Neraca Energi Aliran Masuk Biodigester

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Air	18	25,493	402.766127	570422.389
2		Minyak	256	101	20420.2725	8040.4823
3		Karbohidrat	162	577	1041.73043	3709.07477
4		Protein	352	1,498	0	0
5		Lemak	786	230	0	0
6	<14>	Nitrogen	28	20	1261.23496	882.864471
7		Fosfor	142	6	8995.39896	354.748128
8		Potassium	94	59	1281.39583	801.553988
9		Magnesium	40	17	1653.05159	694.281666
10		Kalsium	56	10	1903.18907	342.574032
11		Besi	160	1	4611.43969	32.2800778
12		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	5	3968.70456	273.324687
1		Air	18	1678.24	380.56	35481.595
2		Minyak	256	1.08	19294.68	81.3994223
3		Karbohidrat	162	6.18	984.31	37.5495564
4		Protein	352	16.05	0.00	0
5		Lemak	786	2.46	0.00	0
6		Fosfor	142	0.40	8496.75	23.9345171
7		Potassium	94	4.20	1210.62	54.091557
8		Magnesium	40	1.20	1561.51	46.8453134
9	<12>	Kalsium	56	0.72	1797.96	23.1165671
10		Besi	160	0.08	4356.04	2.17802139
11		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	0.36	3749.94	18.4470457
12		DAP	132	12.30	0.00	0
13		Urea	60	41.00	3899.14	2664.41339
14		Slurry		171.82	0.00	0
15		NH <sub>4</sub> OH	35	87.27	6511.86	16236.4832
16		NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	115	10.72	5958.02	555.179351
17		H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	62	64.08	380.61	393.368725
<b>TOTAL</b>						641,172

**Perhitungan ΔH reaksi**

**Tabel B.9** Reaksi pada Digester Tank (M-210)

No	Reaksi yang terjadi
<b>Reaksi Hidrolisis</b>	
1	Karbohidrat → Glukosa
<b>Reaksi Asidogenesis</b>	
2	Glukosa + 2 H <sub>2</sub> O → 2 Asam asetat + 2 CO <sub>2</sub> + 4 H <sub>2</sub>
3	Glukosa → As. Butirat + 2CO <sub>2</sub> + 2 H <sub>2</sub>
4	Glukosa + 2 H <sub>2</sub> → As. Propionat + 2 H <sub>2</sub> O
<b>Reaksi Asitogenesis</b>	
5	As. Propionat + 2H <sub>2</sub> O → As. Asetat + CO <sub>2</sub> + 3H <sub>2</sub>
6	As. Butirat + 2H <sub>2</sub> O → 2 As. Asetat + 2H <sub>2</sub>
<b>Reaksi Metanogenesis</b>	
7	As. Asetat → CH <sub>4</sub> + CO <sub>2</sub>
8	CO <sub>2</sub> + 4H <sub>2</sub> → CH <sub>4</sub> + 2H <sub>2</sub> O
<b>Reaksi Tambahan</b>	
9	Protein+18,5H <sub>2</sub> O → 8,25CH <sub>4</sub> + 3,75CO <sub>2</sub> + 4NH <sub>4</sub> OH + 4H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
10	Lemak + 24.5 H <sub>2</sub> O → 34.75 CH <sub>4</sub> + 15.3 CO <sub>2</sub>
11	Minyak + 7 H <sub>2</sub> O → 11.5 CH <sub>4</sub> + 5 CO <sub>2</sub>
12	CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> + 3H <sub>2</sub> O → 2NH <sub>4</sub> OH + CO <sub>2</sub>
13	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> + H <sub>2</sub> O → NH <sub>4</sub> OH + NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>

**Tabel B.10** Enthalphi Reaksi pada Tangki Digester (M-210)

<b>Panas Reaksi</b>				
No	Komponen	ΔH <sup>0</sup> <sub>f</sub> (kJ/kmol)	Kmol bereaksi	ΔH <sub>R</sub> (kJ)
1	Karbohidrat	-1,271,000	3.598641975	-7283.651358
	Glukosa	-1,273,024	3.598641975	
2	Glukosa	-1,273,024	0.647755556	-4855.575644
	H <sub>2</sub> O	-285,830	1.295511111	
	Asam Asetat	-486,180	1.295511111	
	CO <sub>2</sub>	-393,510	1.295511111	
	H <sub>2</sub>	-23,200	2.591022222	
3	Glukosa	-1,273,024	2.105205556	-198301.9425
	As. Butirat	-533,800	2.105205556	
	CO <sub>2</sub>	-393,510	4.210411111	
	H <sub>2</sub>	-23,200	4.210411111	
4	Glukosa	-1,273,024	0.485816667	-131479.4794
	As. Propionat	-509,200	0.971633333	
	H <sub>2</sub> O	-285,830	0.971633333	
	H <sub>2</sub>	-23,200	0.971633333	

5	As. Propionat	-509,200	0.87447	115054.0179
	H <sub>2</sub> O	-285,830	1.74894	
	As. Asetat	-486,180	0.87447	
	CO <sub>2</sub>	-393,510	0.87447	
6	H <sub>2</sub>	-23,200	2.62341	164269.1895
	As. Butirat	-533,800	1.894685	
	H <sub>2</sub> O	-285,830	3.78937	
	As.asetat	-486,180	3.78937	
7	H <sub>2</sub>	-23,200	3.78937	76183.8264
	As. Asetat	-486,180	4.197456	
	CH <sub>4</sub>	-74,520	4.197456	
	CO <sub>2</sub>	-393,510	4.197456	
8	CO <sub>2</sub>	-393,510	2.973198	-475325.1643
	H <sub>2</sub>	-23,200	11.892792	
	CH <sub>4</sub>	-74,520	2.973198	
	H <sub>2</sub> O	-285,830	5.946396	
9	Protein	-1,009,700	4.301278409	-587748.1882
	H <sub>2</sub> O	-285,830	79.57365057	
	CH <sub>4</sub>	-74,520	34.41022727	
	CO <sub>2</sub>	-393,510	17.20511364	
	NH <sub>4</sub> OH	-366,477	17.20511364	
	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-699,523	17.20511364	
10	Lemak	-2,468,000	0.29524173	254073.8139
	Air	-285,830	7.233422392	
	CH <sub>4</sub>	-74,520	10.25965013	
	CO <sub>2</sub>	-393,510	4.517198473	
11	Minyak	-215,800	0.39796875	-241933.1625
	Air	-285,830	2.78578125	
	CH <sub>4</sub>	-74,520	4.576640625	
	CO <sub>2</sub>	-393,510	1.98984375	
12	Urea	-239,255	0.341666667	-10153.99167
	Air	-285,830	1.025	
	NH <sub>4</sub> OH	-366,477	0.683333333	
	CO <sub>2</sub>	-393,510	0.341666667	
13	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	-1,145,070	0.046590909	-3757.417045
	H <sub>2</sub> O	-285,830	0.046590909	
	NH <sub>4</sub> OH	-366,477	0.046590909	
	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	-1,145,070	0.046590909	
<b>TOTAL</b>				<b>-1051257.725</b>

Kondisi operasi

Suhu Aliran <15> = 35 °C = 308 K (goal seek)

Suhu Aliran <21> = 35 °C = 308 K (goal seek)

Suhu *Refference* = 25 °C = 298 K

R = 8.314 kJ/kmol K

**Tabel B.11 Neraca Energi Aliran Keluar Biodigester**

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Air	18	25491.446	771.448885	1092519.3
2		Karbohidrat	162	58.298	1994.66887	717.809913
3		Fosfor	142	6	17318.4448	731.765272
4		Potassium	94	63	2458.37746	1647.63596
5		Magnesium	40	18	3179.19532	1430.6379
6		Kalsium	56	10.8	3655.05395	704.903261
7		Besi	160	1.2	8869.99156	66.5249367
8		Ca(OH)2	74	5.4604072	7599.13622	560.734842
9	<15>	DAP	132	6.15	0	0
10		Urea	60	20.5	7901.4803	2699.67244
11		Slurry	0	171.81945	0	0
12		NH4OH	35	714.99432	13196.0662	269574.639
13		NH4H2PO4	115	16.073864	12073.7335	1687.57866
14		H2CO3	62	1130.7955	771.567043	14072.3307
15		As Asetat	60	105.71371	10608.2411	18690.6081
16		As Butirat	88	18.525809	15240.0491	3208.34361
17		As Propionat	74	7.1900867	13009.2149	1264.01868
1		Nitrogen	28	19.6	2415.83433	1691.08403
2		CO <sub>2</sub>	44	1392.9728	3211.68613	101677.078
3	<21>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	3134.61603	176846.172
4		H <sub>2</sub> S	34	49.17	370.448606	535.784757
5		H <sub>2</sub> O	18	49.071043	771.448885	2103.10007
<b>TOTAL</b>						<b>1,692,430</b>

Dengan mengansumsikan pada tangki starter ini akumulasi sama dengan nol maka

$$0 = \text{Total Enthalpi masuk} - \text{Total Enthalpi keluar} - \text{DH reaksi} + W - Q \text{ loss}$$

$$\text{Energi Masuk} = \text{Energi Keluar}$$

$$\text{Total Enthalpi masuk} = \text{Total Entalpi Keluar} + \text{Entalpi reaksi}$$

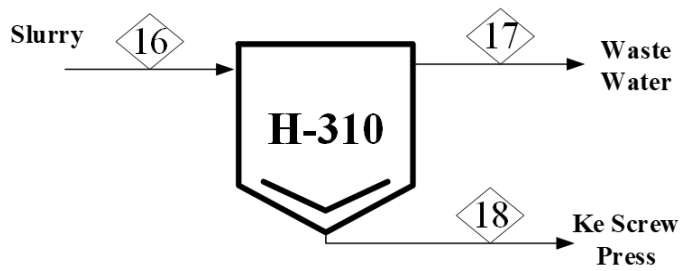
$$641,172 = 1,692,430 + -1,051,258$$

$$641172.1748 = 641172$$

**Tabel B.12 Neraca Energi Tangki Biodigester**

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk	Entalpi Keluar
2		Entalpi Reaksi
<b>TOTAL</b>		

#### B.4. Clarifier (H-310)



Kondisi Operasi

Suhu Aliran <16> = 35 °C = 308 K

Suhu *Refference* = 25 °C = 298 K

R = 8.314 kJ/ kmol K

**Tabel B.13** Neraca Energi Aliran Masuk Clarifier

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Air	18	25491.446	771.448885	1092519.3
2		Karbohidrat	162	58.298	1994.66887	717.809913
3		Fosfor	142	6	17318.4448	731.765272
4		Potassium	94	63	2458.37746	1647.63596
5		Magnesium	40	18	3179.19532	1430.6379
6		Kalsium	56	10.8	3655.05395	704.903261
7		Besi	160	1.2	8869.99156	66.5249367
8		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	5.4604072	7599.13622	560.734842
9	<16>	DAP	132	6.15	0	0
10		Urea	60	20.5	7901.4803	2699.67244
11		Slurry	0	171.81945	0	0
12		NH <sub>4</sub> OH	35	714.99432	13196.0662	269574.639
13		NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	115	16.073864	12073.7335	1687.57866
14		H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	62	1130.7955	771.567043	14072.3307
15		As Asetat	60	105.71371	10608.2411	18690.6081
16		As Butirat	88	18.525809	15240.0491	3208.34361
17		As Propionat	74	7.1900867	13009.2149	1264.01868
<b>TOTAL</b>						<b>1,409,577</b>



Kondisi operasi

Suhu Aliran <17> = 35 °C = 308 K (goal seek)

Suhu Aliran <18> = 35 °C = 308 K (goal seek)

Suhu *Refference* = 25 °C = 298 K

R = 8.314 kJ/kmol K

**Tabel B.14** Neraca Energi Aliran Keluar Clarifier

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Air	18	18151.793	771.449155	777954.752
2		Fosfor	142	6	17318.4509	731.765531
3		Potassium	94	63	2458.37833	1647.63654
4	<17>	Magnesium	40	18	3179.19645	1430.6384
5		Kalsium	56	10.8	3655.05523	704.903509
6		Besi	160	1.2	8869.99469	66.5249602
7		DAP	132	6.15	0	0
1		Air	18	7339.6526	771.449155	314564.934
2		Karbohidrat	162	58.298	1994.66957	717.810164
3		Ca(OH)2	74	5.4604072	7599.13888	560.735038
4		Urea	60	20.5	7901.48306	2699.67338
5		Slurry	0	171.81945	0	0
6	<18>	NH4OH	35	714.99432	13196.0708	269574.733
7		NH4H2PO4	115	16.073864	12073.7377	1687.57925
8		H2CO3	62	1130.7955	771.567313	14072.3356
9		As Asetat	60	105.71371	10608.2448	18690.6147
10		As Butirat	88	18.525809	15240.0545	3208.34474
11		As Propionat	74	7.1900867	13009.2195	1264.01913
<b>TOTAL</b>						1,409,577

Dengan mengansumsikan pada tangki starter ini akumulasi sama dengan nol maka

$$0 = \text{Total Enthalpi masuk} - \text{Total Enthalpi keluar} - \text{DH reaksi} + W - Q \text{ loss}$$

$$\text{Energi Masuk} = \text{Energi Keluar}$$

$$\text{Total Enthalpi masuk} = \text{Total Entalpi Keluar} + \text{Entalpi reaksi}$$

$$1,409,577 = 1,409,577 + 0$$

$$1409576.507 = 1409577$$

**Tabel B.15** Neraca Energi Clarifier

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk 1,409,577	Entalpi Keluar 1,409,577
2		Entalpi Reaksi 0
<b>TOTAL</b>		1,409,577

### B.5. Screw Press (H-320)



Kondisi Operasi

Suhu Aliran <18> = 35 °C = 308 K

Suhu *Refference* = 25 °C = 298 K

R = 8.314 kJ/ kmol K

**Tabel B.16** Neraca Energi Aliran Masuk Screw Press

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H$ (i) (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Air	18	7339.6526	771.449155	314564.934
2		Karbohidrat	162	0.58298	1994.66957	717.810164
3		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	0.5460407	7599.13888	560.735038
4		Urea	60	0	7901.48306	2699.67338
5		Slurry	0	0	0	0
6	<18>	NH <sub>4</sub> OH	35	428.99659	13196.0708	269574.733
7		NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	115	9.6443182	12073.7377	1687.57925
8		H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	62	678.47727	771.567313	14072.3356
9		As Asetat	60	63.428224	10608.2448	18690.6147
10		As Butirat	88	11.115485	15240.0545	3208.34474
11		As Propionat	74	4.314052	13009.2195	1264.01913
<b>TOTAL</b>						<b>627,041</b>

Kondisi operasi

Suhu Aliran <19> = 35 °C = 308 K (goal seek)

Suhu Aliran <20> = 35 °C = 308 K (goal seek)

Suhu *Refference* = 25 °C = 298 K

R = 8.314 kJ/ kmol K

**Tabel B.17** Neraca Energi Aliran Keluar Screw Press

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H$ (i) (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Air	18	2935.8611	773.940301	126232.288
2		Karbohidrat	162	57.71502	2001.1064	712.925282
3	<19>	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	4.9143665	7623.66141	506.290084
4		Urea	60	20.5	2001.1064	683.711352
5		Slurry	0	171.81945	0	0

6	NH <sub>4</sub> OH	35	285.99773	13238.6547	108177.862
7	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	115	6.4295455	12112.6998	677.210036
8	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	62	452.31818	774.058924	5647.1117
9	As Asetat	60	42.285483	10642.7964	7500.59641
10	As Butirat	88	7.4103236	15289.7521	1287.52284
11	As Propionat	74	2.8760347	13051.6353	507.256156
1	Air	18	4403.7916	773.940301	189348.432
2	Karbohidrat	162	0.58298	2001.1064	7.20126548
3	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	0.5460407	7623.66141	56.2544538
4	NH <sub>4</sub> OH	35	428.99659	13238.6547	162266.793
5	<20> NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	115	9.6443182	12112.6998	1015.81505
6	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	62	678.47727	774.058924	8470.66755
7	As Asetat	60	63.428224	10642.7964	11250.8946
8	As Butirat	88	11.115485	15289.7521	1931.28426
9	As Propionat	74	4.314052	13051.6353	760.884234
<b>TOTAL</b>					<b>627,041</b>

Dengan mengansumsikan pada tangki starter ini akumulasi sama dengan nol maka

$$0 = \text{Total Enthalpi masuk} - \text{Total Enthalpi keluar} - \text{DH reaksi} + W - Q \text{ lo:}$$

$$\text{Energi Masuk} = \text{Energi Keluar}$$

$$\text{Total Enthalpi masuk} = \text{Total Entalpi Keluar} + \text{Entalpi reaksi}$$

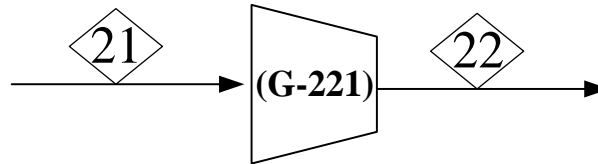
$$627,041 = 627,041 + 0$$

$$627040.7792 = 627041$$

**Tabel B.18** Neraca Energi Screw Press

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk 627,041	Entalpi Keluar 627,041
2		Entalpi Reaksi 0
<b>TOTAL</b>		<b>627,041</b>

### B.6. Compressor (G-221)



Kondisi operasi

Suhu Aliran <21> = 35 °C = 308 K    P1 = 1.2 atm

Suhu Aliran <22> = 83 °C = 357 K    P2 = 2 atm

Suhu *Reference* = 25 °C = 298 K

R = 8.314 kJ/kmol K

**Tabel B.19** Neraca Energi Aliran Masuk Compressor

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	2415.83433	1691.08403
2		CO <sub>2</sub>	44	1392.9728	3211.68613	101677.078
3	<21>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	3134.61603	176846.172
4		H <sub>2</sub> S	2	49.174653	370.448606	535.784757
5		H <sub>2</sub> O	18	49.071043	771.448885	2103.10007
<b>TOTAL</b>						282853.218

Ratio *specific heat* (Cp/Cv)    K = 1.3 ( heat capacity ratio for polyatomic gases, van ness, 2001 )

Ditentukan efisiensi : 80 % ( ulrich, tabel 4-9, hal 120 )

$$\eta_s = 0.8$$

$$T_2 = T_1 \left[ 1 + (1/n) \left[ (P_2/P_1)^{(k-1)/k} - 1 \right] \right] \quad (\text{walas, hal 161})$$

Dengan nilai T 21 = 308 K

maka nilai T 22

$$T_{22} = T_{21} \left[ 1 + (1/n) \left[ (P_{22}/P_{21})^{(k-1)/k} - 1 \right] \right]$$

$$T_{22} = 357 \text{ K}$$

**Tabel B.20** Neraca Energi Aliran Keluar Compressor

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H$ (i) (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	13877.425	9714.19749
2		CO <sub>2</sub>	44	1392.9728	19102.7627	604764.294
3	<22>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	18506.3972	1044078.59
4		H <sub>2</sub>	2	49.174653	2137.92883	52565.9545
5		H <sub>2</sub> O	18	49.071043	4429.70466	12076.1237
<b>TOTAL</b>						<b>1,723,199</b>

Dengan mengansumsikan pada tangki starter ini akumulasi sama dengan nol maka

$$0 = \text{Total Enthalpi masuk} - \text{Total Enthalpi keluar} - \text{DH reaksi} + W - Q \text{ lost}$$

$$\text{Energi Masuk} = \text{Energi Keluar}$$

$$\text{Total Enthalpi masuk} = \text{Total Enthalpi Keluar} - W$$

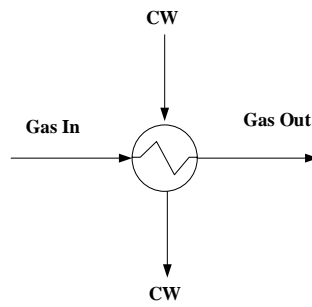
$$282,853 = 1,723,199 - 1,440,346$$

$$282853.2182 = 282853.2182$$

**Tabel B.21** Neraca Energi Compressor

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk 282,853	Entalpi Keluar 1,723,199
2	Ws 1,440,346	
<b>TOTAL</b>		<b>1,723,199</b>

### B.7. Intercooler Compressor (G-221)



Kondisi operasi

$$\text{Suhu Gas in} = 83 \text{ } ^\circ\text{C} = 357 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Gas out} = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$R = 8.314 \text{ kJ/kmol K}$$

**Tabel B.22** Neraca Energi Aliran Masuk Intercooler

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	13877.425	9714.19749
2		CO <sub>2</sub>	44	1392.9728	19102.7627	604764.294
3	Gas in	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	18506.3972	1044078.59
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	2137.92883	52565.9545
5		H <sub>2</sub> O	18	49.071043	4429.70466	12076.1237
<b>TOTAL</b>						1,723,199

**Tabel B.23** Neraca Energi Aliran Keluar Intercooler

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	3551.09725	2485.76807
2		CO <sub>2</sub>	44	1392.9728	4739.68216	150051.099
3	Gas out	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	4620.40765	260670.333
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	544.785471	787.930489
5		H <sub>2</sub> O	18	49.071043	1133.92888	3091.28181
<b>TOTAL</b>						417,086

$$T \text{ Water in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T \text{ Water out} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

Persamaan neraca panas Cooler :

$$H_{21} + H_{CW \text{ in}} = H_{22} + H_{CW \text{ out}}$$

$$H_{21} - H_{22} = H_{CW \text{ out}} - H_{CW \text{ in}}$$

$$m_{gas} (\hat{H}_{21} - \hat{H}_{22}) = m_{air} (\hat{H}_{CW \text{ out}} - \hat{H}_{CW \text{ in}})$$

Menghitung kebutuhan air pendingin :

$$m_{air} = \frac{m_{gas}(\hat{H}_{21} - \hat{H}_{22})}{(\hat{H}_{air\ keluar} - \hat{H}_{air\ masuk})}$$

Asumsi air pendingin suhu 30°C ke 50°C

$\Delta H_{(i)}$ in water	=	377.728896 kJ/kmol
$\Delta H_{(i)}$ out water	=	1891.11595 kJ/kmol
$\Delta H$ in gas	=	1723199.16 kJ/kg
$\Delta H$ out gas	=	417086.412 kJ/kg
m air	=	15534.7103 kg/jam

**Tabel B.24** Neraca Energi Intercooler

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	$\Delta H$ in gas 1,723,199	$\Delta H$ out gas 417,086
2	Q -1,306,113	
<b>TOTAL</b>		417,086





)

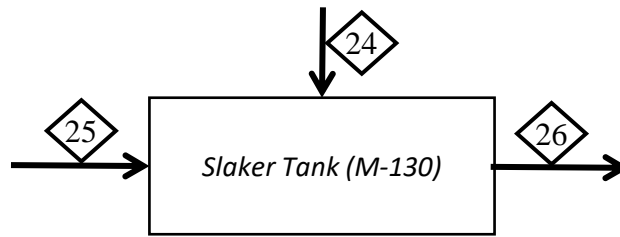
**APPENDIKS B**  
**PERHITUNGAN NERACA ENERGI PCC**

**Tabel B.25** Cp dan Heat of Formation (Hf)

No	Komponen	A	B	C	D	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H_f^\circ$	BM	Reff	
1	CaO	6.104	4E-04	0	-1.E+05	$(A+BT+DT-2) * 8.314 / Mr$	-635090	56	1	
2	H <sub>2</sub> O (l)	8.712	0.001	-0	0.E+00	$(A+BT+CT2) * 8.314 / Mr$	-285800	18	1	
3	H <sub>2</sub> O (g)	3.47	0.001	0	1.E+04	$(A+BT+CT2+DT-2) * 8.314 / Mr$	-241818	18	1	
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	9.597	0.005	0	0.E+00	$(A+BT+DT-2) * 8.314 / Mr$	-986600	74	1	
5	CO <sub>2</sub>	5.457	-0	0	-1.E+05	$(A+BT+CT2+DT-2) * 8.314 / Mr$	-393509	44	1	
6	CaCO <sub>3</sub>	12.57	0.003	0	-3.E+05	$(A+BT+DT-2) * 8.314 / Mr$	-1206920	100	1	
7	SiO <sub>2</sub>	4.871	0.005	0	1.E+05	$(A+BT+DT-2) * 8.314 / Mr$		84	1	
8	MgO	-	-	-	-	0.877	-601800	40	2	
9	C	1.771	8E-04	0	-9.E+04	$(A+BT+DT-2) * 8.314 / Mr$	0	12	1	
10	S	4.114	-0	0	-8.E+04	$(A+BT+DT-2) * 8.314 / Mr$	0	32	1	
11	Udara	-	$C_p = 1.9327E-10*T^4 - 7.9999E-07*T^3 + 1.1407E-03*T^2 - 4.4890E-01*T + 1.0575E+03$					0	29	3

- sumber : (1) Smith Van Ness  
 (2) Handbook of Optical constants of Solids II ISBN 0-12-544422-2  
 (3) Liu, Shuli (2008) A novel heat recovery/desiccant cooling system. PhD thesis, University of Nottingham.  
 (4) Chase, M.W., Jr., NIST-JANAF Thermochemical Tables, Fourth Edition, J. Phys. Chem. Ref. Data, Monograph 9, 1998, 1-1951.

### B.8. Slaker Tank (M-130)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

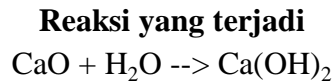
Suhu Refference	=	25	°C	=	298	K
Suhu aliran <24>	=	30	°C	=	303	K
Suhu aliran <25>	=	30	°C	=	303	K
Suhu aliran <26>	=	31	°C	=	304	K (goal seek)
Tekanan operasi	=	1	bar			
R	=	8.314	kJ/ kmol K			

**Tabel B.26** Neraca Energi Aliran Masuk Slaker Tank

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		CaO	56	1861.5182	211.074835	7016.422
2		MgO	40	23.563012	36.45689	21.47585
3	<24>	SiO <sub>2</sub>	84	25.375551	315.5904315	95.33668
4		C	12	102.71056	43.3362598	370.9243
5		S	32	0.7652944	113.3850328	2.711654
1	<25>	H <sub>2</sub> O	18	802378.53	377.096875	16809691
<b>TOTAL</b>						16817198

**Tabel B.27** Neraca Energi Aliran Keluar Slaker Tank

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		MgO	40	23.563012	41.20026111	24.27006
2		SiO <sub>2</sub>	84	25.375551	356.6220046	107.7319
3	<26>	C	12	102.71056	49.08312226	420.1129
4		S	32	0.7652944	128.1983241	3.065921
5		H <sub>2</sub> O	18	801780.19	426.1780312	18983395
6		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	2459.8633	527.6633175	17540.27
<b>TOTAL</b>						19001490



**Tabel B.28** Energi Reaksi *Slaker Tank* (M-130)

Reaksi	Komponen	kmol	$\Delta H_f^\circ$	$\Delta H_R$ (kJ)
1	CaO	33.24	-635090	-2184292
	H <sub>2</sub> O	33.24	-285800	
	Ca(OH) <sub>2</sub>	33.24	-986600	
<b>Total</b>				<b>-2184292</b>

Dengan mengansumsikan pada tangki starter ini akumulasi sama dengan nol maka

$$0 = \text{Total Enthalpi masuk} - \text{Total Enthalpi keluar} - \text{DH reaksi} + W - Q \text{ loss}$$

Energi Masuk = Energi Keluar

Total Enthalpi masuk = Total Entalpi Keluar + Entalpi reaksi

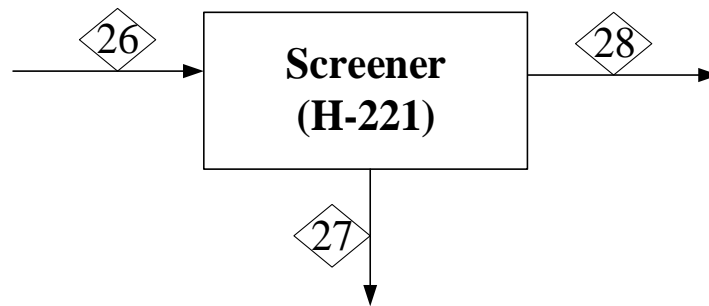
16,817,198 = 19,001,490 + -2,184,292

16817197.85 = 16817197.85

**Tabel B.29** Neraca Energi *Slaker Tank*

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk 16,817,198	Entalpi Keluar 19001490
2		Entalpi Reaksi -2,184,292
<b>TOTAL</b>	<b>16817198</b>	<b>16817198</b>

### B.9. Screener (H-221)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu aliran <26>	=	31	°C	=	304	K
Suhu aliran <27>	=	31	°C	=	304	K (goal seek)
Suhu aliran <28>	=	31	°C	=	304	K (goal seek)
Suhu Reference	=	25	°C	=	298	K
R	=	8.314			kJ/ kmol K	

**Tabel B.30** Neraca Energi Aliran Masuk Screener

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		MgO	40	23.563012	41.20026111	24.27006
2		SiO <sub>2</sub>	84	25.375551	356.6220046	107.7319
3	<26>	C	12	102.71056	49.08312226	420.1129
4		S	32	0.7652944	128.1983241	3.065921
5		H <sub>2</sub> O	18	801780.19	426.1780312	18983395
6		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	2459.8633	527.6633175	17540.27
<b>TOTAL</b>						19001490

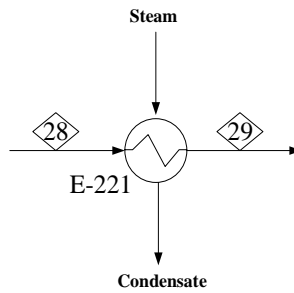
**Tabel B.31** Neraca Energi Aliran Keluar Screener

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		MgO	40	23.563012	41.20026111	24.27006
2		SiO <sub>2</sub>	84	25.375551	356.6220046	107.7319
3	<27>	C	12	102.71056	49.08312226	420.1129
4		S	32	0.7652944	128.1983241	3.065921
1	<28>	H <sub>2</sub> O	18	801780.19	426.1780312	18983395
2		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	2459.8633	527.6633175	17540.27
<b>TOTAL</b>						19001490

**Tabel B.32** Neraca Energi Screener

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk	Entalpi Keluar
	19,001,490	19001490
<b>TOTAL</b>		19001490

### B.10. Heater (E-221)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu Reference	=	25	°C	=	298	K
Suhu aliran <28>	=	31	°C	=	304	K
Suhu aliran <29>	=	40	°C	=	313	K
Tekanan operasi	=	1	bar			
R	=	8.314	kJ/ kmol K			

**Tabel B.33** Neraca Energi Aliran Masuk Heater

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		MgO	40	23.563012	41.20026111	24.27006
2		SiO <sub>2</sub>	84	25.375551	356.6220046	107.7319
3	<28>	C	12	102.71056	49.08312226	420.1129
4		S	32	0.7652944	128.1983241	3.065921
5		H <sub>2</sub> O	18	801780.19	426.1780312	18983395
6		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	2459.8633	527.6633175	17540.27
<b>TOTAL</b>						19001490

**Tabel B.34** Neraca Energi Aliran Keluar Heater

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		MgO	40	23.563012	109.37067	64.42756
2		SiO <sub>2</sub>	84	25.375551	945.6995921	285.6863
3	<29>	C	12	102.71056	134.3152914	1149.633
4		S	32	0.7652944	342.5326975	8.191824
5		H <sub>2</sub> O	18	801780.19	1132.001672	50423140
6		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	2459.8633	1403.909419	46667.91
<b>TOTAL</b>						50471315

#### Menghitung kebutuhan Steam

Steam yang digunakan saturated steam dengan tekanan	P	=	101	KPA
	T	=	160	C
	$\lambda$	=	2758.1	

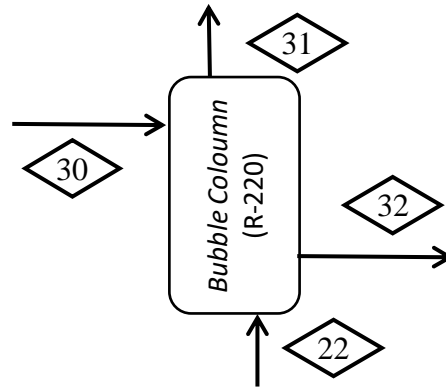
Jumlah panas yang perlu ditransfer = 3.1E+07 kJ/jam

Kebutuhan Steam = 11409.97 kg/jam

**Tabel B.35** Neraca Energi Heater (E-221)

Energi Masuk (kJ)		Energi Keluar (kJ)	
<28>	19001490.01	<29>	50471315.48
Q	31469825.48		
Total	50471315.48	Total	50471315.48

**B.11. Bubble Coloumn (R-220)**



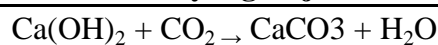
Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu Refference	=	25	°C	=	298	K
Suhu aliran <22>	=	40	°C	=	313	K
Suhu aliran <30>	=	40	°C	=	313	K
Tekanan operasi	=	1	bar			
R	=	8.314	kJ/ kmol K			

**Tabel B.36** Neraca Energi Masuk Bubble Coloumn

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	3551.097247	2485.768
2		CO <sub>2</sub>	44	1392.9728	4739.682165	150051.1
3	<22>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	4620.407653	260670.3
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	544.7854711	787.9305
5		H <sub>2</sub> O	18	49.071043	1133.928877	3091.282
1	<30>	H <sub>2</sub> O	18	801780.19	1132.001672	50423140
2		Ca(OH) <sub>2</sub>	74	2459.8633	1403.909419	46667.91
<b>TOTAL</b>						<b>50886894</b>

**Reaksi yang terjadi**



**Tabel B.37** Energi Reaksi Bubble Coloumn (R-220)

No	Komponen	kmol	$\Delta H_f^\circ$	$\Delta H_R$ (kJ)
1	Ca(OH) <sub>2</sub>	31.58	-986600	

2	CO <sub>2</sub>	31.58	-393509	-3556180
3	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	31.58	-1206920	
4	H <sub>2</sub> O	31.58	-285800	
Total				-3556180

Suhu aliran <31>	=	41	°C = 314 K	( goal seek )
Suhu aliran <32>	=	41	°C = 314 K	( goal seek )
Suhu Refference	=	25	°C = 298 K	
Tekanan operasi	=	2	bar	
R	=	8.314	kJ/ kmol K	

**Tabel B.38** Neraca Energi Keluar Bubble Coloumn

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H$ (i) (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	3807.925737	2665.548
2		CO <sub>2</sub>	44	3.482432	5214.242397	412.6874
3	<31>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	4957.193373	279670.8
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	617.4031062	892.9583
5		H <sub>2</sub> O	18	49.071043	1213.937035	3309.398
1		H <sub>2</sub> O	18	802348.62	1213.937035	54111150
2	<32>	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	122.99317	1505.817438	2502.774
3		CaCO <sub>3</sub> (PCC)	100	3157.9327	1344.84676	42469.36
TOTAL						54443074

Dengan mengansumsikan pada tangki starter ini akumulasi sama dengan nol maka

$$0 = \text{Total Enthalpi masuk} - \text{Total Enthalpi keluar} - \text{DH reaksi} + W - Q \text{ loss}$$

$$\text{Energi Masuk} = \text{Energi Keluar}$$

$$\text{Total Enthalpi masuk} = \text{Total Entalpi Keluar} + \text{Entalpi reaksi}$$

$$50,886,894 = 54,443,074 + -3,556,180$$

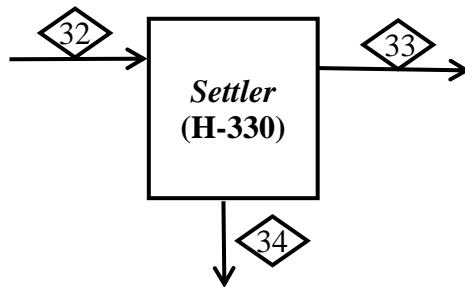
$$50886893.96 = 50886894$$

**Tabel B.39** Neraca Energi Bubble Coloumn

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk 50,886,894	Entalpi Keluar 54443073.5
2		Entalpi Reaksi -3,556,180
TOTAL		50886894



### B.12. Settler (H-330)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu aliran <32>	=	41	°C	=	314	K
Suhu Reference	=	25	°C	=	298	K
R	=	8.314				kJ/ kmol K

**Tabel B.40** Neraca Energi Masuk Settler

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		H <sub>2</sub> O	18	802348.62	1213.937035	54111150
2	<32>	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	122.99317	1505.817438	2502.774
3		CaCO <sub>3</sub> (PCC)	100	3157.9327	1344.84676	42469.36
<b>TOTAL</b>						54156122

Suhu aliran <33>	=	41	°C	=	314	K	( goal seek )
Suhu aliran <34>	=	41	°C	=	314	K	( goal seek )
Suhu Reference	=	25	°C	=	298	K	
Tekanan operasi	=	1				bar	
R	=	8.314				kJ/ kmol K	

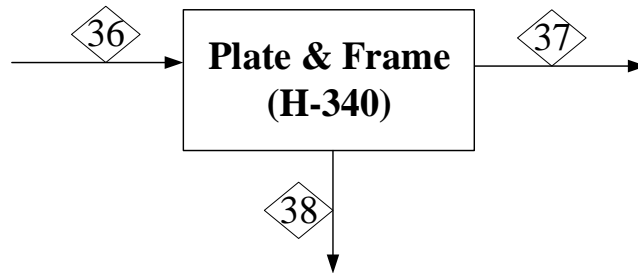
**Tabel B.41** Neraca Energi Keluar Settler

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		H <sub>2</sub> O	18	802138.41	1213.937034	54096974
2	<33>	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	30.203485	1505.817437	614.6072
3		CaCO <sub>3</sub> (PCC)	100	775.49488	1344.84676	10429.22
1		H <sub>2</sub> O	18	210.20435	1213.937034	14176.38
2	<34>	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	92.789682	1505.817437	1888.166
3		CaCO <sub>3</sub> (PCC)	100	2382.4378	1344.84676	32040.14
<b>TOTAL</b>						54156122

**Tabel B.42** Neraca Energi Settler

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk	Entalpi Keluar
	54,156,122	54156122.1
<b>TOTAL</b>		54156122.1

### B.13. Plate and Frame Filter Press (H-340)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu aliran <36>	=	41	°C	=	314	K
Suhu Reference	=	25	°C	=	298	K
R	=	8.314			kJ/ kmol K	

**Tabel B.43** Neraca Energi Masuk Plate & Frame Filter Press

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		H <sub>2</sub> O	18	210.20435	1213.937034	14176.38
2	<36>	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	92.789682	1505.817437	1888.166
3		CaCO <sub>3</sub> (PCC)	100	2382.4378	1344.84676	32040.14
<b>TOTAL</b>						48104.68

Suhu aliran <37>	=	40	°C	=	313	K (goal seek)
Suhu aliran <38>	=	40	°C	=	313	K (goal seek)
Suhu Reference	=	25	°C	=	298	K
R	=	8.314			kJ/ kmol K	

**Tabel B.44** Neraca Energi Keluar Plate & Frame Filter Press

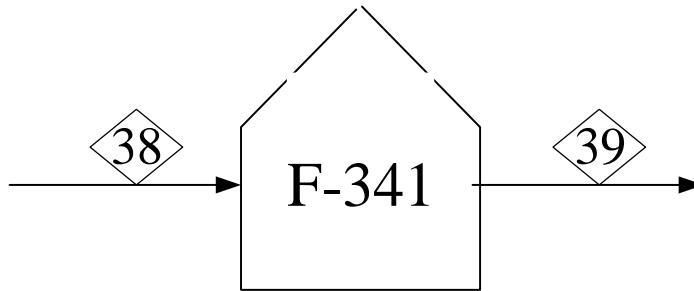
No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		H <sub>2</sub> O	18	199.69413	1153.935246	12801.89
2	<37>	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	88.150198	1431.185691	1704.855
1		H <sub>2</sub> O	18	10.510217	1153.935246	673.7839
2	<38>	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	4.6394841	1431.185691	89.72923
3		CaCO <sub>3</sub> (PCC)	100	2382.4378	1277.228872	30429.18
<b>TOTAL</b>						45699.45

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \text{ dari H masuk} = 2405.2342 \text{ kj}$$

**Tabel B.45** Neraca Energi Tangki Plate & Frame Filter Press

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk	Entalpi Keluar
		Q loss
<b>TOTAL</b>		

**B.14. Cake Storage Tank (F-341)**



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu aliran <38>	=	40	°C	=	313	K
Suhu Reference	=	25	°C	=	298	K
R	=	8.314	kJ/ kmol K			

**Tabel B.46** Neraca Energi Masuk Cake Storage Tank

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		H <sub>2</sub> O	18	10.510217	1153.935246	673.7839
2	<38>	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	4.6394841	1431.185691	89.72923
3		CaCO <sub>3</sub> (PCC)	100	2382.4378	1277.228872	30429.18
<b>TOTAL</b>						31192.7

Suhu aliran <39>	=	40	°C	=	313	K
Suhu Reference	=	25	°C	=	298	K
R	=	8.314	kJ/ kmol K			

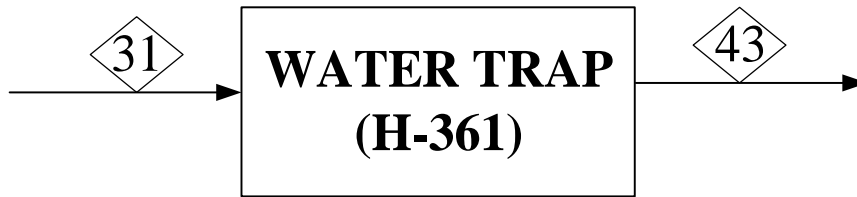
**Tabel B.47** Neraca Energi Keluar Cake Storage Tank

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		H <sub>2</sub> O	18	10.510217	1153.935246	673.7839
2	<39>	Ca(OH) <sub>2</sub>	74	4.6394841	1431.185691	89.72923
3		CaCO <sub>3</sub> (PCC)	100	2382.4378	1277.228872	30429.18
<b>TOTAL</b>						31192.7

**Tabel B.48** Neraca Energi Cake Storage Tank

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk	Entalpi Keluar
	31193	31193
<b>TOTAL</b>		31193

### B.15. Water Trap (H-361)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu aliran <31> = 41 °C = 314 K

Suhu Reference = 25 °C = 298 K

R = 8.314 kJ/ kmol K

**Tabel B.49** Neraca Energi Masuk Water Trap

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	3807.925737	2665.548
2		CO <sub>2</sub>	44	3.482432	5214.242397	412.6874
3	<31>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	4957.193373	279670.8
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	617.4031062	892.9583
5		H <sub>2</sub> O	18	49.071043	1213.937035	3309.398
<b>TOTAL</b>						<b>286951.4</b>

Suhu aliran <43> = 41 °C = 314 K

Suhu Reference = 25 °C = 298 K

R = 8.314 kJ/ kmol K

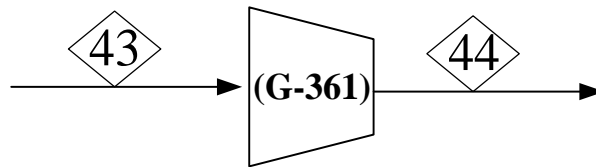
**Tabel B.50** Neraca Energi Keluar Water Trap

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	3850.540334	2695.378
2		CO <sub>2</sub>	44	3.482432	5273.379088	417.3678
3	<43>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	5013.188242	282829.9
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	624.3031792	902.938
5		H <sub>2</sub> O	18	1.5457379	1227.519881	105.4124
<b>TOTAL</b>						<b>286951</b>

**Tabel B.51** Neraca Energi Water Trap

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk	Entalpi Keluar
	286951	286951
<b>TOTAL</b>		<b>286951</b>

### B.16. Compressor (G-361)



Kondisi operasi

Suhu Aliran <43> = 41 °C = 314 K P1 = 1.2 atm

Suhu Aliran <44> = 289 °C = 562 K P2 = 10 atm

Suhu *Reference* = 25 °C = 298 K

R = 8.314 kJ/ kmol K

**Tabel B.52** Neraca Energi Aliran Masuk Compressor

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H_{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	3807.92574	2665.5
2		CO <sub>2</sub>	44	3.482432	5214.2424	412.69
3	<43>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	4957.19337	279671
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	617.403106	892.96
5		H <sub>2</sub> O	18	1.5457379	1213.93703	104.25
<b>TOTAL</b>						283746

Ratio *specific heat* (Cp/Cv) K = 1.3 ( heat capacity ratio for polyatomic gases, van ness, 2001 )

Ditentukan efisiensi : 80 % ( ulrich, tabel 4-9, hal 120 )

$$\eta_s = 0.8$$

$$T_2 = T_1 \left[ 1 + (1/n) \left[ (P_2/P_1)^{(k-1)/k} - 1 \right] \right] \quad ( \text{walas, hal 161} )$$

Dengan nilai T 21 = 314 K

maka nilai T 22

$$T_{22} = T_{21} \left[ 1 + (1/n) \left[ (P_{22}/P_{21})^{(k-1)/k} - 1 \right] \right]$$

T 22 = 562 K

**Tabel B.53** Neraca Energi Aliran Keluar Compressor

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H_{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	63753.3848	44627.37
2		CO <sub>2</sub>	44	3.482432	98208.0742	7772.794
3	<44>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	94649.3419	5339848
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	64110.0631	92723.24
5		H <sub>2</sub> O	18	1.5457379	20263.0493	1740.076
<b>TOTAL</b>						<b>5,486,712</b>

Dengan mengansumsikan pada tangki starter ini akumulasi sama dengan nol maka

$$0 = \text{Total Enthalpi masuk} - \text{Total Enthalpi keluar} - \text{DH reaksi} + W - Q$$

$$\text{Energi Masuk} = \text{Energi Keluar}$$

$$\text{Total Enthalpi masuk} = \text{Total Entalpi Keluar} - W$$

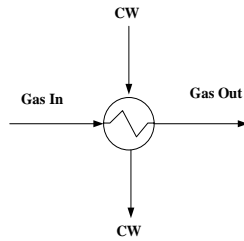
$$283,746 = 5,486,712 - 5,202,965$$

$$283746.271 = 283746.271$$

**Tabel B.54** Neraca Energi Compressor (G-361)

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk 283,746	Entalpi Keluar 5,486,712
2	Ws 5,202,965	
<b>TOTAL</b>		<b>5,486,712</b>

### B.17. Intercooler Compressor (G-361)



Kondisi operasi

Suhu Gas in	=	289 °C	=	562	K
Suhu Gas out	=	40 °C	=	313	K
Suhu <i>Refference</i>	=	25 °C	=	298	K
R	=	8.314			kJ/ kmol K

**Tabel B.55** Neraca Energi Aliran Masuk Intercooler

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H_{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	63753.3848	44627.37
2		CO <sub>2</sub>	44	3.482432	98208.0742	7772.794
3	Gas In	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	94649.3419	5339848
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	64110.0631	92723.24
5		H <sub>2</sub> O	18	1.5457379	20263.0493	1740.076
<b>TOTAL</b>						5,486,712

**Tabel B.56** Neraca Energi Aliran Keluar Intercooler

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H_{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	3586.41474	2510.49
2		CO <sub>2</sub>	44	3.482432	4907.11668	388.3795
3	Gas Out	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	4666.31618	263260.4
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	3619.25122	5234.571
5		H <sub>2</sub> O	18	1.5457379	1143.33245	98.1829
<b>TOTAL</b>						271,492

$$T \text{ Water in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T \text{ Water out} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

Persamaan neraca panas Cooler :

$$H_{21} + H_{CW \text{ in}} = H_{22} + H_{CW \text{ out}}$$

$$H_{21} - H_{22} = H_{CW \text{ out}} - H_{CW \text{ in}}$$

$$m_{gas} (\hat{H}_{21} - \hat{H}_{22}) = m_{air} (\hat{H}_{CW \text{ out}} - \hat{H}_{CW \text{ in}})$$

Menghitung kebutuhan air pendingin :

$$m_{air} = \frac{m_{gas}(\hat{H}_{21} - \hat{H}_{22})}{(\hat{H}_{air\ keluar} - \hat{H}_{air\ masuk})}$$

Asumsi air pendingin suhu 30°C ke 50°C

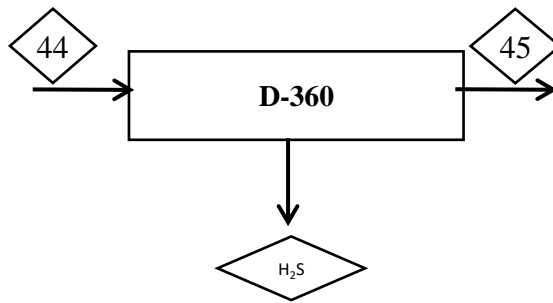
$\Delta H_{(i)}$ in water	=	388.4134469	kJ/kmol
$\Delta H_{(i)}$ out water	=	1899.196974	kJ/kmol
$\Delta H$ in gas	=	5,486,712	kJ/kg
$\Delta H$ out gas	=	271,492	kJ/kg
m air	=	62135.93993	kg/jam

**Tabel B.57** Neraca Energi Intercooler Compressor (G-361)

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	$\Delta H$ in gas	$\Delta H$ out gas
2	Q	
<b>TOTAL</b>		



### B.18. H<sub>2</sub>S Removal Scavenger (D-360)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu aliran <44>	=	40	°C	=	313	K
Suhu Reference	=	25	°C	=	298	K
R	=	8.314			kJ/ kmol K	

**Tabel B.58** Neraca Energi Masuk H<sub>2</sub>S Removal Scavenger

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	3586.414736	2510.49
2		CO <sub>2</sub>	44	3.482432	4907.116685	388.3795
3	<44>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	4666.316183	263260.4
4		H <sub>2</sub> S	34	49.174653	3619.251217	5234.571
5		H <sub>2</sub> O	18	1.5457379	1143.332449	98.1829
<b>TOTAL</b>						271492

Suhu aliran <45>	=	40	°C	=	313	K (goal seek)
Suhu Reference	=	25	°C	=	298	K
R	=	8.314			kJ/ kmol K	

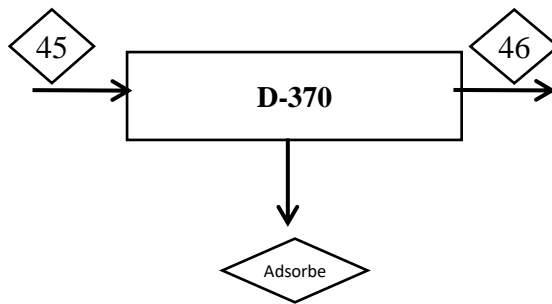
**Tabel B.59** Neraca Energi Keluar H<sub>2</sub>S Removal Scavenger

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.60	3656.078617	2559.255
2		CO <sub>2</sub>	44	3.48	5003.657443	396.0204
3	<45>	CH <sub>4</sub>	16	902.67	4757.76194	268419.5
4		H <sub>2</sub> S	34	0.98	592.8148149	17.14792
5		H <sub>2</sub> O	18	1.55	1165.53732	100.0897
<b>TOTAL</b>						271492

**Tabel B.60** Neraca Energi H<sub>2</sub>S Removal Scavenger

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk	Entalpi Keluar
	271491.9869	271491.987
<b>TOTAL</b>		271491.987

### B.19. Adsorber (D-370)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu aliran <45>	=	40	°C	=	313	K
Suhu Refference	=	25	°C	=	298	K
R	=	8.314	kJ/ kmol K			

**Tabel B.61** Neraca Energi Masuk Adsorber

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.60	3656.078617	2559.255
2		CO <sub>2</sub>	44	3.48	5003.657443	396.0204
3	<45>	CH <sub>4</sub>	16	902.67	4757.76194	268419.5
4		H <sub>2</sub> S	34	0.98	592.8148149	17.14792
5		H <sub>2</sub> O	18	1.55	1165.53732	100.0897
<b>TOTAL</b>						271492

Suhu aliran <46>	=	40	°C	=	313	K (goal seek)
Suhu Refference	=	25	°C	=	298	K
R	=	8.314	kJ/ kmol K			

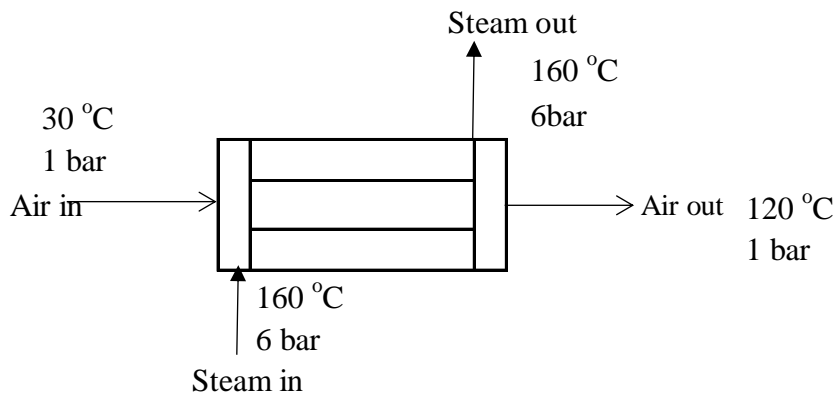
**Tabel B.62** Neraca Energi Keluar Adsorber

No	Aliran	Komponen	BM (kg/kmol)	Massa	$\Delta H^{(i)}$ (kJ/kmol)	$\Delta H$
1		Nitrogen	28	19.6	3655.417411	2558.792
2		CO <sub>2</sub>	44	3.482432	5002.740929	395.9478
3	<46>	CH <sub>4</sub>	16	902.67475	4756.89385	268370.5
4		H <sub>2</sub> S	34	0.9834931	3688.870186	106.7052
5		H <sub>2</sub> O	18	0.9274427	1165.326566	60.04298
<b>TOTAL</b>						271492

**Tabel B.63** Neraca Energi Adsorber

No	Energi Aliran Masuk Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar Energi (kJ/jam)
1	Entalpi Masuk	Entalpi Keluar
	271491.9869	271491.987
<b>TOTAL</b>		271491.987

### B.20. Heater (E-351)



$T_0$	=	25 °C	=	298.2 K
Udara Masuk	=	30.00 °C	=	303.2 K
Udara Keluar	=	120 °C	=	393.2 K
T steam in	=	160 °C	=	433.2 K
T kondensat out	=	160 °C	=	433.2 K

**Tabel B.64** Neraca Energi Heater

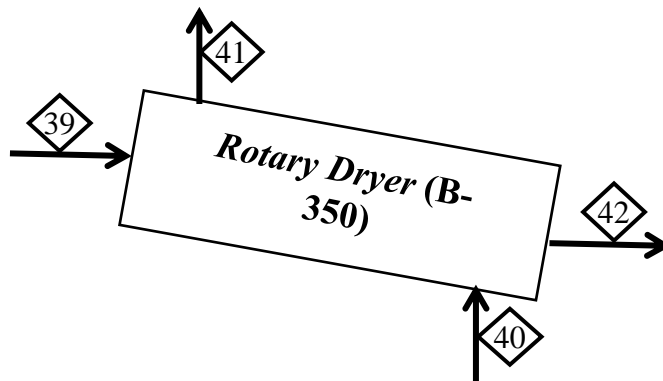
Aliran	Komponen	Massa (kg)	Entalphy (kJ/kg)	$\Delta H$ (kJ)
Masuk	Udara Kering	153.35	30.15	4623.5025
	Steam	27.11	2758.1	74776.5776

**Tabel B.65** Neraca Energi Heater (Lanjutan)

Aliran	Komponen	Massa (kg)	Entalphy (kJ/Kg)	$\Delta H$ (kJ)
Keluar	Udara Kering	153.35	398.33958	61085.37459
	Kondensat	27.11	675.55	18315.25942

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/Jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/Jam)
1	Udara Masuk	4623.50	Udara Keluar	61085.37
2	$H_{\text{steam in}}$	74776.58	$H_{\text{steam out}}$	18315.26
Total		79400		79400.6

### B.21. Rotary Dryer (B-350)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu Reference = 25 °C = 298.2 K

Suhu udara masuk = 120 °C = 393.2 K

Suhu udara keluar = 41 °C = 314.5 K

Suhu bahan masuk = 40 °C = 313.4 K

Suhu bahan keluar = 42 °C = 315.2 K

Dari buku **Geankoplis, 4<sup>th</sup> ed., hal. 568** didapatkan data sbb :

Keterangan :

$T_{G1}$  = Suhu udara masuk (°C)

$T_{G2}$  = Suhu udara keluar (°C)

$T_{S1}$  = Suhu bahan masuk (°C)

$T_{S2}$  = Suhu bahan keluar (°C)

$T_w$  = *Wet bulb temperature* (°C)

Menghitung *Wet bulb temperature* ( $T_w$ ) :

Saat nilai RH = 2%

Udara pada  $T_d = 120$  °C dan *Humidity* = 0.001

$T_w = 30$  °C ("*Humidity Chart*")

Menghitung suhu udara keluar ( $T_{G2}$ ) :

$$N_T = \frac{T_{G1} - T_{G2}}{\text{LMTD}} \quad [1] \quad (\text{Perry's 7th ed, pers 12-54, hal 12-54})$$

$$\text{LMTD} = \frac{(T_{G1} - T_w) - (T_{G2} - T_w)}{\ln \frac{T_{G1} - T_w}{T_{G2} - T_w}} \quad [2] \quad (\text{Mc Cabe 5th ed, pers 24-7 hal 773})$$

Untuk jenis *rotary dryer* :

Harga  $N_T$  yang ekonomis berkisar antara 1,5 sampai 2,5.

Sehingga, diambil  $N_T = 2$ .

(Perry's 7th ed, hal 12-54)

Dengan menggunakan persamaan (1) dan (2) dilakukan trial harga  $T_{G2}$ .

$$\text{Trial } T_{G2} = 41 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{120 - 30.0 - 41.32 - 30.0}{\ln \frac{120 - 30}{41.32 - 30}} \\ &= \frac{78.68}{2.074} \\ &= 37.95 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_T &= \frac{120 - 41.32}{37.95} \\ &= 2 \quad (\text{sesuai}) \end{aligned}$$

Jadi,  $T_{G2} = 41.3 \text{ } ^\circ\text{C}$

Persamaan Umum Neraca Panas pada *Rotary Dryer* :

$$G \hat{H}_1 + DH_{S1} = G \hat{H}_2 + DH_{S2}$$

(Geankoplis, Pers. 9.10-23 hal 562)

Keterangan :

$G$  = Rate udara kering (kg)

$\hat{H}_1$  = *Humid heat* udara masuk (kJ/kg udara kering)

$\hat{H}_2$  = *Humid heat* udara keluar (kJ/kg udara kering)

$DH_S$  = *Entalphy* bahan masuk (kJ)

$DH_S$  = *Entalphy* bahan keluar (kJ)

Persamaan Umum :

$$\hat{H}_G = C_s (T_G - T_0) + H \cdot \lambda_0 \quad (\text{Geankoplis, Pers. 9.10-24 hal 562})$$

$$C_s = 1.005 + 1.88 H \quad (\text{Geankoplis, Pers. 9.3-6 hal 562})$$

$$\hat{H}_s = c_p(T_s - T_0) + X c_p A (T_s - T_0)$$

Keterangan :

$H$  = *Humidity* (kg uap air/kg udara kering)

$T$  = Suhu ( $^\circ\text{C}$ )

$C_s$  = *Humid heat* (kJ/kg udara kering)

$\lambda_0$  = Panas laten (kJ/kg) (panas latent udara)

$$= 2406.9 \text{ kJ/kg}$$

Udara :

$$\begin{aligned} 1. \text{Masuk } (\hat{H}_{g2}) &= 1.005 + 1.88 \times 0.001 \times 120 + 2407 \times 0.001 \\ &= 123.233 \text{ kJ/kg udara kering} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{Keluar } (\hat{H}_{g1}) &= 1.005 + 1.88 \times H_1 \times 41.32 + 2407 \times H_1 \\ &= 1.005 + 77.67 H_1 + 2407 \times H_1 \\ &= 1.005 + 2485 H_1 \end{aligned}$$

PCC

$$\begin{aligned}C_p \text{ PCC} &= 0.833 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C} \text{ pada } T : 40.3 \text{ }^\circ\text{C} \\ &0.835 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C} \text{ pada } T : 43 \text{ }^\circ\text{C} \\ X_1 &= 0.004 \text{ (moisture content air di PCC masuk dryer)} \\ X_2 &= 0.001 \text{ (moisture content air di PCC keluar dryer)} \\ 1. \text{ Masuk } (\hat{H}_s1) &= 0.833 \times 40 + 0.004 \times 0.833 \times 40 \\ &= 33.58 + 0.147 \\ &= 33.73 \text{ kJ/kg udara kering} \\ 2. \text{ Keluar } (\hat{H}_s1) &= 0.835 \times 42 + 0.001 \times 0.835 \times 42 \\ &= 35.09 + 0.031 \\ &= 35.12 \text{ kJ/kg udara kering}\end{aligned}$$

$$\text{Massa PCC} = 2382 \text{ kg/jam}$$

Persamaan 1 (Neraca Massa)

$$G \times 0.001 + 2382 \times 0.004 = G \times H_1 + 2382 \times 0.001$$

Persamaan 2

$$\begin{aligned}G \times 123.23 + 2382 \times 33.73 &= \\ G \times (1,005 + 2485 H_1) + 83665.4 &\end{aligned}$$

Penyelesaian Persamaan 1 dan Persamaan 2

$$G = 153.350 \text{ kg/jam}$$

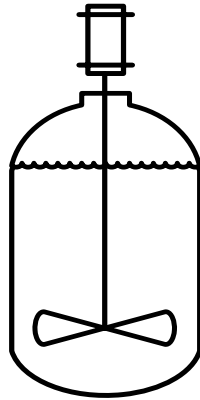
$$H_1 = 0.048$$

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<39>	80348.14	Aliran<42>	83665.41
Aliran<40>	18897.70	Aliran<41>	15580.443
Total	99245.85	Total	99245.85



**APPENDIKS C  
SPESIFIKASI ALAT**

**C.1. Pre-treatment Tank (M-110)**



Fungsi = Menetralkan pH POME dengan penambahan Ca(OH)<sub>2</sub>

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi} = 1.01 \text{ bar}$$

$$T_{\text{operasi}} = 30.3 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Rate massa POME} = 30000 \text{ kg/jam} = 66138.68 \text{ lb /jam}$$

$$\rho_{\text{POME}} = 1014 \text{ kg/m}^3 = 63.30 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate massa Ca(OH)}_2 = 27.302 \text{ kg/jam} = 60.19 \text{ lb /jam}$$

$$\rho_{\text{Ca(OH)}_2} = 1240 \text{ kg/m}^3 = 77.41 \text{ lb/ft}^3$$

Jadi,

$$\text{Rate massa total} = 30027 \text{ kg/jam} = 66198.9 \text{ lb /jam}$$

$$\rho_{\text{Campuran}} = 1014 \text{ kg/m}^3 = 63.31 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.801 \text{ cp}$$

$$= 0.0005 \text{ lbm/ft.s}$$

**Ditetapkan :**

- Waktu tinggal = 30 menit = 0.5 jam
- Volume liquid = 75% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Jumlah tangki = 1 unit
- Tutup atas dan bawah berbentuk *conical*
- 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)
- Ls = 1.5 ID

$$\text{Rate volumetrik liquid} = \text{Rate massa} / \rho_{\text{liquid}}$$

$$= \frac{66199 \text{ lb /jam}}{63.312 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1045.59 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 29.61 \text{ m}^3/\text{jam}$$



$$\begin{aligned}
\text{Rate volumetrik / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid / jumlah tangki} \\
&= \frac{1045.59 \text{ ft}^3/\text{jam}}{1} \\
&= 1045.59 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 29.61 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid x waktu tinggal} \\
&= 1045.59 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0.5 \text{ jam} \\
&= 522.80 \text{ ft}^3 \\
&= 14.80 \text{ m}^3 \\
\text{Volume total / tangki} &= \frac{100\%}{75\%} \times 522.80 \text{ ft}^3 = 697.06 \text{ ft}^3 = 19.7 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

$$\text{Sudut puncak cone (a)} = 150^\circ$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume tangki} &= \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup} \\
\text{Volume tangki} &= (\pi/4) D^2 H + \frac{2 \pi D^3}{24 \text{tg} (1/2 \alpha)} \\
&= (\pi/4) D^2 1,5D + \frac{2 \pi D^3}{24 \text{tg} (1/2 \alpha)} \\
697.1 &= 1.248 D^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Diameter (ID)} &= 8.2 \text{ ft} = 98.8 \text{ in} \\
\text{Tinggi liquid (H}_L\text{)} &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4)\pi D^2} \\
&= \frac{522.8}{1/4 \times 3.14 \times 67.84} \\
&= 9.8 \text{ ft} = 2.9924 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan Hidrostatik (P}_h\text{)} &= \rho \times (\text{g/gc}) \times H_L / 144 \\
&= \frac{63.3 \times 9.8}{144}
\end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 4.32 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 4.32 + 14.7 \\
&= 19.0 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Range faktor keamanan (5-10%), ditentukan 5%

$$\begin{aligned}
\text{Diambil } P_{\text{design}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
&= 20.0 \text{ psi} = 1.36 \text{ atm} = 1.38 \text{ bar}
\end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint*  $E = 0.85$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d r_i}{f E - 0.6 P} + c \quad (\text{Sumber: Browneel, tabel 13.1 hal 254}) \\
 &= \frac{19.963 \times 49.418}{12650 \times 0.9 - 0.6 \times 20.0} + 1/8 \\
 &= 0.22 \text{ in} = \frac{0.87}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana :  $1/4$  in (Sumber: Brownell, tabel 5-7 hal 89)

$$OD = ID + 2t_s = 99.3 \text{ in} = 8.3 \text{ ft}$$

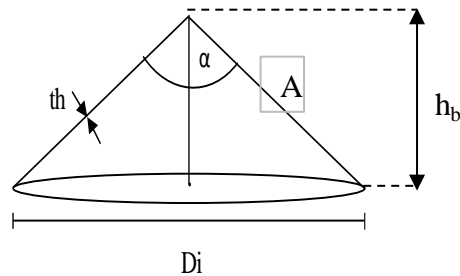
Berdasarkan standarisasi (tabel 5,7 Brownell & Young), maka :

$$OD_{\text{standar}} = 102 \text{ in} = 8.5 \text{ ft} = 2.591 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2 t_s \text{ in} \\
 &= 101.50 \text{ in} = 8.46 \text{ ft} = 2.578 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1.50 ID \\
 &= 152 \text{ in} = 12.688 \text{ ft} = 3.867 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



### Tinggi tutup

$$\begin{aligned}
 h &= \frac{d}{2 \operatorname{tg} (1/2 \alpha)} \\
 &= \frac{8.46 \text{ ft}}{2 \times \operatorname{tg} 75} \\
 &= 1.13 \text{ ft} = 0.3456 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangk} &= H + 2 hb \\
 &= 15.0 \text{ ft} \\
 &= 4.56 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tutup bejana bagian atas berbentuk conical dengan sudut puncak  $150^\circ$ , sehingga tebal tutup bejana dapat dihitung dari persamaan 6.154 Brownell & Young

$$t_{ha}/t_{hb} = \frac{P_i d_i}{2 (fE - 0.1 P_i) \cos (1/2 \alpha)} + c \quad (\text{Sumber: Brownell, pers. 13-12 hal 258})$$

$$= \frac{19.012 \times 102}{2 (12650 \times 0.85 - 0.1 \times 19.0) \times \cos 75^\circ} + 1/8$$

$$= 1/2 \text{ in} = \frac{3.8}{8} \text{ in}$$

Standarisasi tebal tutup = 1/2 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Aliran Utama

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik } (Q_f) &= 1045.59 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.290 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran Turbulen (Peter&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501)

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.290^{0.45} \times 63.3^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.57 \times 1.71 \\ &= 3.83 \text{ inch} \\ &= 9.7 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 4 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996) OD = 4.50 inch = 0.38 ft = 0.11 m ID = 4.03 inch = 0.34 ft = 0.10 m A = 0.09 ft <sup>2</sup>
---

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= Q/A \\ &= \frac{0.29}{0.09} \\ &= 3.29 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{63.3 \times 0.34 \times 3.29}{0.0005380} \\ &= 129768 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar  
sehingga diameter nozzle = 4.50 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Ca(OH)<sub>2</sub>

$$\begin{aligned} \text{Rate massa Ca(OH)}_2 \text{ masuk} &= 27.302 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas larutan} &= 1240 \text{ kg/m}^3 = 77.4 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate Volumetrik } (Q_f) &= 0.778 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.000216 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran laminar (Sumber: Kusnarjo, 2010 pers. 2-42 hal 32)

$$\begin{aligned}
D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.36} \times \rho^{0.13} \\
&= 3.9 \times 0.000216^{0.36} \times 77.4^{0.13} \\
&= 3.9 \times 0.0479 \times 1.76 \\
&= 0.33 \text{ inch} \\
&= 0.8 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 3/8 in Sch 40 (Sumber: Geankoplis,2003, App. A.5 hal 996)

$$OD = 0.68 \text{ inch} = 0.06 \text{ ft} = 0.02 \text{ m}$$

$$ID = 0.49 \text{ inch} = 0.04 \text{ ft} = 0.01 \text{ m}$$

$$A = 0.0013 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= \frac{0.0002}{0.0013}$$

$$= 0.1630 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= 964$$

$Nre < 2100$ , asumsi aliran laminar benar  
sehingga diameter nozzle dipilih 0.68 in

### Perhitungan Diameter Nozzle POME

$$\text{Rate massa POME masuk} = 30000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas larutan} = 1014 \text{ kg/m}^3 = 63.3 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
\text{Rate Volumetrik (} Q_f \text{)} &= 1044.8 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0.290226 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen (Peter&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501)

$$\begin{aligned}
D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
&= 3.9 \times 0.290226^{0.45} \times 63.3^{0.13} \\
&= 3.9 \times 0.57 \times 1.71 \\
&= 3.83 \text{ inch} \\
&= 9.7 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 4 in Sch 40 (Sumber: Geankoplis,2003, App. A.5 hal 995)

$$OD = 4.50 \text{ inch} = 0.38 \text{ ft} = 0.11 \text{ m}$$

$$ID = 4.03 \text{ inch} = 0.34 \text{ ft} = 0.10 \text{ m}$$

$$A = 0.0884 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= \frac{0.290}{0.0884}$$

$$= 3.28 \text{ ft/s}$$

$$N_{re} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= 129650$$

$N_{re} > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar  
sehingga diameter nozzle dipilih 4.5 in

### Spesifikasi Pengaduk

Karena viskositas liquid rendah ( $\mu = 0.8007$  cp) maka digunakan pengaduk tipe  
Three blade propeller

$$\begin{aligned} \text{Diameter impeller} &= 0.3 \text{ Diameter shell} \\ &= 0.3 \times 8.46 \text{ ft} \\ &= 2.11 \text{ ft} = 0.64 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan } \textit{three blade propeller} &= 200 \text{ rpm, maka} \\ &= 200 \text{ rpm} = 3.33 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar } \textit{blade} (W) &= 1/5 \times \text{diameter impeller} \\ &\quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158}) \\ &= 1/5 \times 2.11 \\ &= 0.42 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang } \textit{blade} (L) &= 1/4 \times \text{diameter impeller} \\ &\quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158}) \\ &= 1/4 \times 2.11 \\ &= 0.53 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar } \textit{Baffle} (J) &= 1/12 \times \text{Diameter shell} \\ &= 1/12 \times 8.46 \\ &= 0.705 \text{ ft} \end{aligned}$$

$N'_{re}$  (impeller)

$$\begin{aligned} N'_{re} &= \frac{D a^2 N r}{\mu} \\ &= \frac{4.47 \times 3.33 \times 63.3}{0.000538} \\ &= 1,753,871 \end{aligned}$$

### Penentuan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times S_g}{\text{Diameter Tangki}} \quad (\text{Sumber: Joshi, 1991, hal 389}) \\ &= \frac{9.82 \times 1.02}{8.458} \\ &= 1.18 \sim 2 \text{ unit} \end{aligned}$$

### Power pengaduk

$$P = \frac{N_p \times r \times N^3 \times D a^5}{g_c} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers 3.4-2 hal 158})$$

Keterangan :

P = Power (hp)

$N_p$  = Power Number (Sumber: Grafik 3.4-5 Geankoplis, Hal 159)

Untuk  $N_{re} = 1,753,871$

dan jenis impeller Four-blade paddle  $N_p = 0.8$

$g_c$  = Faktor konversi ( $\text{lb}/\text{ft}^2$ )

N = Kecepatan putaran impeller (rps)

Da = Diameter impeller (ft)

Maka besarnya power ideal yang dibutuhkan untuk pengadukan adalah :

$$P = \frac{0.8 \times 63.3 \times 37.04 \times 42.3}{32.17}$$

$$P = 2,465.10 \quad \text{lb ft/s}$$

$$P = 4.48 \quad \text{Hp}$$

Namun pada kenyataannya terdapat power losses selama pengadukan, maka perlu diperhitungkan power losses tersebut.

Perhitungan Losses Pengaduk

$$\text{Minimum losses} = 0.5 \text{ Hp}$$

$$\text{Gland losses (kebocoran tenaga akibat poros dan bearing)} = 10\%$$

$$\begin{aligned} \text{Gland losses } 10\% &= 10\% \times 4.48 \\ &= 0.448 \end{aligned}$$

Power input dengan gland losses

$$\begin{aligned} &= 4.48 + 0.45 \\ &= 4.93 \end{aligned}$$

Transmission sistem losses

$$\begin{aligned} &= 20\% \times \text{Hp} \quad (\text{Sumber: Joshi hal 389}) \\ &= 20\% \times 4.48 \\ &= 0.90 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Power input dengan transmission sistem losses} &= 4.93 + 0.90 \\ &= 5.83 \end{aligned}$$

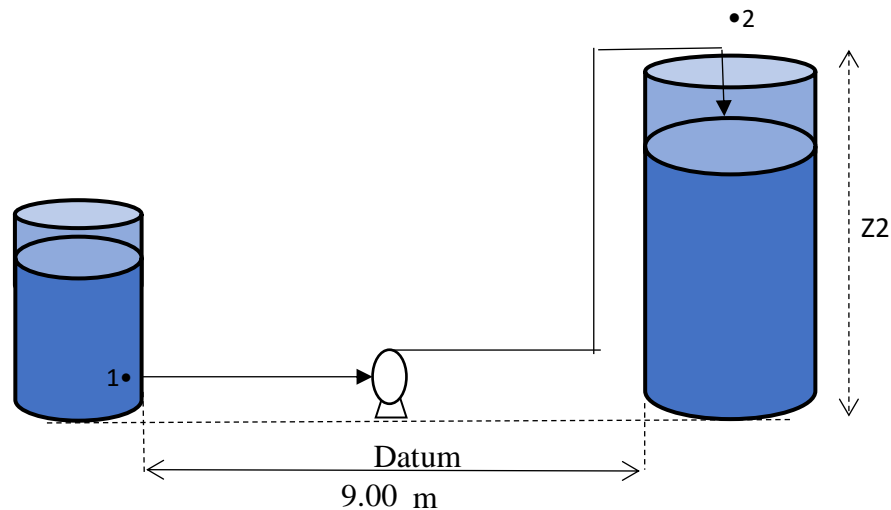
$$\text{Total Power} = 5.83 \text{ hp}$$

Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan adalah sebesar  
5.83 hp

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat	:	Pre-treatment Tank
Kode Alat	:	M-110
Fungsi Alat	:	Menetralkan pH POME dengan penambahan $\text{Ca(OH)}_2$
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	:	697.06 ft <sup>3</sup> = 19.7 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah tangki	:	1 unit
Spek. Tangki	:	- Diameter (OD) = 8.50 ft = 2.59 m
		- Diameter (ID) = 8.46 ft = 2.58 m
		- Tinggi shell = 12.7 ft = 3.87 m
		tutup atas = 1.1 ft = 0.35 m
		tutup bawah = 1.1 ft = 0.35 m
		- Tebal shell = 1/4 in =
		tutup atas = 1/2 in =
		tutup bawah = 1/2 in =
Spek. Nozzle Aliran Utama	:	- Diameter (OD) = 4.5 in
		- Jenis pipa = Pipa 4 in sch 40
Spek. Nozzle Aliran $\text{Ca(OH)}_2$	:	- Diameter (OD) = 0.7 in
		- Jenis pipa = Pipa 3/8 in Sch 40
Spek. Nozzle Aliran Vinnase	:	- Diameter (OD) = 4.5 in
		- Jenis pipa = Pipa 4 in Sch 40
Spek. Pengaduk	:	- Jenis = <i>Three blade propeller</i>
		- Jumlah = 2 unit
		- Diameter = 2.11 ft = 0.64 m
		- Lebar <i>blade</i> (W) = 0.42 ft = 0.13 m
		- Panjang <i>blade</i> (L) = 0.53 ft = 0.16 m
		- Lebar <i>Baffle</i> (J) = 0.70 ft = 0.21 m
		- Power = 5.83 hp

## C.2. Pre-treatment Pump (L-111)



Fungsi = Memompa POME dari kolam ke tangki pre-treatment

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 30000.00 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 dari Appendiks A-Neraca Massa dan Appendiks B-Neraca Energi :**

Rate larutan ( $\dot{m}$ ) = 30000 kg/jam

= 18.37195 lbm/s

Densitas ( $\rho$ ) = 1014 kg/m<sup>3</sup>

= 63.3040 lbm/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 0.8007 cp

= 0.000538 lbm/ft.s

Rate volume ( $Q_f$ ) = 0.290218 ft<sup>3</sup>/s

= 29.5861 m<sup>3</sup>/jam

= 0.0082184 m<sup>3</sup>/s

= 130.2625 gpm

### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,573 \times 1,7147$$

$$= 3,83 \text{ inch}$$

$$= 9,73 \text{ cm}$$

(Sumber: Kusnarjo,  
Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 4 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

OD = 4.50 inch = 0.38 ft = 0.11 m

ID = 4.03 inch = 0.34 ft = 0.10 m



$$A = 0.0884 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 3.285 \text{ ft/s}$$

$$N_r = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{63.3 \times 0.34 \times 3.28}{0.000538}$$

$$= 129650$$

$N_r > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar  
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 4 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung Sudden Constriction menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98)}$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar ( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$k_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right)$$

$$= 0.55 (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$a = 1$  (untuk aliran turbulen)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.0922 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c a} \right) \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99)}$$

terdapat: 1 unit tee valve (jenis wide open)  $k_f = 1$

1 unit gate valve (jenis wide open)  $k_f = 0.17$

3 unit elbow  $90^\circ$   $k_f = 0.75$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$\alpha = 1$  (untuk aliran turbulen)

hf tee valve (jenis wide open) = 0.17 ft.lbf/lbm

hf gate valve (jenis wide open) = 0.03 ft.lbf/lbm

hf elbow = 0.38 ft.lbf/lbm

hf total = 0.57 ft.lbf/lbm

c). Friction pada Pipa Lurus

Bahan = Cast iron ( $\epsilon=2,6 \cdot 10^{-4}$ )

panjang pipa = 18.0 m = 59.1 ft

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

Nre = 129650

$\epsilon$  = 0.0003 m

ID = 0.102 m

C/D = 0.0025

f = 0.009 (Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94)

$$\begin{aligned} F_s &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} \\ &= \frac{4 \times 0.009 \times 59.055 \times 10.79}{0.34 \times 2 \times 32.174} \\ &= 1.0624 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = hc + hf + F_s = 1.73 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_1 = 0.25 \text{ m}$$

$$Z_2 = 5.00 \text{ m}$$

$$Z_2 - Z_1 = 4.75 \text{ m} = 15.6 \text{ ft}$$

$$v_1 = 3.28 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 3.28 \text{ ft/s}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0.000 \text{ ft/s}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -17 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Head pump} &= (-W_s) \\ &= 17.31 \text{ ft} \\ &= 5.28 \text{ m} \end{aligned}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate} = 29.59 \text{ m}^3/\text{jam} = 130 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 40%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 43.280 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{mass rate} \cdot W_p$$

$$= 795 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 1.45 \text{ hp}$$

$$= 1.08 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 82\%$$

$$\text{Power Motor} = 1.763 \text{ hp}$$

#### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : Pre-treatment Pump

Kode Alat : L-111

Fungsi Alat : Memompa POME dari kolam ke tangki pre-treatment

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Kapasitas : 30000 kg/jam

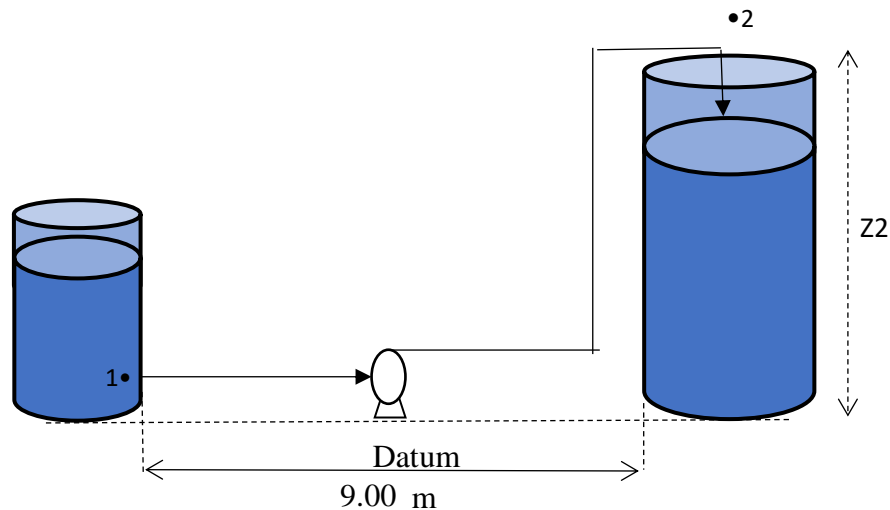
Pipa : Pipa 4 in sch 40

Power : 1.76 hp

Head : 5.28 m

Jumlah : 1 unit

### C.3. Starter Pump (L-121)



Fungsi = Memompa POME hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki starter

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 2001.07 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 dari Appendiks A-Neraca Massa dan Appendiks B-Neraca Energi :**

Rate larutan ( $\dot{m}$ ) = 2001.070 kg/jam

= 1.22545 lbm/s

Densitas ( $\rho$ ) = 1014.00 kg/m<sup>3</sup>

= 63.3040 lbm/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 0.8007 cp

= 0.000538 lbm/ft.s

Rate volume ( $Q_f$ ) = 0.019358 ft<sup>3</sup>/s

= 1.9735 m<sup>3</sup>/jam

= 0.0005482 m<sup>3</sup>/s

= 8.6888 gpm

#### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,169 \times 1,7147$$

$$= 1,13 \text{ inch}$$

$$= 2,88 \text{ cm}$$

(Sumber: Kusnarjo,  
Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 1 1/4 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

$$OD = 1,66 \text{ inch} = 0,14 \text{ ft} = 0,04 \text{ m}$$

$$ID = 1,38 \text{ inch} = 0,12 \text{ ft} = 0,04 \text{ m}$$

$$A = 0.0104 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 1.865 \text{ ft/s}$$

$$N_{r} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{63.3 \times 0.12 \times 1.86}{0.000538}$$

$$= 25230$$

$N_{re} > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar  
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 1 1/4 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung Sudden Constriction menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98)}$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar ( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$k_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right)$$

$$= 0.55 (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$$a = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.0297 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c a} \right) \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99)}$$

$$\text{terdapat: 1 unit tee valve (jenis wide open) } k_f = 1$$

$$1 \text{ unit gate valve (jenis wide open) } k_f = 0.17$$

$$3 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 0.75$$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$h_f \text{ tee valve (jenis wide open)} = 0.05 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.01 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.12 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0.18 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

Bahan = Cast iron ( $\epsilon=2,6 \cdot 10^{-4}$ )

panjang pipa = 18.0 m = 59.1 ft

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

Nre = 25230

$\epsilon$  = 0.0003 m

ID = 0.035 m

C/D = 0.0074

f = 0.009 (Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94)

$$\begin{aligned} F_s &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} \\ &= \frac{4 \times 0.009 \times 59.055 \times 3.48}{0.12 \times 2 \times 32.174} \\ &= 0.9989 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = hc + hf + F_s = 1.21 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1.12 \text{ bar} = 112000 \text{ Pa} = 2339.2 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 251 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_1 = 0.25 \text{ m}$$

$$Z_2 = 5.00 \text{ m}$$

$$Z_2 - Z_1 = 4.75 \text{ m} = 15.6 \text{ ft}$$

$$v_1 = 1.86 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 1.86 \text{ ft/s}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0.000 \text{ ft/s}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -21 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Head pump} &= (-W_s) \\ &= 20.76 \text{ ft} \\ &= 6.33 \text{ m} \end{aligned}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate} = 1.97 \text{ m}^3/\text{jam} = 8.69 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 20%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 103.782 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{mass rate} \cdot W_p$$

$$= 127 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 0.23 \text{ hp}$$

$$= 0.17 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Power Motor} = 0.289 \text{ hp}$$

#### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : Starter Pump

Kode Alat : L-121

Fungsi Alat : Memompa POME hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki starter

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Kapasitas : 2001.1 kg/jam

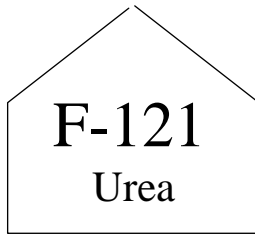
Pipa : Pipa 1 1/4 in sch 40

Power : 0.29 hp

Head : 6.33 m

Jumlah : 1 unit

#### C.4. Gudang Penyimpanan Urea (F-121)



Fungsi= Menyimpan Urea sebelum masuk ke tangki starter (M-120)  
 Tipe= Bangunan balok  
 Bahan konstruksi = Batu bata dan semen  
 Asumsi = Volume bahan= 40% Volume gudang  
 Panjang: Lebar :Tinggi = 1 : 0.5 : 0.75  
 Kebutuhan total= 82 kg/jam = 1968 kg/hari  
 Waktu simpan = 30 hari  
 Jumlah gudang = 1 buah  
 Urea 30 hari = 59040 kg = 130160.765 lb  
 Density Urea = 1.33 g/cm<sup>3</sup> = 83.0289999 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Volume Urea} &= 0.000638 \frac{1567.654}{40\%} \text{ ft}^3 \\ \text{Volume Gudang} &= \frac{\text{Volume urea}}{40\%} \\ &= \frac{1567.654252}{40\%} \end{aligned}$$

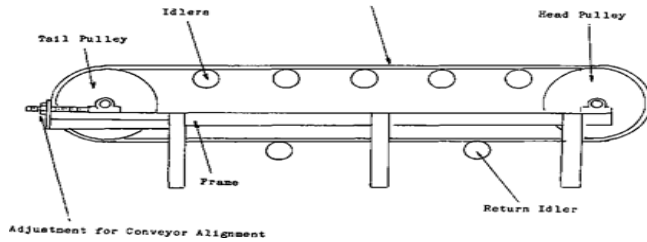
$$\begin{aligned} \text{Volume Gudang} &= 3919.13563 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume Gudang} &= \text{panjang (p) x lebar (l) x tinggi (t)} \\ 3919.13563 &= p \times 0,5 p \times 0,75 p \\ 3919.13563 &= 3 p^3 \\ 1306.378543 &= p^3 \\ p &= 10.932 \text{ ft} = 3.331997 \text{ m} \\ l &= 5.466 \text{ ft} = 1.665999 \text{ m} \\ t &= 8.199 \text{ ft} = 2.498998 \text{ m} \end{aligned}$$

#### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Tipe	=	Bangunan balok
Jumlah Gudang	=	1 buah
Kapasitas	=	3919.14 ft <sup>3</sup>
Ukuran	=	Panjang = 10.932 ft = 3.332 m
	=	Lebar = 5.466 ft = 1.666 m
	=	Tinggi = 8.199 ft = 2.499 m
Bahan konstruksi	=	Batu bata dan semen



### C.5. Belt Conveyor Urea (J-121)



Fungsi = Memindahkan Urea padat ke Tangki Starter (M-120)  
 Tipe = *Troughed belt on continuous plate*  
 Laju alir bahan = 82 kg/jam = 0.082 ton/jam  
 Jarak horizontal = 10 m = 32.27 ft (Asumsi)  
 Kemiringan belt = 15 ° (Asumsi)  
 Panjang conveyor =  $\frac{\text{Jarak Horizontal}}{\cos \text{Kemiringan belt}}$   
 $= \frac{32.27 \text{ ft}}{\cos 15^\circ}$   
 $= 33.4085639 \text{ ft}$   
 Rise = Jarak Horizontal x tan 15 °  
 $= 32.27 \text{ ft} \times \tan 15^\circ$   
 $= 8.645133 \text{ ft}$

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

Lebar belt = 14 in = 36 cm  
 Tinggi skrit plate = 7 in = 18 cm  
 Kecepatan normal conveying (u) = 200 ft/menit = 3.333 ft/s  
 Kemiringan = 15 °  
 Kapasitas Maksimum = 32 ton/jam  
 Best plies minimum = 3 buah  
 Power = 0.44 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 =  
 P yang dibutuhkan = P horizontal + P vertikal + P kosong  
 $= (0.44 + (L/300)) \times (W/100) + 0.001 HW + 0.2$   
 $= 0.201161 \text{ Hp}$   
 Losses, diambil = 10%  
 Maka daya aktual yang dibutuhkan = (1 + % Losses) x Daya Teoritis  
 $= (1 + 10\%) \times 0.201161 \text{ Hp}$   
 $= 0.221277 \text{ Hp}$

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Lebar belt	=	14	in	=	36	cm
Tinggi skirt plate	=	7	in	=	18	cm
Kecepatan normal conveying (u)	=	200	ft/menit	=	3.333	ft/s
Kemiringan	=	15	°			
Kapasitas Maksimum	=	32	ton/jam			
Best plies minimum	=	3	buah			
Power	=	0.221	Hp			
Ukuran lump maksimum	=	3	in			

### C.6. Gudang Penyimpanan DAP (F-122)



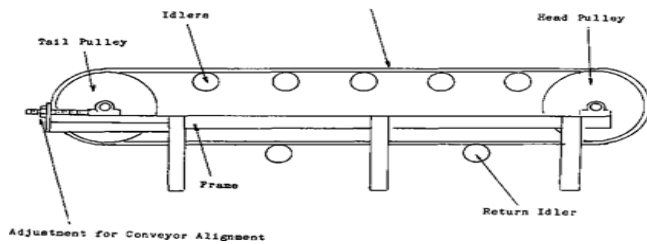
Fungsi= Menyimpan DAP sebelum masuk ke tangki starter (M-120)  
 Tipe= Bangunan balok  
 Bahan konstruksi = Batu bata dan semen  
 Asumsi = Volume bahan= 40% Volume gudang  
 Panjang: Lebar :Tinggi = 1 : 0.5 : 0.75  
 Kebutuhan total= 24.6 kg/jam = 590.4 kg/hari  
 Waktu simpan = 30 hari  
 Jumlah gudang = 1 buah  
 Urea 30 hari = 17712 kg = 39048.2294 lb  
 Density DAP = 1.342 g/cm<sup>3</sup> = 83.7781338 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 \text{Volume DAP} &= 0.002146 \frac{466.0909 \text{ ft}^3}{40\%} \\
 \text{Volume Gudang} &= \frac{\text{Volume DAP}}{40\%} \\
 &= \frac{466.0909438}{40\%}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Gudang} &= 1165.22736 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume Gudang} &= \text{panjang (p) x lebar (l) x tinggi (t)} \\
 1165.22736 &= p \times 0,5 p \times 0,75 p \\
 1165.22736 &= 3 p^3 \\
 388.4091199 &= p^3 \\
 p &= 7.296 \text{ ft} = 2.22388 \text{ m} \\
 l &= 3.648 \text{ ft} = 1.11194 \text{ m} \\
 t &= 5.472 \text{ ft} = 1.66791 \text{ m}
 \end{aligned}$$

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>						
Tipe	=	Bangunan balok				
Jumlah Gudang	=	1 buah				
Kapasitas	=	1165.23	ft <sup>3</sup>			
Ukuran	=	panjang	=	7.296 ft	=	2.22388 m
		Lebar	=	3.648 ft	=	1.11194 m
		Tinggi	=	5.472 ft	=	1.66791 m
Bahan konstruksi	=	Batu bata dan semen				

### C.7. Belt Conveyor DAP (J-122)



Fungsi = Memindahkan Urea padat ke Tangki Starter (M-120)  
 Tipe = *Troughed belt on continuous plate*  
 Laju alir bahan = 24.6 kg/jam = 0.0246 ton/jam  
 Jarak horizontal = 10 m = 32.27 ft (Asumsi)  
 Kemiringan belt = 15 ° (Asumsi)  
 Panjang conveyor =  $\frac{\text{Jarak Horizontal}}{\cos \text{Kemiringan belt}}$   
 $= \frac{32.27 \text{ ft}}{\cos 15^\circ}$   
 $= 33.4085639 \text{ ft}$   
 Rise = Jarak Horizontal x tan 15 °  
 $= 32.27 \text{ ft} \times \tan 15^\circ$   
 $= 8.645133 \text{ ft}$

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

Lebar belt = 14 in = 36 cm  
 Tinggi skrit plate = 7 in = 18 cm  
 Kecepatan normal conveying (u) = 200 ft/menit = 3.333 ft/s  
 Kemiringan = 15 °  
 Kapasitas Maksimum = 32 ton/jam  
 Best plies minimum = 3 buah  
 Power = 0.44 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 =  
 P yang dibutuhkan = P horizontal + P vertikal + P kosong  
 $= (0.44 + (L/300)) \times (W/100) + 0.001 HW + 0.2$   
 $= 0.200348 \text{ Hp}$   
 Losses, diambil = 10%  
 Maka daya aktual yang dibutuhkan = (1 + % Losses) x Daya Teoritis  
 $= (1 + 10\%) \times 0.200348 \text{ Hp}$   
 $= 0.220383 \text{ Hp}$

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Lebar belt	=	14	in	=	36	cm
Tinggi skrit plate	=	7	in	=	18	cm
Kecepatan normal conveying (u)	=	200	ft/menit	=	3.333	ft/s
Kemiringan	=	15	°			
Kapasitas Maksimum	=	32	ton/jam			
Best plies minimum	=	3	buah			
Power	=	0.22	Hp			
Ukuran lump maksimum	=	3	in			

### C.8. Gudang Penyimpanan Slurry (F-123)



Fungsi= Menyimpan Cow dung sebelum masuk ke tangki starter (M-120)  
 Tipe= Bangunan balok  
 Bahan konstruksi = Batu bata dan semen  
 Asumsi = Volume bahan= 40% Volume gudang  
 Panjang: Lebar :Tinggi = 1 : 0.5 : 0.75  
 Kebutuhan total= 171.8194 kg/jam = 4123.66677 kg/hari  
 Waktu simpan = 30 hari  
 Jumlah gudang = 1 buah  
 Urea 30 hari = 123710 kg = 272733.547 lb  
 Density Cow dung = 1.511 g/cm<sup>3</sup> = 94.3284353 lb/ft<sup>3</sup>

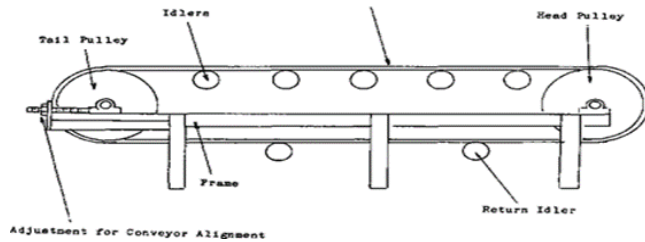
$$\begin{aligned}
 \text{Volume Cow dung} &= 0.000346 \frac{2891.318 \text{ ft}^3}{40\%} \\
 \text{Volume Gudang} &= \frac{\text{Volume Cow dung}}{40\%} \\
 &= \frac{2891.318472}{40\%}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Gudang} &= 7228.296179 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume Gudang} &= \text{panjang (p) x lebar (l) x tinggi (t)} \\
 7228.296179 &= p \times 0,5 p \times 0,75 p \\
 7228.296179 &= 3 p^3 \\
 2409.43206 &= p^3 \\
 p &= 13.406 \text{ ft} = 4.086202 \text{ m} \\
 l &= 6.703 \text{ ft} = 2.043101 \text{ m} \\
 t &= 10.055 \text{ ft} = 3.064652 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Tipe	=	Bangunan balok
Jumlah Gudang	=	1 buah
Kapasitas	=	7228.3 ft <sup>3</sup>
Ukuran	=	panjang = 13.406 ft = 4.0862 m
		Lebar = 6.703 ft = 2.0431 m
		Tinggi = 10.055 ft = 3.06465 m
Bahan konstruksi	=	Batu bata dan semen

### C.9. Belt Conveyor Slurry (J-123)



Fungsi = Memindahkan Urea padat ke Tangki Starter (M-120)  
 Tipe = *Troughed belt on continuous plate*  
 Laju alir bahan = 171.82 kg/jam = 0.17182 ton/jam  
 Jarak horizontal = 10 m = 32.27 ft (Asumsi)  
 Kemiringan belt = 15 ° (Asumsi)  
 Panjang conveyor =  $\frac{\text{Jarak Horizontal}}{\cos \text{Kemiringan belt}}$   
 $= \frac{32.27 \text{ ft}}{\cos 15^\circ}$   
 $= 33.4085639 \text{ ft}$   
 Rise = Jarak Horizontal x tan 15 °  
 $= 32.27 \text{ ft} \times \tan 15^\circ$   
 $= 8.645133 \text{ ft}$

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

Lebar belt = 14 in = 36 cm  
 Tinggi skrit plate = 7 in = 18 cm  
 Kecepatan normal conveying (u) = 200 ft/menit = 3.333 ft/s  
 Kemiringan = 15 °  
 Kapasitas Maksimum = 32 ton/jam  
 Best plies minimum = 3 buah  
 Power = 0.44 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 :

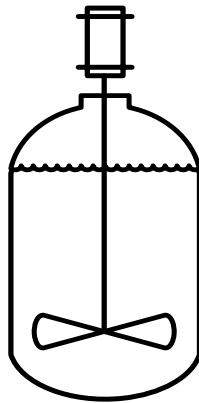
Nilai P kosong =  
 P yang dibutuhkan = P horizontal + P vertikal + P kosong  
 $= (0.44 + (L/300)) \times (W/100) + 0.001 HW + 0.2$   
 $= 0.202433 \text{ Hp}$   
 Losses, diambil = 10%  
 Maka daya aktual yang dibutuhkan = (1 + % Losses) x Daya Teoritis  
 $= (1 + 10\%) \times 0.202433 \text{ Hp}$   
 $= 0.222676 \text{ Hp}$

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Lebar belt	=	14	in	=	36	cm
Tinggi skrit plate	=	7	in	=	18	cm
Kecepatan normal conveying (u)	=	200	ft/menit	=	3.333	ft/s
Kemiringan	=	15	°			
Kapasitas Maksimum	=	32	ton/jam			
Best plies minimum	=	3	buah			
Power	=	0.223	Hp			
Ukuran lump maksimum	=	3	in			



### C.10. Starter Tank (M-120)



Fungsi	=	Tempat penambahan nutrisi dan pembentukan tahap awal biogas
$P_{\text{operasi}}$	=	1 atm = 16.2 psi = 1.1146 bar
$T_{\text{operasi}}$	=	30 °C = 303 K
Rate massa POME	=	2001.07 kg/jam = 4411.60 lb /jam
$\rho$ Substrat	=	1014 kg/m <sup>3</sup> = 63.30 lb/ft <sup>3</sup>
Rate massa DAP	=	24.6 kg/jam = 54.2 lb /jam
$\rho$ DAP	=	1622 kg/m <sup>3</sup> = 101.28 lb/ft <sup>3</sup>
Rate massa urea	=	82 kg/jam = 180.78 lb /jam
$\rho$ urea	=	1342 kg/m <sup>3</sup> = 83.75 lb/ft <sup>3</sup>
Rate massa slurry	=	171.819 kg/jam = 378.8 lb /jam
$\rho$ kotoran sapi	=	1511 kg/m <sup>3</sup> = 94.33 lb/ft <sup>3</sup>
Jadi,		
Rate massa liquid total	=	2279.5 kg/jam = 5025.4 lb /jam
$\rho$ Campuran	=	1053.64 kg/m <sup>3</sup> = 65.78 lb/ft <sup>3</sup>
Viskositas ( $\mu$ )	=	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 = 80% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Jumlah tangki = 2 unit
- Tutup atas berbentuk *conical*
- Tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E= 0.80 )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* (F= 12650 )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned}
\text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ liquid} \\
&= \frac{5025 \text{ lb/jam}}{65.777 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 76.40 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
\text{Rate volumetrik / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\
&= \frac{76.40 \text{ ft}^3/\text{jam}}{2} \\
&= 38.20 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
\text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liq} \times \text{waktu tinggal} \times \text{frekuensi pengisian} \\
&= 38.20 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \times 5 \\
&= 4584.1 \text{ ft}^3 \\
\text{Volume total / tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 4584.1 \text{ ft}^3 = 5730.1 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Penentuan dimensi tangki digester didasarkan kondisi aktual pabrik PT. Energi Agro Nusantara Mojokerto

$$H = 2/5 D$$

$$\text{Sudut puncak cone } (\alpha) = 150^\circ$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume tangki} &= (\pi/4) D^2 H + \frac{\pi D^3}{24 \text{ tg } (1/2 \alpha)} \\
&= (\pi/4) D^2 \cdot 2/5 D + \frac{3.14 \times D^3}{24 \times \text{tg } 75^\circ}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
5730.1 &= 0.349 D^3 \\
D &= 25.415 \text{ ft} = 305 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi liquid } (H_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\
&= \frac{4584.1 \text{ ft}^3}{1/4 \times 3.14 \times 25.4^2 \text{ ft}^2} \\
&= 9.0 \text{ ft} = 2.8 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (H_L - 1) / 144 \quad (\text{Sumber: Brownell, Pers. 3.17, hal 46}) \\
&= \frac{65.8 \times 8.04}{144}
\end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 3.7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 3.7 + 16.2 \\
&= 19.8 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned}
P_{\text{design}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
&= 1.05 \times 19.8 \\
&= 20.8 \text{ psi} = 1.42 \text{ atm} = 1.4362 \text{ bar}
\end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint*  $E = 0.80$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P} + c$$

$$= \frac{20.830 \times 152.489}{12650 \times 0.80 - 0.6 \times 20.830} + 1/8$$

$$= 0.44 \text{ in}$$

Standarisasi tebal bejana :  $1/2 \text{ in}$

$$OD = ID + 2t_s = 305.98 \text{ in} = 25.5 \text{ ft}$$

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

$$OD_{\text{standar}} = 276 \text{ in} = 23 \text{ ft}$$

$$ID = OD - 2t_s$$

$$= 275.0 \text{ in} = 22.9 \text{ ft}$$

$$H = 2/5 ID$$

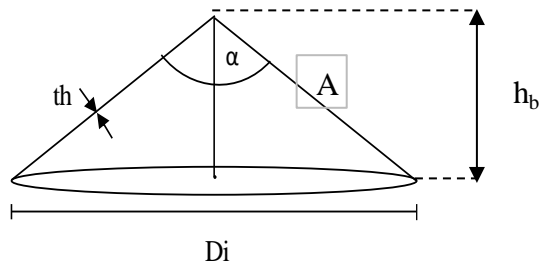
$$= 110 \text{ in} = 9.2 \text{ ft}$$

$$\text{Cross Sectional Tangki (A)} = \frac{(\pi/4) ID^2}{4}$$

$$= \frac{3.14 \times 22.9^2}{4}$$

$$= 412.26 \text{ ft}^2$$

### Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



### Tinggi tutup

$$h = \frac{d}{2 \operatorname{tg}(1/2 \alpha)}$$

$$= \frac{22.92 \text{ ft}}{2 \times \operatorname{tg} 75}$$

$$= 3.07 \text{ ft} = 0.93643 \text{ m}$$

Tinggi total tangki =  $H + h_a$

$$= 12.2 \text{ ft}$$

$$= 3.73 \text{ m}$$

Tutup bejana bagian atas berbentuk conical dengan sudut puncak  $150^\circ$ , sehingga tebal tutup bejana dapat dihitung dari persamaan 6.154 Brownell & Young

$$t_{ha} = \frac{P_i d_i}{2 (fE - 0.1 P_i) \cos (1/2 \alpha)} + c \quad (\text{Sumber: Brownell, pers. 13-12 hal 258})$$

$$= \frac{20.830 \times 275}{2 (12650 \times 0.80 - 0.1 \times 20.8) \times \cos 75^\circ} + 1/8$$

$$= 1 \frac{2}{9} \text{ in} = \frac{9.7}{8} \text{ in}$$

Standarisasi tebal tutup = 1 1/4 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Subtrat

$$\begin{aligned} \text{Rate Volum Subtrat } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Subtrat}}{\rho \text{ Subtrat}} \\ &= \frac{2205.8 \text{ lb/jam}}{63.3 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 34.85 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0097 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\ &= 3.9 \times 0.010^{0.45} \times 63.30^{0.13} \\ &= 0.83 \text{ in} \\ &= 2.11 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 1 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 1.315 \text{ in} = 0.110 \text{ ft} = 0.033 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 1.049 \text{ in} = 0.087 \text{ ft} = 0.027 \text{ m}$$

$$A = 0.0060 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0.0097}{0.006}$$

$$= 1.614 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{63.3 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0874 \text{ ft} \times 1.6 \text{ ft/s}}{0.000538 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 16595.12$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 1.315 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Liquid Manure

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volume liquid manure } (Q_f) &= \frac{\text{Mass rate liquid manure}}{\text{Densitas larutan}} \\
 &= \frac{189.40 \text{ lb/jam}}{94.33 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 2.0079 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0006 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi = aliran laminar

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\
 &= 3.9 \times 0.0006^{0.36} \times 94.33^{0.18} \\
 &= 0.59596 \text{ in} \\
 &= 1.51 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 3/4 in sch 40 (Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$OD = 1.050 \text{ in} = 0.09 \text{ ft} = 0.027 \text{ m}$$

$$ID = 0.824 \text{ in} = 0.07 \text{ ft} = 0.021 \text{ m}$$

$$A = 0.0037 \text{ ft}^2$$

### Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\
 &= \frac{0.0006}{0.0037} \\
 &= 0.151 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
 &= \frac{94.3 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0687 \text{ ft} \times 0.15 \text{ ft/s}}{0.000538 \text{ lbm/ft.s}} \\
 &= 1814.0
 \end{aligned}$$

$Nre < 2100$ , asumsi aliran laminar benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 1.05 in

### Perhitungan Diameter Nozzle DAP

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volume DAP } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa DAP}}{\rho \text{ DAP}} \\
 &= \frac{27.1 \text{ lb/jam}}{101.3 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0.27 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.00007 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi = aliran laminar

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$\begin{aligned}
&= 3.9 \times 0.00007^{0.36} \times 101.28^{0.18} \\
&= 0.29 \text{ in} \\
&= 0.74 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 3/8 in sch 40	(Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)
OD = 0.675 in	= 0.056 ft = 0.017 m
ID = 0.493 in	= 0.041 ft = 0.013 m
A = 0.001325 ft <sup>2</sup>	

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\
&= \frac{7E-05}{0.001325} \\
&= 0.056 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{101 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0411 \text{ ft} \times 0.056 \text{ ft/s}}{0.0005380 \text{ lbm/ft.s}} \\
&= 434.09
\end{aligned}$$

Nre < 2100, asumsi aliran laminar benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 0.675 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Urea

$$\begin{aligned}
\text{Rate Volume Urea } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Urea}}{\rho \text{ Urea}} \\
&= \frac{90.39 \text{ lb/jam}}{83.75 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 1.08 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0.0003 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Asumsi = aliran laminar

$$D_i \text{ optimun} = 3.9 \times Q_f^{0.36} \times \rho^{0.18} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$\begin{aligned}
&= 3.9 \times 0.0003^{0.36} \times 83.75^{0.18} \\
&= 0.47 \text{ in} \\
&= 1.18 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 1/2 in sch 40	(Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)
OD = 0.840 in	= 0.07 ft = 0.021 m
ID = 0.622 in	= 0.05 ft = 0.016 m
A = 0.0021091 ft <sup>2</sup>	

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\
 &= \frac{0.0003}{0.0021} \\
 &= 0.142 \text{ ft/s} \\
 Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
 &= \frac{84 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0518 \text{ ft} \times 0.142 \text{ ft/s}}{0.000538 \text{ lbm/ft.s}} \\
 &= 1146.88
 \end{aligned}$$

$Nre < 2100$ , asumsi aliran laminar benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 0.84 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Liquida Keluar

Rate massa Liquid Keluar = 2098.2 kg/jam = 4,625.65 lb/jam

Densitas Liquid Keluar = 1053.64 kg/m<sup>3</sup> = 65.78 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volume Liquida keluar } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Liquid Keluar}}{\rho \text{ Liquid Keluar}} \\
 &= \frac{2,313 \text{ lb/jam}}{65.78 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 35.16 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0098 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\
 &= 3.9 \times 0.010^{0.45} \times 65.78^{0.13} \\
 &= 0.84 \text{ in} \\
 &= 2.13 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 1 in sch 40	(Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)
OD = 1.315 in	= 0.11 ft = 0.033 m
ID = 1.049 in	= 0.09 ft = 0.027 m
A = 0.0205 ft <sup>2</sup>	

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\
 &= \frac{0.0098}{0.0205} \\
 &= 0.476 \text{ ft/s} \\
 Nre &= \frac{\rho D v}{\mu}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{66 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0874 \text{ ft} \times 0.5}{0.000538 \text{ lbm/ft.s}} \text{ ft/s}$$

$$= 5091.68$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 1.32 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Keluar

Rate massa biogas = 181.023 kg/jam = 399.1 lb/jam

Densitas biogas = 1.10 kg/m<sup>3</sup> = 0.07 lb/ft<sup>3</sup>

viskositas gas = 0.02 cp = 0.0000101 lbm/ft.s

$$\text{Rate Volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa biogas keluar}}{\rho \text{ biogas}}$$

$$= \frac{199.5}{0.0687}$$

$$= 2905.8 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.807 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3.9 \times 0.81^{0.45} \times 0.069^{0.13}$$

$$= 2.5 \text{ in}$$

$$= 6.35 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 3 in Sch 40	(Sumber: Geankoplis, 2003, Appendiks A.5 hal 996)
OD = 3.50 inch	= 0.29 ft = 0.09 m
ID = 3.07 inch	= 0.26 ft = 0.08 m
A = 0.03 ft <sup>2</sup>	

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0.807}{0.0294}$$

$$= 27.44 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{0.07 \text{ lb/ft}^3 \times 0.26 \text{ ft} \times 27.44 \text{ ft/s}}{0.000010 \text{ lb/ft s}}$$

$$= 47789$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Biogas adalah 3.50 in



### Spesifikasi Pengaduk

Untuk kondisi operasi yang melibatkan suspension of solid, digunakan tipe pengaduk: *High Efficiency three-blade impeller* (Sumber: Geankoplis, 2003, hal 155)

$$\begin{aligned} \text{Diameter impeller} &= 0.25 \text{ Diameter shell} \\ &= 0.25 \times 22.9 \text{ ft} \\ &= 5.7 \text{ ft} = 1.75 \text{ m} \end{aligned}$$

dipilih kecepatan High Efficiency three-blade impeller = 68 rpm, maka

$$\begin{aligned} &= 68 \text{ rpm} = 1.13 \text{ rps} \\ \text{Lebar blade (W)} &= 1/5 \times \text{diameter impeller} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003,} \\ &= 1/5 \times 5.7 \quad \text{Tabel 3.4-1 hal 158)} \\ &= 1.15 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang blade (L)} &= 1/4 \times \text{diameter impeller} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003,} \\ &= 1/4 \times 5.7 \quad \text{Tabel 3.4-1 hal 158)} \\ &= 1.43 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar Baffle (J)} &= 1/12 \times \text{diameter shell} \\ &= 1/12 \times 22.9 \\ &= 1.91 \text{ ft} \end{aligned}$$

N're (impeller)

$$\begin{aligned} N're &= \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \\ N're &= \frac{5.7^2 \text{ ft}^2 \times 1.13 \text{ rps} \times 65.8 \text{ lb/ft}^3}{0.000538 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 4,547,706.24671 \end{aligned}$$

**Penentuan Jumlah Pengaduk** (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times Sg}{\text{Diameter Tangki}} \\ &= \frac{9.0 \text{ ft} \times 65.8 \text{ lb/ft}^3}{22.9 \text{ ft} \times 63.3 \text{ lb/ft}^3} \quad (Sg = \rho \text{ liq. cam} / \rho \text{ air}) \\ &= 0.41 \sim 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

### Power pengaduk

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5}{g_c} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 3.4-2, hal 158})$$

$$P = \frac{1.6 \times 65.8 \text{ lb/ft}^3 \times (1.13)^3 \text{ rps} \times (5.7)^5 \text{ ft}}{32.17 \text{ lb/ft}^2}$$

$$P = 29,391 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 53.44 \text{ Hp}$$

Keterangan :

$$P = \text{Power (hp)}$$

$$N_p = \text{Power Number (Sumber: Grafik 3.4-5 Geankoplis, Hal 159)}$$

$$\text{Untuk Nre} = 4,547,706.25$$

$$\text{dan jenis impeller High Efficiency three-blade } N_p = 1.6$$

$g_c$  = Faktor konversi (lb/ft<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densitas (lb/ft<sup>3</sup>)

$N$  = Kecepatan putaran impeller (rps)

$D$  = 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 53.44  
= 5.3 Hp

Power input dengan gland losses  
= 53.4 + 5.3  
= 58.78 Hp

Transmission sistem losses

= 20% x Hp (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)  
= 20% x 53.44  
= 10.7 Hp

Power input dengan transmission sistem losses

= 59 + 10.69 Hp  
= 69.47 Hp

Total Power = 69.47 Hp

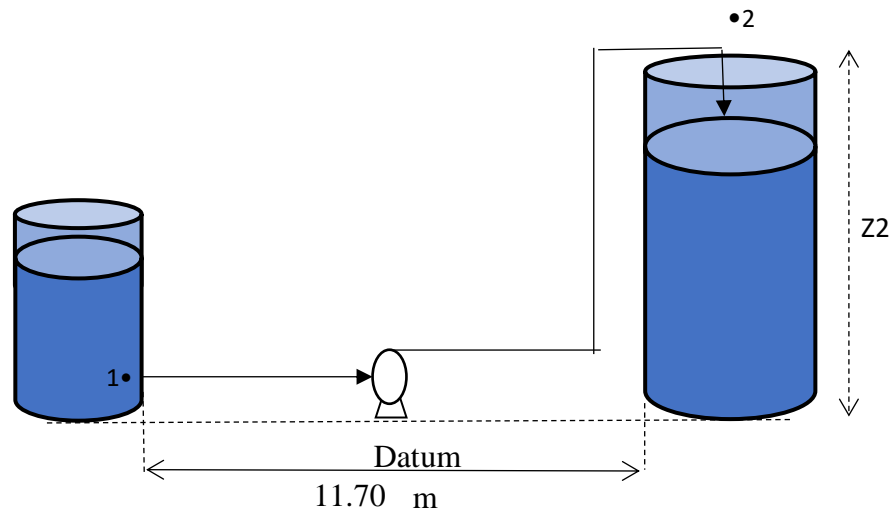
Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan sebesar 69.47 Hp

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat	:	Starter Tank
Kode Alat	:	M-120
Fungsi Alat	:	Tempat penambahan nutrisi dan pembentukan tahap awal biogas
Tipe	:	Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk <i>conical</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada pondasi
Kapasitas	:	5730.1 ft <sup>3</sup> = 162 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	:	2 unit
Spek. Tangki	:	
- Diameter tangki (OD)	=	23.0 ft = 7.01 m
- Diameter (ID)	=	22.9 ft = 6.99 m
- Tinggi : shell	=	9.2 ft = 2.8 m
tutup atas	=	3.07 ft = 0.94 m
- Tebal : shell	=	1/2 in
tutup atas	=	1 1/4 in
Spek. Nozzle Substrat	:	- Diameter (OD) = 1.32 in
		- Jenis pipa = Pipa 1 in sch 40
Spek. Nozzle Aliran Manure	:	- Diameter (OD) = 0.84 in
		- Jenis pipa = Pipa 1/2 in sch 40
Spek. Nozzle DAP	:	- Diameter (OD) = 0.84 in
		- Jenis pipa = Pipa 1/2 in sch 40
Spek. Nozzle Urea	:	- Diameter (OD) = 0.84 in
		- Jenis pipa = Pipa 1/2 in sch 40
Spek. Nozzle Biogas	:	- Diameter (OD) = 3.50 in
		- Jenis pipa = Pipa 3 in Sch 40
Spek. Nozzle Liquid Keluar	:	- Diameter (OD) = 1.32 in
		- Jenis pipa = Pipa 1 in sch 40
Spek. Impeller	:	
- Jenis Impeller	=	High Efficiency three-blade impeller
- Jumlah Impeller	=	1 unit
- Diameter impeller	=	5.7 ft
- Lebar blade (W)	=	1.15 ft
- Panjang blade (L)	=	1.43 ft
- Lebar Baffle (J)	=	1.91 ft
- Power impeller	=	69 Hp



### C.11. Digester Pump (L-211)



Fungsi = Memompa POME hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki digester

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 28015.01 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 dari Appendiks A-Neraca Massa dan Appendiks B-Neraca Energi :**

Rate larutan ( $\dot{m}$ ) = 28015.013 kg/jam

= 17.15635 lbm/s

Densitas ( $\rho$ ) = 987.87 kg/m<sup>3</sup>

= 61.6728 lbm/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 0.8007 cp

= 0.000538 lbm/ft.s

Rate volume ( $Q_f$ ) = 0.278183 ft<sup>3</sup>/s

= 28.3592 m<sup>3</sup>/jam

= 0.0078776 m<sup>3</sup>/s

= 124.8610 gpm

#### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,562 \times 1,7089$$

$$= 3,75 \text{ inch}$$

$$= 9,52 \text{ cm}$$

(Sumber: Kusnarjo,  
Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 4 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

$$OD = 4.50 \text{ inch} = 0.38 \text{ ft} = 0.11 \text{ m}$$

$$ID = 4.03 \text{ inch} = 0.34 \text{ ft} = 0.10 \text{ m}$$

$$A = 0.09 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 3.148 \text{ ft/s}$$

$$N_{r} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{61.7 \times 0.34 \times 3.15}{0.000538}$$

$$= 121072$$

$N_{re} > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar  
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 4 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung Sudden Constriction menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98)}$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar ( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$k_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right)$$

$$= 0.55 (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$$a = 1 \quad \text{(untuk aliran turbulen)}$$

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.0847 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c a} \right) \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99)}$$

$$\text{terdapat: 1 unit tee valve (jenis wide open) } k_f = 1$$

$$1 \text{ unit gate valve (jenis wide open) } k_f = 0.17$$

$$3 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 0.75$$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$\alpha = 1 \quad \text{(untuk aliran turbulen)}$$

$$h_f \text{ tee valve (jenis wide open)} = 0.15 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.03 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.35 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0.53 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

Bahan = Cast iron ( $\epsilon=2,6 \cdot 10^{-4}$ )

panjang pipa = 23.4 m = 76.8 ft

Data-data untuk spesifikasi pipa cast iron

Nre = 121072

$\epsilon$  = 0.0003 m

ID = 0.102 m

C/D = 0.0025

f = 0.008 (Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94)

$$\begin{aligned} F_s &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} \\ &= \frac{4 \times 0.008 \times 76.772 \times 9.91}{0.34 \times 2 \times 32.174} \\ &= 1.1279 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = hc + hf + F_s = 1.74 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1.24 \text{ bar} = 124000 \text{ Pa} = 2589.8 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 501 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_1 = 0.25 \text{ m}$$

$$Z_2 = 9.00 \text{ m}$$

$$Z_2 - Z_1 = 8.75 \text{ m} = 28.7 \text{ ft}$$

$$v_1 = 3.15 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 3.15 \text{ ft/s}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0.000 \text{ ft/s}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -39 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Head pump} &= (-W_s) \\ &= 38.57 \text{ ft} \\ &= 11.8 \text{ m} \end{aligned}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate} = 28.36 \text{ m}^3/\text{jam} = 125 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 45%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 85.721 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{mass rate} \cdot W_p$$

$$= 1471 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 2.67 \text{ hp}$$

$$= 1.99 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 83\%$$

$$\text{Power Motor} = 3.222 \text{ hp}$$

#### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : Digester Pump

Kode Alat : L-211

Fungsi Alat : Memompa POME hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki digester

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Kapasitas : 28015.0 kg/jam

Pipa : Pipa 4 in sch 40

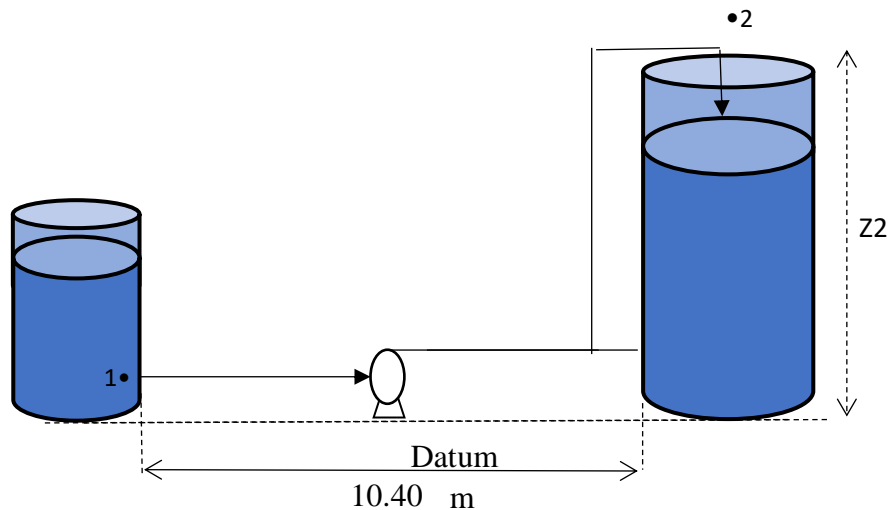
Power : 3.22 hp

Head : 11.8 m

Jumlah : 1 unit



### C.12. Digester Pump (L-212)



Fungsi = Memompa POME hasil pengenceran dari tangki starter menuju tangki digester

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 2098.16 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 dari Appendiks A-Neraca Massa dan Appendiks B-Neraca Energi :**

Rate larutan ( $\dot{m}$ ) = 2098.160 kg/jam

= 1.28491 lbm/s

Densitas ( $\rho$ ) = 987.87 kg/m<sup>3</sup>

= 61.6728 lbm/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 0.8007 cp

= 0.000538 lbm/ft.s

Rate volume ( $Q_f$ ) = 0.020834 ft<sup>3</sup>/s

= 2.1239 m<sup>3</sup>/jam

= 0.00059 m<sup>3</sup>/s

= 9.3514 gpm

#### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,175 \times 1,7089 \\ &= 1,17 \text{ inch} \\ &= 2,97 \text{ cm} \end{aligned}$$

(Sumber: Kusnarjo, Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 1 1/4 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

OD = 1.90 inch = 0.16 ft = 0.05 m

ID = 1.38 inch = 0.12 ft = 0.04 m

$$A = 0.0104 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 2.007 \text{ ft/s}$$

$$N_{r} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{61.7 \times 0.12 \times 2.01}{0.000538}$$

$$= 26454$$

$N_{re} > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar  
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 1 1/4 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung Sudden Constriction menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98)}$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar ( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$k_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right)$$

$$= 0.55 (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$a = 1$  (untuk aliran turbulen)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.0344 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c a} \right) \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99)}$$

terdapat: 1 unit tee valve (jenis wide open)  $k_f = 1$

1 unit gate valve (jenis wide open)  $k_f = 0.17$

3 unit elbow  $90^\circ$   $k_f = 0.75$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$\alpha = 1$  (untuk aliran turbulen)

$$h_f \text{ tee valve (jenis wide open)} = 0.06 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.01 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.14 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0.21 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

Bahan = Cast iron ( $\epsilon=2,6 \cdot 10^{-4}$ )

panjang pipa = 20.8 m = 68.2 ft

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

Nre = 26454

$\epsilon$  = 0.0003 m

ID = 0.035 m

C/D = 0.0074

f = 0.0085 (Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94)

$$\begin{aligned} F_s &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} \\ &= \frac{4 \times 0.0085 \times 68.241 \times 4.03}{0.12 \times 2 \times 32.174} \\ &= 1.2628 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = hc + hf + F_s = 1.51 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + \Sigma F \\ P_1 &= 1.12 \text{ bar} = 112000 \text{ Pa} = 2339.2 \text{ lbf/ft}^2 \\ P_2 &= 1.24 \text{ bar} = 124000 \text{ Pa} = 2589.8 \text{ lbf/ft}^2 \\ P_2 - P_1 &= 251 \text{ lbf/ft}^2 \\ Z_1 &= 0.25 \text{ m} \\ Z_2 &= 9.00 \text{ m} \\ Z_2 - Z_1 &= 8.75 \text{ m} = 28.7 \text{ ft} \\ v_1 &= 2.01 \text{ ft/s} \\ v_2 &= 2.01 \text{ ft/s} \\ v_2^2 - v_1^2 &= 0.000 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -34 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Head pump} &= (-W_s) \\ &= 34.28 \text{ ft} \\ &= 10.4 \text{ m} \end{aligned}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate} = 2.12 \text{ m}^3/\text{jam} = 9.35 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 20%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 171.412 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{mass rate} \cdot W_p$$

$$= 220 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 0.4 \text{ hp}$$

$$= 0.3 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Power Motor} = 0.501 \text{ hp}$$

#### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : Digester Pump

Kode Alat : L-212

Fungsi Alat : Memompa POME hasil pengenceran dari tangki starter menuju tangki digester

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Kapasitas : 2098.2 kg/jam

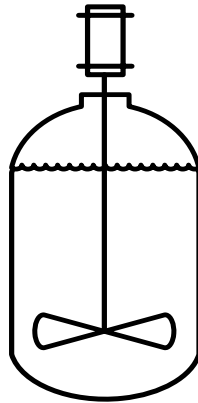
Pipa : Pipa 1 1/4 in sch 40

Power : 0.50 hp

Head : 10.4 m

Jumlah : 1 unit

### C.13. Digester (M-210)



Fungsi	=	Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas
$P_{\text{operasi}}$	=	1 atm = 18.2 psi = 1.2564 bar
$T_{\text{operasi}}$	=	35.2 °C = 308 K
Rate massa Substrat	=	28015.01 kg/jam = 61762.53 lb /jam
$\rho$ Substrat	=	1014 kg/m <sup>3</sup> = 63.30 lb/ft <sup>3</sup>
Rate massa Liquid	=	2098.2 kg/jam = 4625.7 lb /jam
$\rho$ liquid	=	1053.64 kg/m <sup>3</sup> = 65.78 lb/ft <sup>3</sup>
Jadi,		
Rate massa liquid total	=	30113.2 kg/jam = 66388.2 lb /jam
$\rho$ Campuran	=	1050.778 kg/m <sup>3</sup> = 65.60 lb/ft <sup>3</sup>
Viskositas ( $\mu$ )	=	1.2400 cp
	=	0.0008 lbm/ft.s

#### Ditetapkan :

- Sistem = Batch
- Waktu tinggal = 18 hari = 432 jam
- Waktu pengisian = 1 hari = 24 jam
- Waktu pengosongan = 1 hari = 24 jam
- Volume liquid = 80% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Jumlah tangki = 2 unit
- Tutup atas berbentuk *standar dished head*
- Tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E= 0.80 )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* (f= 12650 )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ substrate} \\
 &= \frac{66388 \text{ lb /jam}}{63.302 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1048.75 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Rate volumetrik/tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\
&= \frac{1048.75 \text{ ft}^3/\text{jam}}{2} \\
&= 524.38 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
\text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal} \times \text{frekuensi pengisian} \\
&= 524.38 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \times 18 \\
&= 226531 \text{ ft}^3 \\
\text{Volume total / tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 226531 \text{ ft}^3 = 283164 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Penentuan dimensi tangki digester didasarkan pada kondisi aktual pabrik PT. Energi Agro Nusantara Mojokerto

$$H = 2/5 D$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume tangki} &= (\pi/4) D^2 H + 0.0847 D^3 \\
&= (\pi/4) D^2 (2/5 D) + 0.0847 D^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
283163.6 &= 0.399 D^3 \\
D &= 89.220 \text{ ft} = 1070.6 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi liquid } (H_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\
&= \frac{226530.9 \text{ ft}^3}{1/4 \times 3.14 \times 89.2^2 \text{ ft}^2} \\
&= 36.3 \text{ ft} = 11.0 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (H_L - 1) / 144 \quad (\text{Sumber: Brownell, Pers.} \\
&= \frac{65.6 \times 35.25}{144} \quad \quad \quad 3.17, \text{ hal 46}) \\
&= 16.1 \text{ psi}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P_{\text{hidrostatik}} &= 16.1 \text{ psi} \\
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 16.1 + 18.2 \\
&= 34.3 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned}
P_{\text{design}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
&= 1.05 \times 34.3 \\
&= 36.0 \text{ psi} = 2.45 \text{ atm} = 2.4818 \text{ bar}
\end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint*  $E = 0.80$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P} + c \\
 &= \frac{35.996 \times 535.322}{12650 \times 0.80 - 0.6 \times 35.996} + 1/8 \\
 &= 2.0332 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana : 2 1/4 in

$$OD = ID + 2t_s = 1075.14 \text{ in} = 89.6 \text{ ft}$$

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

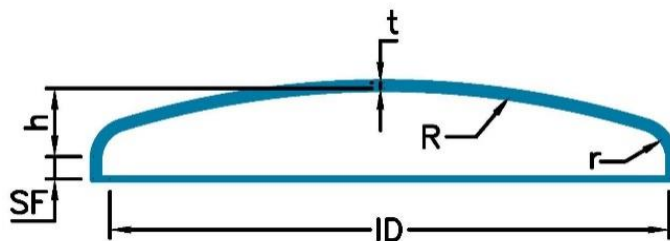
$$OD_{\text{standar}} = 1,056 \text{ in} = 88 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2 t_s \\
 &= 1051.5 \text{ in} = 87.6 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 2/5 ID \\
 &= 421 \text{ in} = 35.1 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= (\pi/4) ID^2 \\
 &= \frac{3.14 \times 87.6^2}{4} \\
 &= 6027 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

**Menghitung tebal dan tinggi tutup atas**



**Tinggi tutup**

$$h = 0.169 D$$

$$= 14.81 \text{ ft} = 4.5166 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangk} &= H + h_a \\
 &= 49.9 \text{ ft} \\
 &= 15.20 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tutup bejana bagian atas berbentuk conical dengan sudut puncak 150°, sehingga tebal

tutup bejana dapat dihitung dari persamaan 6.154 Brownell & Young

$$t_{ha}/t_{hb} = \frac{P_i d_i}{2 (fE - 0.1 P_i) \cos (1/2 \alpha)} + c \quad (\text{Sumber: Brownell, pers. 13-12 hal 258})$$

$$= \frac{35.996 \times 1052}{2 (12650 \times 0.80 - 0.1 \times 36.0) \times \cos 75^\circ} + 1/8$$

$$= 7 \frac{1}{3} \text{ in} = \frac{58.8}{8} \text{ in}$$

Standarisasi tebal tutup = 7 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Subtrat

$$\begin{aligned} \text{Rate Volum Subtrat } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Subtrat}}{\rho \text{ Subtrat}} \\ &= \frac{30881 \text{ lb/jam}}{63.30 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 487.84 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.1355 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\ &= 3.9 \times 0.136^{0.45} \times 63.30^{0.13} \\ &= 2.72 \text{ in} \\ &= 6.91 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 3 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 3.500 \text{ in} = 0.292 \text{ ft} = 0.089 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3.068 \text{ in} = 0.256 \text{ ft} = 0.078 \text{ m}$$

$$A = 0.05 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\ &= \frac{0.1355}{0.0513} \\ &= 2.641 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{63.3 \text{ lb/ft}^3 \times 0.26 \text{ ft} \times 2.641 \text{ ft/s}}{0.000833 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 51295.26 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 3.500 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Liquida Masuk



$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volume Liquida masuk } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Liquid Masuk}}{\rho \text{ Liquid Masuk}} \\
 &= \frac{2313 \text{ lb/jam}}{65.78 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 35.16 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0098 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\
 &= 3.9 \times 0.010^{0.45} \times 65.78^{0.13} \\
 &= 0.837 \text{ in} \\
 &= 2.13 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 1 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$OD = 1.315 \text{ in} = 0.11 \text{ ft} = 0.033 \text{ m}$$

$$ID = 1.049 \text{ in} = 0.09 \text{ ft} = 0.027 \text{ m}$$

$$A = 0.01 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\
 &= \frac{0.0098}{0.006} \\
 &= 1.628 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
 &= \frac{66 \text{ lb/ft}^3 \times 0.09 \text{ ft} \times 1.6 \text{ ft/s}}{0.000833 \text{ lbm/ft.s}} \\
 &= 11235.82
 \end{aligned}$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle liquida keluar adalah 1.32 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Liquida Keluar

$$\text{Rate massa Liquid Keluar} = 27895.0 \text{ kg/jam} = 61,498.0 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Liquid Keluar} = 1050.78 \text{ kg/m}^3 = 65.60 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volume Liquida keluar } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Liquid Keluar}}{\rho \text{ Liquid Keluar}} \\
 &= \frac{30749 \text{ lb/jam}}{65.60 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 468.75 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.1302 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3.9 \times 0.130^{0.45} \times 65.60^{0.13}$$

$$= 2.68 \text{ in}$$

$$= 6.82 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 5 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 5.563 \text{ in} = 0.46 \text{ ft} = 0.141 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 5.047 \text{ in} = 0.42 \text{ ft} = 0.128 \text{ m}$$

$$A = 0.14 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0.1302}{0.1389}$$

$$= 0.938 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{66 \text{ lb/ft}^3 \times 0.42 \text{ ft} \times 0.9 \text{ ft/s}}{0.000833 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 31048.13$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle liquida keluar adalah 5.56 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Keluar

$$\text{Rate massa biogas} = 2293.33 \text{ kg/jam} = 5,055.9 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas biogas} = 1.10 \text{ kg/m}^3 = 0.07 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskositas gas} = 0.02 \text{ cp} = 0.0000101 \text{ cp}$$

$$\text{Rate Volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa biogas keluar}}{\rho \text{ biogas}}$$

$$= \frac{2,528.0}{0.0687}$$

$$= 73625.6 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 20.452 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3.9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3.9 \times 20.45^{0.45} \times 0.069^{0.13}$$

$$= 10.71 \text{ in}$$

$$= 27.2 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 12 in Sch 40 (dacapo stainless catalog)

$$OD = 12.75 \text{ inch} = 1.06 \text{ ft} = 0.32 \text{ m}$$

$$ID = 12.00 \text{ inch} = 1.00 \text{ ft} = 0.30 \text{ m}$$

$$A = 0.79 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{20.452}{0.785}$$

$$= 26.05 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{0.07 \text{ lb/ft}^3 \times 1.00 \text{ ft} \times 26.1 \text{ ft/s}}{0.000010 \text{ lb/ft s}}$$

$$= 177495.6$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Biogas adalah 12.75 in

### Spesifikasi Pengaduk

Untuk kondisi operasi yang melibatkan suspension of solid, digunakan tipe pengaduk:

*High Efficiency three-blade impeller* (Sumber: Geankoplis, 2003, hal 155)

$$\text{Diameter impeller} = 0.3 \text{ Tinggi shell}$$

$$= 0.3 \times 35.1 \text{ ft}$$

$$= 8.8 \text{ ft} = 2.67 \text{ m}$$

dipilih kecepatan High Efficiency three-blade impeller = 68 rpm, maka

$$= 68 \text{ rpm} = 1.13 \text{ rps}$$

$$\text{Lebar blade } (W) = 1/5 \times \text{diameter impeller} \quad (\text{Sumber: Mc Cabe 6rd edition hal 241})$$

$$= 1/5 \times 8.8$$

$$= 1.75 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang blade } (L) = 1/4 \times \text{diameter impeller} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158})$$

$$= 1/4 \times 8.8$$

$$= 2.19 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar Baffle } (J) = 1/12 \times \text{diameter shell}$$

$$= 1/12 \times 35.1$$

$$= 2.92 \text{ ft}$$

$N're$  (impeller)

$$N're = \frac{Da^2 N \rho}{\mu}$$

$$Nre = \frac{8.8^2 \text{ ft}^2 \times 1.13 \text{ rps} \times 65.6 \text{ lb/ft}^3}{0.000833 \text{ lbm/ft s}}$$

$$= 6,850,656.96919$$

**Penentuan Jumlah Pengaduk** (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times Sg}{\text{Diameter Tangki}} \\ &= \frac{36.3 \text{ ft} \times 65.6 \text{ lb/ft}^3}{87.6 \text{ ft} \times 63.3 \text{ lb/ft}^3} \quad (Sg = \rho \text{ liquid campuran} / \rho \text{ air}) \\ &= 0.43 \sim 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

**Power pengaduk**

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5}{g_c} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 3.4-2, hal 158})$$

$$P = \frac{1.5 \times 65.6 \text{ lb/ft}^3 \times (1.13)^3 \text{ rps} \times (8.8)^5 \text{ ft}}{32.17 \text{ lb/ft}^2}$$

$$P = 229,980 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 418.1 \text{ Hp}$$

Keterangan :

P = Power (hp)

$N_p$  = Power Number (Sumber: Grafik 3.4-5 Geankoplis, Hal 159)

Untuk  $N_{re} = 6,850,656.97$

dan jenis impeller High Efficiency three-blade  $N_p : 1.5$

$g_c$  = Faktor konversi ( $\text{lb/ft}^2$ )

$\rho$  = Densitas ( $\text{lb/ft}^3$ )

N = Kecepatan putaran impeller (rps)

$D_e$  = 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 418.14

$$= 41.8 \text{ Hp}$$

Power input dengan gland losses

$$= 418 + 41.8$$

$$= 459.96 \text{ Hp}$$

Transmission sistem losses

$$= 20\% \times \text{Hp}$$

(Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

$$= 20\% \times 418.14$$

$$= 83.6 \text{ Hp}$$

Power input dengan transmission sistem losses

$$= 460 + 83.63 \text{ Hp}$$

$$= 543.59 \text{ Hp}$$

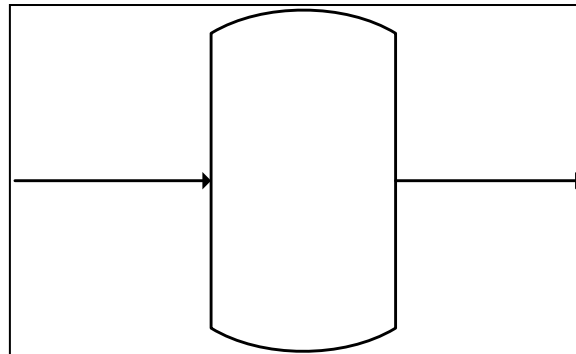
Total Power = 543.59 Hp

Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan sebesar 544 Hp

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat	:	<i>Digester</i>
Kode Alat	:	M-210
Fungsi Alat	:	Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas
Tipe	:	Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk <i>conical</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada pondasi
Kapasitas	:	283163.6 ft <sup>3</sup> = 8018.34 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	:	2 unit
Spek. Tangki	:	
	-	Diameter tangki (OD) = 88.0 ft = 26.8 m
	-	Diameter (ID) = 87.6 ft = 26.7 m
	-	Tinggi shell = 35 ft = 10.7 m
		tutup atas = ##### ft = 4.51 m
	-	Tebal : shell = 2 1/4 in
		tutup atas = 7 in
Spek. Nozzle Substrat	:	- Diameter (OD) = 3.50 in
		- Jenis pipa = Pipa 3 in sch 40
Spek. Nozzle Liquid Masuk	:	- Diameter (OD) = 1.32 in
		- Jenis pipa = Pipa 1 in sch 40
Spek. Nozzle Liquid Keluar	:	- Diameter (OD) = 5.56 in
		- Jenis pipa = Pipa 5 in sch 40
Spek. Nozzle Biogas	:	- Diameter (OD) = ##### in
		- Jenis pipa = Pipa 12 in Sch 40
Spek. Impeller	:	
	-	Jenis Impeller = High Efficiency three-blade impeller
	-	Jumlah Impeller = 1 unit
	-	Diameter impeller = 8.8 ft = 2.6708 m
	-	Lebar blade (W) = 1.75 ft = 0.5342 m
	-	Panjang blade (L) = 2.19 ft = 0.6677 m
	-	Lebar Baffle (J) = 2.92 ft = 0.8903 m
	-	Power impeller = 543.59 Hp

### C.14. Buffer Tank (F-211)



Fungsi = Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas  
 $P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 18.228 \text{ psi} = 1.2564 \text{ bar}$   
 $T_{\text{operasi}} = 35.2 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308 \text{ K}$   
 $\text{Rate massa Biogas} = 2365.21 \text{ kg/jam} = 5214.40 \text{ lb/jam}$   
 $\rho \text{ Biogas} = 1 \text{ kg/m}^3 = 0.07 \text{ lb/ft}^3$   
 $\text{Viskositas } (\mu) = 0.02 \text{ cp}$   
 $= 0.0000134 \text{ lbm/ft.s}$

#### Ditetapkan :

- Waktu tinggal = 1/2 jam = 30 menit
- Volume liquid = 80% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Jumlah tangki = 1 unit
- Tutup atas berbentuk *standar dished head*
- Tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E= 0.80 )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* (f= 12650 )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ substrate} \\
 &= \frac{5214 \text{ lb/jam}}{0.069 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 75933.28 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik/tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\
 &= \frac{75933.28 \text{ ft}^3/\text{jam}}{1} \\
 &= 75933.28 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 75933.28 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1/2 \text{ jam} \\
 &= 37966.6 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{80\%} \times 37967 \text{ ft}^3 = 47458 \text{ ft}^3$$

### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Penentuan dimensi tangki digester didasarkan pada kondisi aktual pabrik PT. Energi Agro Nusantara Mojokerto

$$H = 2/5 D$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\text{Volume tangki} = (\pi/4) D^2 H + 0.0847 D^3$$

$$= (\pi/4) D^2 \cdot 2/5 D + 0.0847 D^3$$

$$47458.3 = 0.399 D^3$$

$$D = 49.191 \text{ ft} = 590.296 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquid } (H_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\ &= \frac{37966.6 \text{ ft}^3}{1/4 \times 3.14 \times 49.2^2 \text{ ft}^2} \\ &= 20.0 \text{ ft} = 6.1 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (H_L - 1) / 144 \quad (\text{Sumber: Brownell, Pers. 3.17, hal 46}) \\ &= \frac{0.1 \times 18.99}{144} \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 0.009 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 0.009 + 18.2 \\ &= 18.2 \text{ psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\ &= 1.05 \times 18.2 \\ &= 19.1 \text{ psi} = 1.30 \text{ atm} = 1.3203 \text{ bar} \end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint*  $E = 0.80$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d r_i}{f E - 0.6 P} + c \\ &= \frac{19.149 \times 295.148}{12650 \times 0.80 - 0.6 \times 19.149} + 1/8 \\ &= 0.6841 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana :  $\frac{3}{4}$  in  
 $OD = ID + 2t_s = 591.80 \text{ in} = 49.3 \text{ ft}$

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

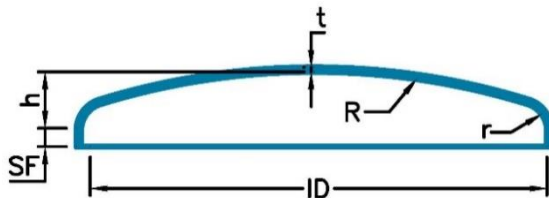
$$OD_{\text{standar}} = 600 \text{ in} = 50 \text{ ft}$$

$$ID = OD - 2t_s = 598.5 \text{ in} = 49.9 \text{ ft}$$

$$H = \frac{2}{5} ID = 239 \text{ in} = 20.0 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= \frac{(\pi/4) ID^2}{4} \\ &= \frac{3.14 \times 49.9^2}{4} \\ &= 1952.7 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

### Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



### Tinggi tutup

$$h = 0.169 D$$

$$= 8.43 \text{ ft} = 2.5708 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H + h_a \\ &= 28.4 \text{ ft} \\ &= 8.65 \text{ m} \end{aligned}$$

Tutup bejana bagian atas berbentuk conical dengan sudut puncak  $150^\circ$ , sehingga tebal tutup bejana dapat dihitung dari persamaan 6.154 Brownell & Young

$$t_{ha}/t_{hb} = \frac{P_i d_i}{2 (fE - 0.1 P_i) \cos (1/2 \alpha)} + c \quad (\text{Sumber: Brownell, pers. 13-12 hal 258})$$

$$\begin{aligned} &= \frac{19.149 \times 599}{2 (12650 \times 0.80 - 0.1 \times 19.1) \times \cos 75^\circ} + 1/8 \\ &= 2 \frac{1}{3} \text{ in} = \frac{18.5}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi tebal tutup} = 2 \text{ in}$$



### Perhitungan Diameter Nozzle Biogas masuk

$$\begin{aligned} \text{Rate Volum Biogas } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Biogas}}{\rho \text{ Biogas}} \\ &= \frac{5214 \text{ lb/jam}}{0.07 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 75933.3 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 21.0926 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\ &= 3,9 \times 21.093^{0,45} \times 0,07^{0,13} \\ &= 10.86 \text{ in} \\ &= 27.58 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 12 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 12.750 \text{ in} = 1.063 \text{ ft} = 0.324 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 11.938 \text{ in} = 0.995 \text{ ft} = 0.303 \text{ m}$$

$$A = 0.78 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\ &= \frac{21.0926}{0.77691} \\ &= 27.149 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{0.1 \text{ lb/ft}^3 \times 0.99 \text{ ft} \times 27.149 \text{ ft/s}}{0.000013 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 138007.15 \end{aligned}$$

Nre >2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Biogas adalah 12.750 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Keluar

$$\text{Rate massa biogas} = 2365.21 \text{ kg/jam} = 5,214.4 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas biogas} = 1.10 \text{ kg/m}^3 = 0.07 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskositas gas} = 0.02 \text{ cp} = 0.0000134 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Rate Volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa biogas keluar}}{\rho \text{ biogas}}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{5,214.4}{0.0687} \\
&= 75933.3 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 21.093 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$\begin{aligned}
&= 3.9 \times 21.09^{0.45} \times 0.069^{0.13} \\
&= 10.86 \text{ in} \\
&= 27.6 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 12 in Sch 40 (*dacapo stainless catalog*)

$$\text{OD} = 12.75 \text{ inch} = 1.06 \text{ ft} = 0.32 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 12.00 \text{ inch} = 1.00 \text{ ft} = 0.30 \text{ m}$$

$$A = 0.79 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\
&= \frac{21.093}{0.785} \\
&= 26.87 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{0.07 \text{ lb/ft}^3 \times 1.00 \text{ ft} \times 26.9 \text{ ft/s}}{0.000013 \text{ lb/ft s}} \\
&= 137294.1
\end{aligned}$$

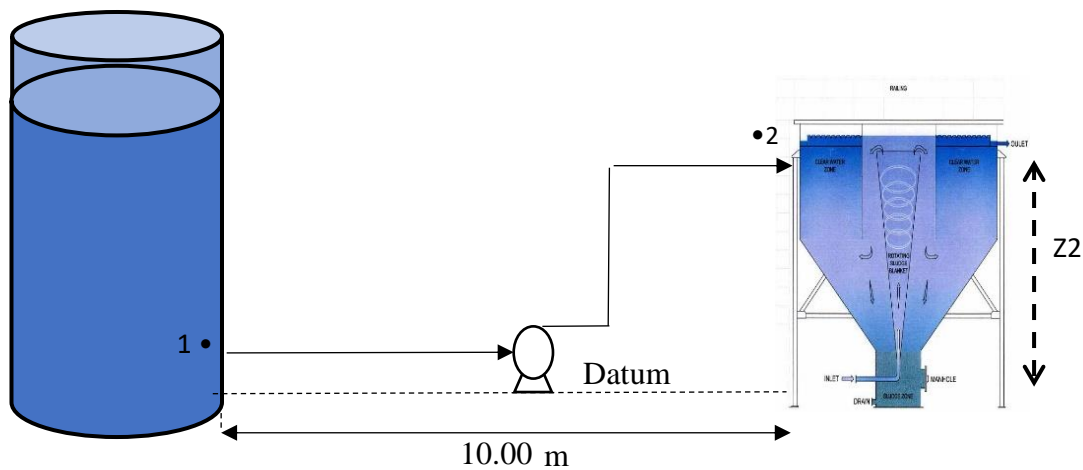
$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Biogas adalah 12.75 in

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat	:	<i>Baffer Tank (F-211)</i>
Kode Alat	:	F-211
Fungsi Alat	:	Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas
Tipe	:	Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk Standar dished head dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada
Kapasitas	:	47458.3 ft <sup>3</sup> = 1343.877 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	:	1 unit
Spek. Tangki	:	
	-	Diameter tangki (OD) = 50.0 ft = 15.2 m
	-	Diameter (ID) = 49.9 ft = 15.2 m
	-	Tinggi : shell = 20 ft = 6.1 m
		tutup atas = 8.43 ft = 2.57 m
	-	Tebal : shell = 3/4 in
		tutup atas = 2 in
Spek. Nozzle Biogas masuk	:	- Diameter (OD) = 12.75 in = 1.0625 ft
		- Jenis pipa = Pipa 12 in sch 40
Spek. Nozzle Biogas keluar	:	- Diameter (OD) = 12.75 in = 1.0625 ft
		- Jenis pipa = Pipa 12 in Sch 40

### C.15. Waste Pump (L-311)



Fungsi = Memompa limbah effluent digester menuju clarifier

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 27895.04 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 dari Appendiks A-Neraca Massa dan Appendiks B-Neraca Energi :**

Rate larutan ( $\dot{m}$ ) = 27895.04 kg/jam  
= 17.0829 lbm/s

Densitas ( $\rho$ ) = 988.53 kg/m<sup>3</sup>  
= 61.714 lbm/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 0.8007 cp  
= 0.0005 lbm/ft.s

Rate volume ( $Q_f$ ) = 0.2768 ft<sup>3</sup>/s  
= 28.2189 m<sup>3</sup>/jam  
= 0.00784 m<sup>3</sup>/s  
= 124.243 gpm

#### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi = aliran turbulen

$D_i$  optimum =  $3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$  (Sumber: Kusnarjo, Pers. 2-42 hal 32)  
= 3.74 inch  
= 9.50 cm

ditetapkan:

Pipa 4 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

OD = 4.50 inch = 0.38 ft = 0.11 m

ID = 4.03 inch = 0.34 ft = 0.10 m

A = 0.09 ft<sup>2</sup>

Check jenis aliran

$$v = Q/A \\ = 3.13 \text{ ft/s}$$

$$N_{re} = \frac{\rho D v}{\mu} \\ = 120553$$

$N_{re} > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar  
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 4 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

$$h_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98})$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar ( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $A_{\text{pipa}}/A_1 = 0$

$$k_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \\ = 0.55 (1 - 0) \\ = 0.55$$

$$a = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.08 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c a} \right) \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99})$$

$$\text{terdapat: 1 unit gate valve (jenis wide open) } k_f = 0.17$$

$$3 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 1$$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.03 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.34 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0.37 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

$$\text{Bahan} = \text{Cast iron} \quad (\epsilon = 2.6 \cdot 10^{-4})$$

$$\text{panjang pipa} = 15.0 \text{ m} = 49.2 \text{ ft}$$

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

$$N_{re} = 120553$$

$$\epsilon = 0.0003 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= 0.102 \text{ m} \\
 C/D &= 0.0025 \\
 f &= 0.008 \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94}) \\
 F_s &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} = 0.21820 \text{ ft.lbf/lb}_m
 \end{aligned}$$

d). Sudden Expansion at the tank Entrance

$$h_e = (1 - (A_{\text{pipa}}/A_2))^2 \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad (\text{Sumber : Geankoplis, Pers. 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan clarifier jauh lebih besar daripada pipa maka,

$(A_2 \gg A_{\text{pipa}})$  maka  $A_{\text{pipa}}/A_2 = 0$

dianggap  $A_3/A_2 = 0$

$$K_e = (1 - 0)^2 = 1$$

$$h_{\text{ex}} = \frac{K_{\text{ex}} \cdot v^2}{2 \cdot gc} = 0.1525 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = h_c + h_f + F_s + h_{\text{ex}} = 0.824 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1.24 \text{ bar} = 124000 \text{ Pa} = 2589.8 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1.36 \text{ bar} = 136000 \text{ Pa} = 2840.4 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 251 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_1 = 0.25 \text{ m}$$

$$Z_2 = 5.25 \text{ m}$$

$$Z_2 - Z_1 = 5.00 \text{ m} = 16.4 \text{ ft}$$

$$v_1 = 3.13 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 3.13 \text{ ft/s}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0.00 \text{ ft/s}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -9.9 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Head pu} = (-W_s)$$

$$= 9.88 \text{ ft}$$

$$= 3.01 \text{ m}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate} = 28.2 \text{ m}^3/\text{jam} = 124 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 50%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$\begin{aligned}
 W_p &= 19.7627 \text{ lbf.ft/lbm} \\
 \text{BHP} &= \text{mass rate} \cdot W_p \\
 &= 338 \text{ lbf.ft/s} \\
 &= 0.61 \text{ hp} \\
 &= 0.46 \text{ Kw}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 14.38 Peter and Timerhouse

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi motor} &= 80\% \\
 \text{Power Motor} &= 0.77 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

#### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat	: <i>Waste Pump</i>
Kode Alat	: L-311
Fungsi Alat	: Memompa limbah effluent digester menuju clarifier
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan	: <i>Cast iron</i>
Kapasitas	: 27895.04 kg/jam
Pipa	: Pipa 4 in sch 40
Power	: 0.77 hp
Head	: 3.01 m
Jumlah	: 1 unit



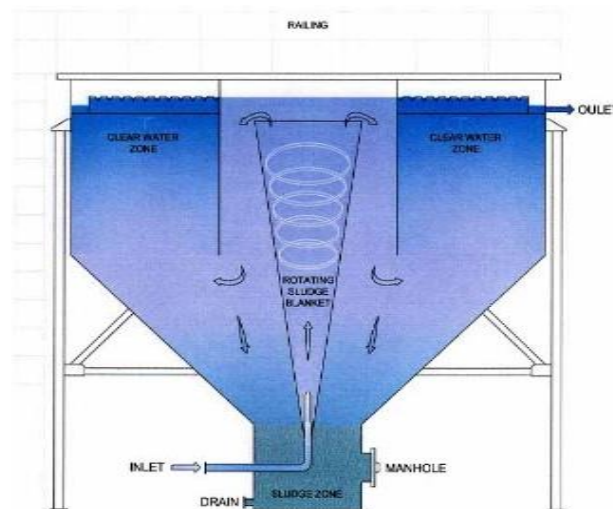


### C.16. Clarifier (H-310)

Fungsi = Memisahkan air serta bahan inorganik  
 Tipe = *Sludge Recirculation*  
 Kapasitas = 27895 kg/jam  
 $\rho$  campuran = 1050.78 kg/m<sup>3</sup>  
 Volume = 26.547 m<sup>3</sup>/jam

Berdasarkan Parsons, Simon A.; Jefferson, Bruce (2006), Introduction to Potable Water Treatment Processes,  
 untuk overflowrate 15 m<sup>3</sup> lebih baik digunakan magnetite  
 Namun untuk mengurangi cost digunakan Sludge recirculation

Clarification Unit	Overflow rate (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /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 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> jam  
 Flow rate ( $Q$ ) = 27895 kg/jam  
 = 26.547 m<sup>3</sup>/jam  
 Retention Time = 120 menit = 2 jam

$$A = \frac{Q}{v}$$

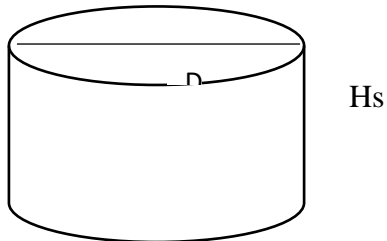
$$A = \frac{26.5 \text{ m}^3/\text{jam}}{15 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}}$$

$$A = 1.7698 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Clarifier} &= Q \times \text{Retention Time} \\ &= 26.547 \times 2 \\ &= 53.093993 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume clarifier} = 53.094 \text{ m}^3$$

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

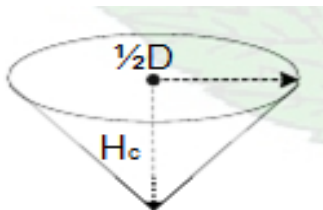
$$(Vs) = \frac{\pi D^3}{12}$$

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

$$V = V_s + V_c$$

$$= \frac{3\pi D^3}{24}$$

$$53.1 = \frac{3\pi D^3}{24}$$

$$D^3 = 135 \text{ m} \quad D = 5.13 \text{ m}$$

$$H_s = (1/3) \times D$$

$$= 1.71 \text{ m}$$

Perbandingan tinggi kerucut dengan diameter clarifier ( $H_c : D$ ) = 1 : 2

Diameter tutup = Diameter tangki = 3.72 m

Tinggi tutup =  $(1/2) \times D = 2.57$  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,

$P = 0.158$  kW = 0.2119 hp

Bila dianggap efisiensi motor = 65%, maka

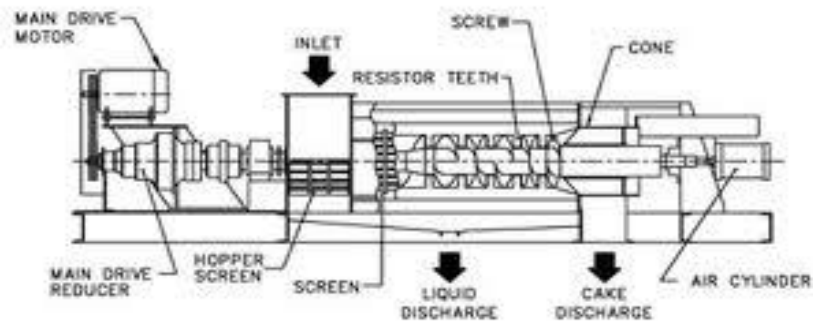
$P = 0.111301/0.65$

= 0.33 hp

### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	Clarifier
Kode Alat	:	H-310
Fungsi Alat	:	Memisahkan air serta bahan inorganik
Tipe	:	<i>Sludge Recirculation</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 302</i>
Dimensi	:	Tinggi : 4.28 m Diameter : 5.13336 m
Kapasitas	:	53.094 m <sup>3</sup>
Kondisi operasi	:	Suhu : 35 °C Tekanan : 1.2 atm
Waktu tinggal	:	120 menit
Jumlah	:	1 unit

### C.17. Screw Press (H-320)



Fungsi	=	Memisahkan air dari sludge
Tipe	=	Speichim Screw Press
Kapasitas	=	9589.0 kg/jam
$\rho_{\text{campuran}}$	=	1050.78 kg/m <sup>3</sup>
Volume	=	9.126 m <sup>3</sup>

Komponen	Massa kg	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	V feed (m <sup>3</sup> )
Sludge	9589	1050.78	9.125619303

Pada screw press SP-150SL diketahui data - data berikut :

$$\begin{aligned}
 d_s &= 0.31 \text{ m} \\
 d &= 0.51667 \text{ m} \quad ; \quad n = 25 \text{ rev/min} \\
 L &= 1.5 \text{ m} \quad ; \quad \phi = 45\% \\
 S &= 0.02583 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Volume screw press

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{\pi}{4} \times (d^2 - d_s^2) \times S \\
 &= \frac{\pi}{4} \times (0.266944444 - 0.0961) \times 0.02583 \\
 &= 0.003464583 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

#### Menentukan flow rate massa

$$\begin{aligned}
 m &= V_s \times n \times \rho \times \phi \\
 &= 0.003464583 \times 25 \times 1050.778 \times 0.45 \\
 &= 40.95571001 \text{ kg/min} \\
 &= 982.9370403 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Motor Power

a. Menghitung drive power

$$\begin{aligned}
 P_d &= m \times L \times f_i / \eta \\
 f_i &= 1.9 \\
 \eta &= 0.9 \\
 P_d &= 40.95571001 \times 1.5 \times 2.1111 \\
 &= 129.6930817 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Worm Shaft Power

Diketahui minimum efisiensi 79%

$$\begin{aligned} P_s &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{129.6930817}{0.9} \\ &= 144.1034241 \text{ kW} \end{aligned}$$

c. Menghitung Motor Power dengan allowable bending stress of shaft = 0,25

$$\begin{aligned} P_m &= P_s \times (1 + s) \\ &= 144.1034241 \times (1 + 0,25) \\ &= 180.1292801 \text{ kW} \end{aligned}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Screw Press
Kode Alat	:	H-320
Fungsi Alat	:	Memisahkan air dari sludge
Tipe	:	Speichim Screw Press
Kapasitas	;	9589.0 kg/jam
Dimensi	:	Lebar = 1.50 m = 59.05515 in
	:	Diameter = 0.51666667 m = 20.3412183 in
	:	Diameter Screw = 0.31 m = 12.204731 in
	:	Panjang = 0.02583333 m = 1.01706092 in
Motor Power	:	180.12928 kW
Jumlah	:	1 unit

### C.18. Biogas Compressor (G-221)

Fungsi : Menaikkan tekanan biogas menuju bubble coloumn

Type : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 1 buah Compressor

Gas : Biogas dari water trap

Kondisi proses :

Suhu masuk ( $T_1$ ) :  $35.2\text{ }^{\circ}\text{C} = 95\text{ }^{\circ}\text{F}$

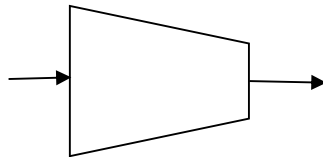
Pressure drop :  $0.3\text{ atm} = 5\text{ psia}$

Tekanan masuk ( $P_1$ ) :  $1.2\text{ atm} = 17.6\text{ psia}$

Tekanan keluar ( $P_3$ ) :  $2\text{ atm} = 29.4\text{ psia}$

Rate massa :  $2317.5\text{ kg/jam}$

Densitas :  $1.079\text{ kg/m}^3 = 0.0011\text{ kg/L}$



#### Kondisi Operasi

Tekanan Suction,  $P_s$  (psia)

$P_s = P$  gas masuk

$P_s = 17.64\text{ psia}$

Temperatur Suction,  $T_s$  ( $^{\circ}\text{R}$ )

$T_s = 35.2\text{ }^{\circ}\text{C} = 308\text{ K} = 95.4\text{ }^{\circ}\text{F} = 555\text{ R}$

Tekanan Discharge,  $P_d$  (psia)

$P_d = P$  gas keluar

$P_d = 29.4\text{ psia}$

#### Compression ratio

$R_c = P_d / P_s$

$= 29 / 17.6$

$= 2$

#### Discharge temperature

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

$= 555 \times 2^{(1,26-1)/1,26}$

$= 617.10\text{ R}$

$= 157.10\text{ F}$

Dari figure 12-22 Ludwig vol III hal 430

Pada  $R_c = 2$  dan  $k = 1,26$

didapatkan  $T_2/T_1 = 1.12$

sehingga  $T_2 = 1,212 \times (548+460)$

$T_2 = 710.861 \text{ R}$

$T_2 = 250.861 \text{ F}$

hal ini biasanya suhunya mendekati sesuai kebutuhan

### Horse Power

Volume gas = 2,147,822 liter/jam

$$\begin{aligned} \text{(kapasitas)} &= \frac{2,147,822 \text{ liter}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{28.317 \text{ liter}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &= 1,820,381 \text{ CFD (Cubic Feet per day)} \end{aligned}$$

### Power Compressor

Pada figure 12-21A Ludwig vol III hal 426

Pada  $R_c = 2$  dan  $k = 1,26$

Bhp/MMCFD = 43

Dari persamaan 12-58, Ludwig

$\text{bhp} = (\text{bhp/MMSCFD})_{\text{grafik}} \times (\text{kapasitas gas} / 10^6)$

$$\begin{aligned} \text{bhp} &= 43 \times (1820381 / 10^6) \\ &= 78.276 \text{ hp} = 58.371 \text{ kW} \end{aligned}$$

### Efisiensi Compressor

Mechanical Efisiensi = 95 %

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	: Biogas Compressor
Kode Alat	: G-221
Type	: <i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	: Menaikkan tekanan biogas menuju bubble coloumn
Jumlah stage	: 1 buah Compressor
Kondisi operasi	: $P_{\text{suction}} = 1.2 \text{ atm}$ : $P_{\text{discharge}} = 2 \text{ atm}$
Ratio	: 1.00 Stage
Bahan	: <i>Cast Iron</i>
Kapasitas	: 2317.5 kg/jam
mechanical Efisier	: 95 %
Power	: 78.3 hp

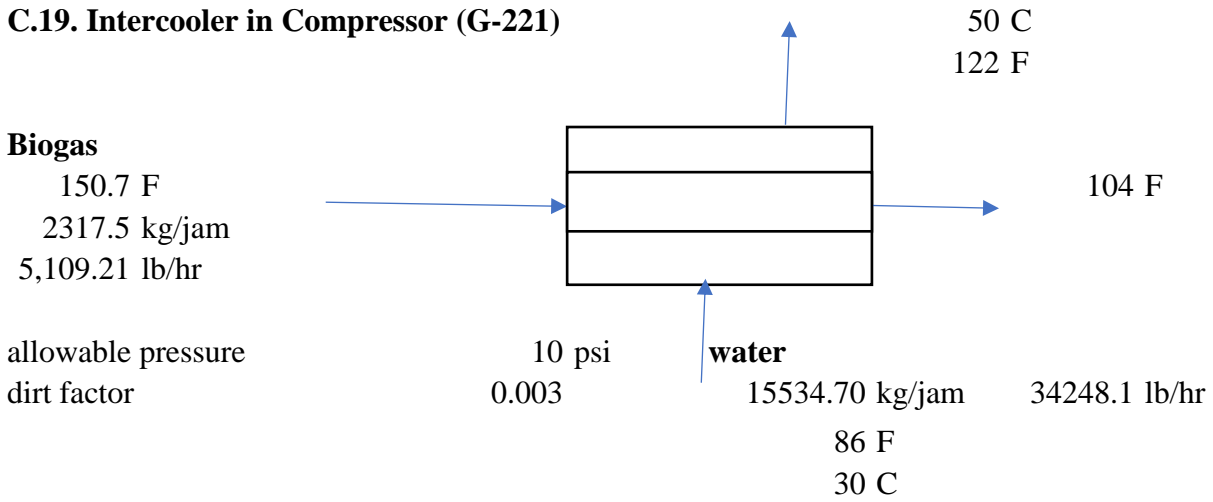








**C.19. Intercooler in Compressor (G-221)**



1 Heat balance

**water**

t av 104 F  
 c btu/lb F Fig 2  
 Q 1,237,956 Btu/hr 1306113 kj/hr  
 W 34248.11031 lb/hr 15534.7 kg/hr

**Biogas**

t av 127.35 F  
 c btu/lb F  
 W 5109.20685 lb/hr 2317.5 kg/hr

2 LMTD

Hot fluid	cold fluid diff	
150.7 higher temp	122	28.7 Δt2
104 lower temp	86	18 Δt1
46.7 Differences	36	10.7 Δt2-Δt1

LMTD 22.96129452 F API methane 17

3 caloric temp

Δtc/Δth 0.6271777 kc 0.9  
 Fc 0.34 fig.17 at 111,6 F  
 Tc 119.878 Tc= T<sub>2</sub>+Fc(T<sub>1</sub>-T<sub>2</sub>)  
 tc 104

1 in.OD tubes on 1 1/4in square pitch

Medium organics x water

a"=	0.2618 (hal 843)
L=	16
Ud=	150
A=	390.688
Nt=	93.2696
Nt std=	132
Ud koreksi=	105.988

R= 1.2972222  
S= 0.5564142  
Ft= 0.92  
delta t= 21.124391 F

### Desain Sementara

IDs	19 1/4	OD tube	1 BWG	12
n'	2	L	16	
B	5	a'	0.479	
	(PT-Od)	n	4	
C'	0.25	PT	1.25	
Idt	0.704	de s	0.99	0.0825 ft (fig.28)
Shi	1			

tube	biogas	shell	water
as	0.133681 ft <sup>2</sup>	as	0.077562749 Nre t 15291.9
Gt	38219.52	Gs	441553.588
μ (141,9 tc)	0.011 fig. 14	densitas	62.5
Nre S	118448.9	μ (104 Tc)	0.7 fig.14
L/D	22.72727		
Jh	200 fig.24		
c (at 141,9)	0.38 fig.5		
k	0.0215 tab.4		
(cμ/k) <sup>1/3</sup>	0.579312		
hi/shi	2.516204	jh	105 fig.28
hio/shi	1.771408	k	0.9
tw	129.1961 F		0.372 Btu/hr ft2 (F/ft)
μw	0.012 fig.14	c (at 104)	1
shi	0.987892	(cμ/k) <sup>1/3</sup>	1.234577525
hio	1.679962 Btu/hr ft <sup>2</sup>	hho	117.8460365
	uc 235.6921		
	Rd 0.005192		
s	0.94		
f	0.0002 fig.29	f	0.004 fig.29
N+1	38.4	delta ps	11.15534711 psi
Di	1.604167 ft	v <sup>2</sup> /2g	0.007 fig.27
	psi	delta Pr	0.119148936
		delta Pt	0.004394874
		delta PT	0.12354381 psi

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

1 in.OD tubes on 1 1/4in square pitch

ID shell = 19 1/4 in

OD tube = 1 in

ID tube = 0.704 in

L = 16 in

B = 5 in

Ud = 132

Rd = 0.00519

n' = 2

n = 4

a' = 0.479 in

a' = 0.2618 in

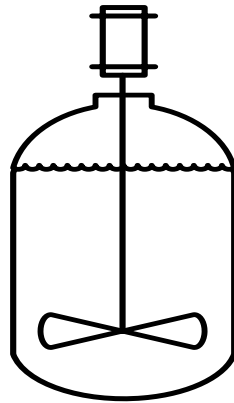


**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Lebar belt	=	14	in	=	36	cm
Tinggi skrit plate	=	7	in	=	18	cm
Kecepatan normal conveying (u)	=	200	ft/menit	=	3.333	ft/s
Kemiringan	=	15	°			
Kapasitas Maksimum	=	32	ton/jam			
Best plies minimum	=	3	buah			
Power	=	0.251	Hp			
Ukuran lump maksimum	=	3	in			



### C.21. Lime Slaker (M-130)



Fungsi : Mereaksi Kalsium Oksida ( $\text{CaO}$ ) dengan  $\text{H}_2\text{O}$  menghasilkan kalsium hidroksida atau  $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Tipe Reaktor : Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) atau dapat disebut Continuous stirred Tank Reactor (CSTR)

a. Dasar pemilihan jenis reaktor dan perancangannya yaitu :

- 1 . Fase reaksi padat cair dan prosesnya kontinyu
- 2 . Pada reaktor alir tangki berpengaduk, suhu dan komposisi campuran dalam reaktor selalu seragam. Hal ini memungkinkan melakukan suatu proses isothermal dalam reaktor CSTR.
- 3 . Pada reaktor alir tangki berpengaduk, karena volume reaktor relatif besar dibandingkan dengan reaktor alir pipa, maka waktu tinggal juga besar, berarti zat pereaksi dapat lebih lama bereaksi di dalam reaktor
- 4 . dipilihnya untuk perancangan berupa silinder tegak dengan conical head sebagai tutup atas dan flat-bottomed untuk tutup bawah.

Menghitung densitas campuran feed lime slaker

No	Komponen	Mr	Kg/jam	Kmol/jam	$\rho_i$ (kg/m <sup>3</sup> )	$X_i$	$x_i/\rho_i$
1	CaO	56	1,862	33.25	3340	0.0023	6.9305E-07
2	MgO	40	23.56	0.589	3580	3E-05	8.18133E-09
3	SiO <sub>2</sub>	84	25.38	0.302143	2642	3E-05	1.19424E-08
4	C	12	102.70	8.558333	2267	0.0001	5.63184E-08
5	S	32	0.77	0.024063	1819	1E-06	5.26247E-10
6	H <sub>2</sub> O	18	802379	44576.61	980.07	0.9975	0.001017785
Total			804393.41	44619.33		1	0.001018555

$$\rho_{\text{mix}} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}} = 981.7827186 \text{ kg/m}^3 = 61.29073156 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_o = \frac{\text{massa total}}{\text{densitas campuran}}$$

$$\begin{aligned} v_o &= \frac{804393.41 \text{ kg/jam}}{981.7827186 \text{ kg/m}^3} \\ &= 819.319178 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 28934.01097 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi} = 1.0133 \text{ bar}$$

$$T_{\text{operasi}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Rate massa liquid total} = 804393.41 \text{ kg/jam} = 1773383.9 \text{ lb /jam}$$

$$\rho_{\text{Campuran}} = 981.78 \text{ kg/m}^3 = 61.29 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu) &= 0.8007 \text{ cp} \\ &= 0.00054 \text{ lbm/ft.s} \end{aligned}$$

#### Ditetapkan :

- Sistem = Kontinyu
- Waktu pengisian = 0.5 Jam = 30 menit
- Volume liquid = 80% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Jumlah tangki = 3 unit
- Tutup atas berbentuk *conical head*
- Tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E= 0.80 )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-240 grade M* (f= 18750 )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / \rho_{\text{liquid}} \\ &= \frac{1773384 \text{ lb /jam}}{61.291 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 28934.0 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik/tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\ &= \frac{28934.0 \text{ ft}^3/\text{jam}}{3} \\ &= 9644.66 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 9644.66 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0.5 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$= 4822 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{80\%} \times 4822 \text{ ft}^3 = 6028 \text{ ft}^3$$

### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Untuk *large closed tank*, maka ditetapkan :

$$H = 1 \frac{1}{2} D \quad (\text{Sumber: Brownell, 1959, Persamaan 3.12, Hal 43})$$

$$\text{Sudut puncak cone } (\alpha) = 150^\circ$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= (\pi/4) D^2 H + \frac{\pi D^3}{24 \text{tg}(1/2 \alpha)} \\ &= (\pi/4) D^2 \cdot 1 \frac{1}{2} D + \frac{3.14 \times D^3}{24 \times \text{tg} 75^\circ} \end{aligned}$$

$$6027.9 = 1.213 D^3$$

$$D = 17.067 \text{ ft} = 204.80 \text{ in} = 5.202 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquid } (H_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\ &= \frac{4822.3 \text{ ft}^3}{1/4 \times 3.14 \times 17.1^2 \text{ ft}^2} \\ &= 21.1 \text{ ft} = 6.4 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (H_L - 1) / 144 \quad (\text{Sumber: Brownell, Pers. 3.17, hal 46}) \\ &= \frac{61.3 \times 20.09}{144} \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 8.6 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 8.6 + 14.7 \\ &= 23.2 \text{ psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\ &= 1.05 \times 23.2 \\ &= 24.4 \text{ psi} = 1.66 \text{ atm} \end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint*  $E = 0.80$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0.6 P} + c \\ &= \frac{24.409 \times 102.401}{18750 \times 0.80 - 0.6 \times 24.409} + 1/8 \end{aligned}$$

$$= 0.29 \text{ in} = \frac{1.2}{4} \text{ in}$$

Standarisasi tebal bejana :  $3/8 \text{ in}$  (Sumber: Brownell, tabel 5-7 hal 89)

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_s = 205.553 \text{ in} = 17.1 \text{ ft}$$

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

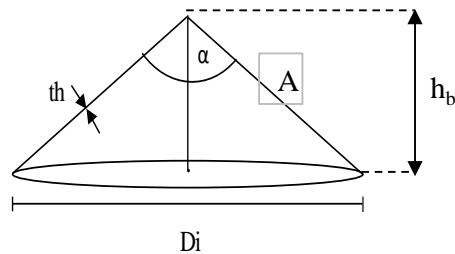
$$\text{OD}_{\text{standar}} = 216 \text{ in} = 18 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2t_s \\ &= 215.3 \text{ in} = 17.94 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H} &= 1 \frac{1}{2} \text{ ID} \\ &= 323 \text{ in} = 26.91 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= \frac{(\pi/4) \text{ID}^2}{4} \\ &= \frac{3.14 \times 17.9^2}{4} \\ &= 252.6 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**Menghitung tebal dan tinggi tutup atas**



**Tinggi tutup**

$$\begin{aligned} h &= \frac{d_i}{2 \text{tg}(1/2 \alpha)} \\ &= \frac{17.94 \text{ ft}}{2 \times \text{tg} 75} \\ &= 2.40 \text{ ft} = 0.733 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangk} &= \text{H} + h_a \\ &= 29.3 \text{ ft} \\ &= 8.93 \text{ m} \end{aligned}$$

Tutup bejana bagian atas berbentuk conical dengan sudut puncak  $150^\circ$ , sehingga tebal tutup bejana dapat dihitung dari persamaan 6.154 Brownell & Young

$$t_{ha} = \frac{P_i d_i}{2 (fE - 0.1 P_i) \cos (1/2 \alpha)} + c \quad (\text{Sumber: Brownell, pers. 13-12 hal 258})$$

$$= \frac{24.409 \times 215}{2 (18750 \times 0.80 - 0.1 \times 24.4) \times \cos 75^\circ} + 1/8$$

$$= 4/5 \text{ in} = \frac{6.4}{8} \text{ in}$$

Standarisasi tebal tutup = 3/4 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Air

$$\begin{aligned} \text{Rate Volum air } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa air}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{589648 \text{ lb/jam}}{61.18 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 9637.37 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 2.6770 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\ &= 3.9 \times 2.677^{0.45} \times 61.18^{0.13} \\ &= 10.37 \text{ in} \\ &= 26.34 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 12 in Sch 40 (*dacapo stainless catalog*)

OD = 12.75 inch = 1.06 ft = 0.32 m

ID = 12.00 inch = 1.00 ft = 0.30 m

A = 0.79 ft<sup>2</sup>

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\ &= \frac{2.6770}{0.785} \\ &= 3.410 \text{ ft/s} \\ Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{61.2 \text{ lb/ft}^3 \times 1.00 \text{ ft} \times 3.4 \text{ ft/s}}{0.000538 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 387793.71 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 12.750 in

### Spesifikasi Pengaduk

Karena massa beban pengadukan tinggi maka digunakan pengaduk tipe

*High Efficiency three-blade impeller* (Sumber: Geankoplis, 2003, hal 155)

$$\begin{aligned} \text{Diameter impeller} &= 0.5 \text{ Diameter shell} \\ &= 0.5 \times 17.9 \text{ ft} \\ &= 9.0 \text{ ft} = 2.73 \text{ m} \end{aligned}$$

dipilih kecepatan High Efficiency three-blade impeller = 68 rpm, maka

$$= 68 \text{ rpm} = 1.13 \text{ rps}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar blade (W)} &= 1/5 \times \text{diameter impeller} \quad (\text{Sumber: Mc Cabe 6rd edition} \\ &= 1/5 \times 9.0 \quad \text{hal 241)} \\ &= 1.79 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang blade (L)} &= 1/4 \times \text{diameter impeller} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003,} \\ &= 1/4 \times 9.0 \quad \text{Tabel 3.4-1 hal 158)} \\ &= 2.24 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar Baffle (J)} &= 1/12 \times \text{diameter shell} \\ &= 1/12 \times 17.9 \\ &= 1.49 \text{ ft} \end{aligned}$$

N're (impeller)

$$\begin{aligned} N're &= \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \\ N \text{ re} &= \frac{9.0^2 \times \text{ft}^2 \times 1.13 \text{ rps} \times 61.3 \text{ lb/ft}^3}{0.000538 \text{ lbm /ft s}} \\ &= 10,384,756.48224 \end{aligned}$$

**Penentuan Jumlah Pengaduk** (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times Sg}{\text{Diameter Tangki}} \\ &= \frac{21.1 \text{ ft} \times 61.3 \text{ lb/ft}^3}{17.9 \text{ ft} \times 61 \text{ lb/ft}^3} \quad (\text{Sg} = \rho \text{ liquid campuran} / \rho \\ &= 1.18 \sim 2 \text{ buah} \quad \text{air}) \end{aligned}$$

**Power pengaduk**

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5}{g_c} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 3.4-2, hal 158})$$

$$P = \frac{1.5 \times 61.3 \text{ lb/ft}^3 \times (1.13)^3 \text{ rps} \times (9.0)^5 \text{ ft}}{32.17 \text{ lb/ft}^2}$$

$$P = 241,387 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 438.9 \text{ Hp}$$

Keterangan :

$$P = \text{Power (hp)}$$

$N_p$  = Power Number (Sumber: Grafik 3.4-5 Geankoplis, Hal 159)

Untuk  $N_{re} = 10,384,756$

dan jenis impeller High Efficiency three-blade  $N_p = 1.5$

$g_c$  = Faktor konversi ( $\text{lb}/\text{ft}^2$ )

$\rho$  = Densitas ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ )

$N$  = Kecepatan putaran impeller (rps)

$D_i$  = 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 438.88

= 43.888 Hp

Power input dengan gland losses

= 439 + 43.89

= 482.77 Hp

Transmission sistem losses

= 20% x Hp

(Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

= 20% x 438.88

= 87.78 Hp

Power input dengan transmission sistem losses

= 482.773 + 87.78 Hp

= 570.55 Hp

Total Power = 570.55 Hp

Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan sebesar 570.550 Hp

### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama alat : *Tangki Slaker*

Kode Alat : M-130

Fungsi Alat : Mereaksi Kalsium Oksida (CaO) dengan H<sub>2</sub>O menghasilkan kalsium hidroksida atau Ca(OH)<sub>2</sub>

Tipe : Tangki dome dengan tutup atas berbentuk conical dan tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi

Kapasitas : 6027.9 ft<sup>3</sup> = 170.69 m<sup>3</sup>

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah Tangki : 3 unit

Spek. Tangki :

- Diameter tangki (OD) = 18.0 ft = 5.49 m

- Diameter (ID) = 17.9 ft = 5.47 m

- Tinggi shell = 27 ft = 8.2 m

tutup atas = 2.40 ft = 0.73 m

- Tebal : shell = 3/8 in

tutup atas = 3/4 in

Spek. Nozzle Substrat : - Diameter (OD) = 12.75 in

- Jenis pipa = Pipa 12 in Sch 40

Spek. Impeller :

- Jenis Impeller = High Efficiency three-blade impeller

- Jumlah Impeller = 2 unit

- Diameter impeller = 9.0 ft

- Lebar blade (W) = 1.79 ft

- Panjang blade (L) = 2.24 ft

- Lebar Baffle (J) = 1.49 ft

- Power impeller = 570.55 Hp

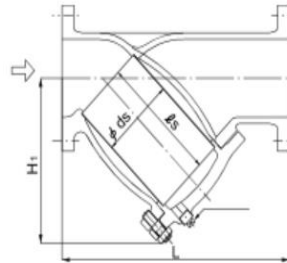


### C.22. Screener (H-221)

Fungsi : Memisahkan CaO dan impuritis dari Ca(OH)<sub>2</sub> keluaran M-130.

Tipe : Hum-mer Screen

Dasar Pemilihan : Hum-mer Screen adalah jenis Electrically Vibrating Screen. Electrically Vibrating Screen dipilih karena sesuai untuk material yang berukuran 270 mesh ( Perry,1999 hal 19-21)



Ukuran partikel	= 300	μm	= 60	mesh
Densitas partikel	= 3,350	kg/m <sup>3</sup>		
Densitas feed	= 981.78	kg/m <sup>3</sup>		
Jumlah padatan masuk	= 152.41	kg/jam		
Jumlah rate masuk	= 804,392	kg/jam		
Rate feed masuk	= 819.32	m <sup>3</sup> /jam	= 13655.3	L/min
Untuk rate feed masuk	Q = 28,934.3	ft <sup>3</sup> /jam		
Jumlah	= 2	buah		

Standard meshes	Model
40 mesh	SU-6.6SS
60 mesh	SY-40C, SY-24.24N , SY-6-N, SY-9, SU-10.10S, SU-20.20S.20C.20H, SU-12, SU-50H.50S.50SS, SW-10.10S, SU-55F
80 mesh	SY-5, SY-40.40EN.40H, SY-6, SY-17, SY-8, SY-10-30, SY-10H.10HS, SY-20-10.20, SY-13.13SS, ST-=1

digunakan screener Model SY-40C

Maximum pressure : 1 MPa

Maximum temperature : 60 °C

Material : Body : Ductile cast iron

Screen : Stainless steel

Screen : Perforation : φ 2.5 - 7.21 holes/cm<sup>2</sup>

Mesh : 60 mesh

Connection : JIS 10K FF flanged

Ukuran Noozle : Pipa 8 in sch 80

Nominal size	L	H <sub>1</sub>	ds	ℓs	Plug	Weight
15A	130	61	22	40	—	1.9
20A	140	75	27	56	—	2.5
25A	160	88	34	66	—	4.0
32A	175	104	43	76	—	5.2
40A	190	115	50	85	R 1/2	6.7
50A	225	140	61	107	R 1/2	10.2
65A	255	167	73	125	R 1/2	14.5
80A	330	190	88	130	R 1/2	18.3
100A	370	225	108	180	R 3/4	29.7
125A	415	263	136	200	R 3/4	40.5
150A	495	315	160	250	R 3/4	66.0
200A	565	385	210	300	R 3/4	95.8
250A	690	460	260	370	R 3/4	167.5
300A	840	556	315	442	R 3/4	286.0

digunakan nominal size 300A

Filtration area of Y type strainer = Surface area of screen ( $\pi \cdot ds \cdot \ell s$ ) x porosity of perforated sheet x porosity of mesh screen

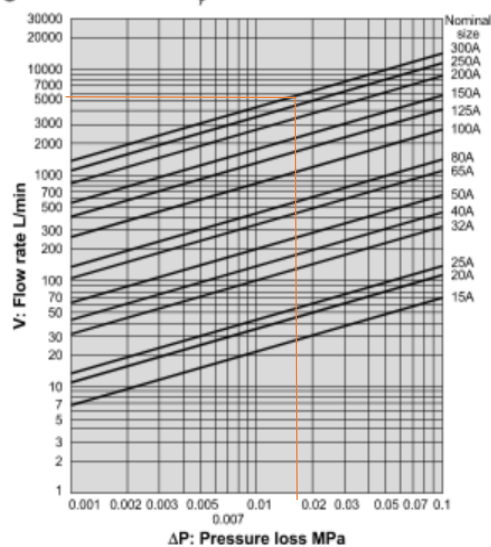
$$\begin{aligned} \text{Filtration area} &= ( 3.14 \times 315 \times 442 ) \times 35.4 \times 0.45 \\ &= 6937277.10 \text{ mm}^2 \\ &= 6.94 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Inside cross sectional area} &= 0.32 \text{ ft}^2 \\ &= 6.44494\text{E}+11 \text{ mm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Filtration area to bore} &= \frac{\text{Filtration area}}{\text{Inside cross sectional area}} \\ &= 1.07639\text{E}-05 \end{aligned}$$

$$\Delta P = \Delta P_w \frac{r}{r_w} (0.00379v + 1)$$

$\Delta P$  : Pressure loss when the fluid is flowing [MPa]  
 $\Delta P_w$  : Pressure loss when water is flowing [MPa]  
 $r$  : Weight volume ratio of the fluid [kg/m<sup>3</sup>]  
 $r_w$  : Weight volume ratio of water [kg/m<sup>3</sup>]  
 $v$  : Kinetic viscosity coefficient [cSt]

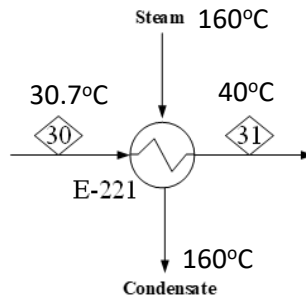


Rate masuk = 6827.67 L/min  
dari grafik didapatkan  $\Delta P_w = 0.017$  MPa  
 $\Delta P = 0.44948$  MPa

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : *Screener*  
Kode Alat : H-221  
Fungsi Alat : Memisahkan CaO dan impuritis dari Ca(OH)<sub>2</sub> keluaran M-130.  
Tipe : Model SY-40C  
Nominal size : 300A  
Pressure drop : 0.44948 MPa  
Filtration area : 6.94 m<sup>2</sup>

### C.23. Heater (E-221)



#### 1. Heat Balance

Aliran bahan panas,	W	=	11409.97	kg/h
		=	25154.68229	lb/h
Aliran bahan dingin,	W	=	804392.5	kg/h
		=	1773382.207	lb/h
	Q	=	31469825	kJ/h
		=	29833394.1	btu/h

#### 2. LMTD

$T_1$	=	160	°C	=	320	°F
$T_2$	=	160	°C	=	320	°F
$t_1$	=	30.65	°C	=	87.17	°F
$t_2$	=	40	°C	=	104	°F

$$LMTD = \frac{(\frac{320 - 104}{\ln(\frac{320 - 104}{320 - 87.17})}) - (\frac{320 - 87.17}{\ln(\frac{320 - 104}{320 - 87.17})})}{\ln(\frac{320 - 104}{320 - 87.17})}$$

$$LMTD = 224.31 \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{0}{16.83} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{16.83}{232.83} = 0.07$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan nilai *Temperature Difference Factor*  $F_T = 1,0$

maka  $\Delta T = LMTD$

$$\Delta T = 224.31 \text{ °F}$$

#### 3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 200 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(°F)}$$

(Kern, table 8)

di kern 200-700

#### 4. Memilih ukuran tube

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$\begin{aligned}
 L &= 20 \quad \text{ft} \\
 ID &= 0.87 \quad \text{in} \\
 a'' &= 0.2618 \quad \text{ft}^2/\text{ft} \\
 a_t' &= 0.594 \quad \text{in}^2
 \end{aligned}$$

### 5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{29833394.1}{200 \times 224.31} = 665 \quad \text{ft}^2$$

### 6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{665.004}{20 \times 0.2618} = 127$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

<b>Shell</b>	<b>Tube</b>
ID : 17.25 in	No. of Tube : 131
B : 40.000 in	OD, BWG : 1 in 16 BWG
Pass : 1	Pitch : 1.25 in triangular
	Pass : 2

### 7. Mengkoreksi harga $U_D$

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned}
 A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 685.92 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung harga  $U_D$  koreksi

$$\begin{aligned}
 U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\
 &= 193.9025507 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

### 8. Perhitungan $T_{av}$ dan $t_{av}$

karena viskositas yang relatif kecil,  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{320 + 320}{2} = 320 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{87.17 + 104}{2} = 95.59 \quad ^\circ\text{F}$$

*Cold fluid (shell) : STEAM  
reactor product*

*Hot fluid (tube) : ACID*

**9 Flow area**

Menghitung C'

$$\begin{aligned} C' &= P_T - OD \\ &= 1.3 - 1 \\ &= 0.25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T} \\ &= \frac{17 \times 0.25 \times 40}{144 \times 1.25} \\ &= 0.958333333 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**10. Mass velocity**

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= \frac{1773382.207}{0.958333333} \\ &= 1850485.781 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{11. Pada } T_a &= 95.585 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 35 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 308 \text{ } ^\circ\text{K} \end{aligned}$$

Dari viskositas yang didapatkan (fig. 14)

$$\begin{aligned} \mu &= 0.78 \text{ cP} \\ &= 1.89 \text{ lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{0.72}{12} \text{ in} \\ &= 0.06 \text{ ft} \\ Re_s &= \frac{D_e G_s}{\mu} \\ &= \frac{0.06 \times 1850486}{1.88760} \\ &= 58820.27275 \end{aligned}$$

**9 Flow area**

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= \frac{131 \times 0.594}{144 \times 2} \\ &= 0.27 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**10. Mass velocity**

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{a_t} \\ &= \frac{25154.68229}{0.2702} \\ &= 93100.83661 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G_t}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{93100.83661}{3600 \times 0.04} \\ &= 646.5335876 \text{ fps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{11. Pada } t_a &= 320 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 160 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 433 \text{ } ^\circ\text{K} \end{aligned}$$

Dari viskositas yang didapatkan (fig. 15)

$$\begin{aligned} \mu &= 0.01 \text{ cP} \\ &= 0.04 \text{ lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$\begin{aligned} D &= \frac{0.87}{12} \text{ ft} \\ &= 0.07 \text{ ft} \\ Re_t &= \frac{D G_t}{\mu} \\ &= \frac{0.073 \times 93100.84}{0.03509} \\ &= 192357.1004 \end{aligned}$$

12. Dari Fig. 28 Kern  
didapatkan  $j_H$

$$j_H = 150$$

13. Pada  $T_a$  = 96 °F  
= 35.3 °C  
= 308.3 °K

*specific heat* didapatkan (fig.2)

$$c = 1.00 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

*Thermal conductivity (Tabel 4)*

$$k = 0.3560 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 1.7438$$

14. Dari Fig.25 Kern

Correction factor = 0.9

$$\begin{aligned} |h_i &= 2000 \times 0.9 \\ &= 1800 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} |h_{i_o} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\ &= 1800 \times \frac{0.87}{1} \\ &= 1566 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

*specific heat* didapatkan (fig. 3)

$$c = 0.18 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

*Thermal conductivity (Tabel 5)*

$$k = 0.1670 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 0.34$$

14.  $h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s$

$$h_o = 150 \times 0.17 \times 1.7 \times 0.06$$

$$h_o = 728.0 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

15. *Tube-wall temperature*

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_o}{h_{i_o} + h_o} (T_c - t_c) \\ &= 95.59 + \frac{728.01971}{2294.0197} (224) \\ &= 166.8 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Pada  $t_w = 166.80433 \text{ }^\circ\text{F}$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\begin{aligned} \mu_w &= 0.013 \text{ cP} \\ &= 0.03146 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$= \left( \frac{1.89}{0.031} \right)^{0.14}$$

$$= 1.77$$

*Corrected coefficient*

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a$$

$$= 728.0 \times 1.7739$$

$$= 1291 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

### 16. Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= \frac{1566 \times 1291.5}{1566 + 1291.5}$$

$$= 707.8 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

### 17. Design overall coefficient

Diketahui *external surface* /ft, a" = 0.2618 ft<sup>2</sup>/ft

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 131 \times 20 \times 0.262$$

$$= 685.916 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{29833394.1}{685.916 \times 224.31}$$

$$= 193.9025507 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

### 18. Dirt factor

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{708 - 193.9}{708 \times 193.9}$$

$$= 0.003744349 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

### Ringkasan

1291.5	h outside	1566
U <sub>c</sub>	=	707.77
U <sub>D</sub>	=	193.90
R <sub>d calc</sub>	=	0.0037
R <sub>d req</sub>	=	0.001



### Pressure Drop

1.  $Re_s = 58820.27275$

Dari Fig.29 Kern, didapatkan

$$f = 0.00160 \quad \text{ft}^2/\text{in}^2$$

$$sg = 1$$

2. *No. of crosses*

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{20}{40}$$

$$N + 1 = 6$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 1.438 \text{ ft}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$$

$$\Delta P_s = \frac{47255307220}{5556008845}$$

$$= 8.50526 \text{ psi}$$

1.  $Re_t = 192357.1004$

Dari Fig.26 Kern, didapatkan

$$f = 0.00009$$

$$s = 1.5$$

$$2. \Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{31203957}{3784500000}$$

$$= 0.0082 \text{ psi}$$

3.  $G_t = 93100.83661$

Dari Fig.27 Kern, didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0.2$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= \frac{4 \times 2}{1} \times 0.2$$

$$= 1.1 \text{ psi}$$

4.  $\Delta P_T = P_t + P_r$

$$= 0.01 + 1.1$$

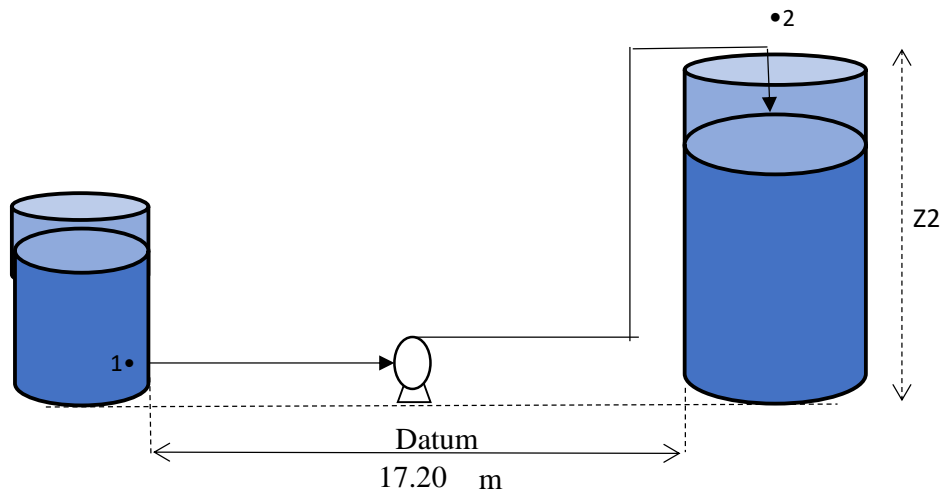
$$= 1.11 \text{ psi}$$

Btu/jam.ft2.°F	Uc	Ud	Rd
Actual	707.774	194	0.0037
Design	200.04	166.69	0.0010

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	Heater
Kode Alat	:	E-221
Fungsi Alat	:	Menaikkan suhu larutan $\text{Ca(OH)}_2$ sebelum masuk Bubble Column
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Tube	:	ID : 0.87 in
	:	OD : 1.00 in
	:	Panjang : 20.00
	:	$\Delta P_T$ : 1.11 psi
Shell	:	de : 0.72 in
	:	$\Delta P_s$ : 8.505 psi
Rd	:	0.0037
Luas Area	:	685.92 ft <sup>2</sup>
Jumlah	:	1

### C.24. Bubble Column Pump (L-221)



Fungsi = Mengalirkan larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  ke *Bubble Column*

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 804240 kg/jam (aliran 29)

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 dari Appendix A-Neraca Massa dan Appendix B-Neraca Energi :**

Rate larutan ( $\dot{m}$ )	= 804240.000	kg/jam
	= 492.51527	lbm/s
Densitas ( $\rho$ )	= 981.78	$\text{kg/m}^3$
	= 61.2927	$\text{lbm/ft}^3$
Viskositas ( $\mu$ )	= 0.8007	cp
	= 0.000538	$\text{lbm/ft}\cdot\text{s}$
Rate volume ( $Q_f$ )	= 8.035464	$\text{ft}^3/\text{s}$
	= 819.1703	$\text{m}^3/\text{jam}$
	= 0.22754731	$\text{m}^3/\text{s}$
	= 3606.6704	gpm

#### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 2,554 \times 1,7075 \\ &= 17,01 \text{ inch} \\ &= 43,20 \text{ cm} \end{aligned}$$

(Sumber: Kusnarjo, Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 20 in sch 40 (dacapo stainless catalog)

$$OD = 20.00 \text{ inch} = 1.67 \text{ ft} = 0.51 \text{ m}$$

$$ID = 19.25 \text{ inch} = 1.60 \text{ ft} = 0.49 \text{ m}$$

$$A = 2.02 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 3.978 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{61.3 \times 1.60 \times 3.98}{0.000538}$$

$$= 726910$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 20 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung Sudden Constriction menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c \alpha} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98})$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar

( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$k_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)$$

$$= 0.55 (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$$a = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.13524 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan

valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99})$$

$$\text{terdapat: } 1 \text{ unit tee valve (jenis wide open)} \quad k_f = 1$$

$$1 \text{ unit gate valve (jenis wide open)} \quad k_f = 0.17$$

$$3 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 0.75$$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$h_f \text{ tee valve (jenis wide open)} = 0.24589 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.04180 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.55326 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0.84096 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

$$\text{Bahan} = \text{Cast iron} \quad (\epsilon=2,6 \cdot 10^{-4})$$

$$\text{panjang pipa} = 34.4 \text{ m} = 113 \text{ ft}$$

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

$$N_{re} = 726910.3$$

$$\epsilon = 0.00026 \text{ m}$$

$$ID = 0.489 \text{ m}$$

$$C/D = 0.00053$$

$$f = 0.007 \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94})$$

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2g_c}$$

$$= \frac{4 \times 0.007 \times 112.8609 \times 15.82}{1.60 \times 2 \times 32.174}$$

$$= 0.48440 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). Sudden Expantion at the tank Entrance

$$h_{ex} = (1 - (A_{\text{pipa}}/A_2))^2 \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad (\text{Sumber : Geankoplis, Pers. 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan clarifier jauh lebih besar daripada pipa maka,

$$(A_2 \gg A_{\text{pipa}}) \text{ maka } A_{\text{pipa}}/A_2 = 0$$

dianggap  $A_3/A_2=0$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot g_c} = 0.0076 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = h_c + h_f + F_s + h_{ex} = 1.47 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{g_c} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.54 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1.2 \text{ bar} = 120000 \text{ Pa} = 2506.25 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 418 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_1 = 0.25 \text{ m}$$

$$Z_2 = 15.0 \text{ m}$$

$$Z_2 - Z_1 = 14.75 \text{ m} = 48.4 \text{ ft}$$

$$v_1 = 3.98 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 3.98 \text{ ft/s}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0.000 \text{ ft/s}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -56.7 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Head pump} = (-W_s)$$

$$= 56.68 \text{ ft}$$

$$= 17.3 \text{ m}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate bahan} = 819.2 \text{ m}^3/\text{jam} = 3607 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 70.8445 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{mass rate} \cdot W_p$$

$$= 34892 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 63.4 \text{ hp}$$

$$= 47.3 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 90\%$$

$$\text{Power Motor} = 70.489 \text{ hp}$$

#### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : Bubble Column Pump

Kode Alat : L-221

Fungsi Alat : Mengalirkan larutan Ca(OH)<sub>2</sub> ke Bubble Column

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Kapasitas : 804240.0 kg/jam

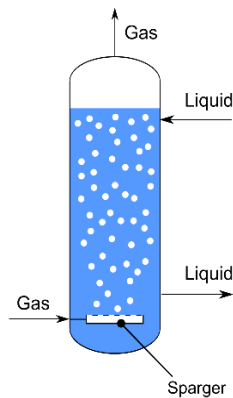
Pipa : Pipa 20 in sch 40

Power : 70.49 hp

Head : 17.3 m

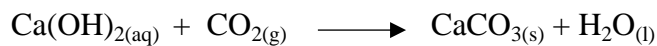
Jumlah : 1 unit

### C.25. Bubble Column (R-220)



- Fungsi : Sebagai tempat mereaksikan  $\text{Ca(OH)}_2$  dengan gas  $\text{CO}_2$  untuk menghasilkan *precipitated calcium carbonate* (PCC)
- Tipe Reaktor : Reaktor Gelembung
- Kondisi : T = 40 °C  
P = 2 atm

Reaksi yang terjadi adalah



Dari US 2002/0009410 A1:

X (konversi) : 0.95

t (waktu tinggal) : 30 menit = 0.5 jam

Alasan Pemilihan bubble reactor

- Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas-cair, dengan jumlah gas yang relatif sedikit direaksikan dengan cairan yang jumlahnya besar
- Di dalam reaktor reaksi berjalan lambat, dibuktikan dengan bilangan Hatta (Ha) yang lebih kecil dari 0,3
- Relatif lebih murah, perawatan dan pengoperasiannya lebih mudah
- di dalam reaktor gelembung, aliran gas dianggap plug flow, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan di dalam reaktor selalu serba sama (mixed flow)

(Perry's, 23 – 49, 1999)

A. Neraca Massa

Dari perhitungan neraca massa diketahui jumlah bahan yang masuk dan keluar reaktor sebagai berikut :

### A. Neraca massa pada reaktor

No	Komponen	Masuk		Keluar	
		Aliran <22>	Aliran <30>	Aliran <31>	Aliran <32>
		Massa kg/jam	Massa kg/jam	Massa kg/jam	Massa kg/jam
1	N <sub>2</sub>	19.60	0.00	19.60	0.00
2	CO <sub>2</sub>	1393.49	0.00	3.49	0.00
3	CH <sub>4</sub>	902.67	0.00	902.67	0.00
4	H <sub>2</sub> S	49.17	0.00	49.17	0.00
5	H <sub>2</sub> O	49.07	801780.00	49.07	802349.00
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	2460.00	0.00	123.00
7	CaCO <sub>3</sub>	0.00	0.00	0.00	3158.00
Total		2414.00	804240.00	1024.00	805630.00

### B. Neraca Panas

#### Neraca Energi pada reaktor

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
$\Sigma\Delta H_{in}$	50886894.00	$\Sigma\Delta H_{out}$	54443073.54
		$\Delta H_r$	-3556179.54
Total	50886894.00	Total	50886894.00

### C. Mencari Komposisi Reaktan

#### 1. Mencari Komposisi Reaktan

komposisi reaktan fasa liquid

No.	Komponen	Massa (Kg/jam)	Mr	wi	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Mol (Kmol/jam)
1	H <sub>2</sub> O	801780.00	18	1.00	995.372	44543.333
2	Ca(OH) <sub>2</sub>	1628.25	74	2460.00	2210	22.003336
Total		803408.25		2461.00		44565.337

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} = \frac{1}{1215.84} \text{ kg/m}^3 = 1.2158 \text{ g/cm}^3 = 75.9023 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu_L) = 0.8007 = 0.0008007 \text{ kg/m.s}$$

Komposisi reaktan fasa gas

No.	Komponen	Massa (Kg/jam)	Mr	wi	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Mol (Kmol/jam)
1	N <sub>2</sub>	19.60	28	0.008	2.1804	0.70
2	CO <sub>2</sub>	1393.49	44	0.589	0.4771	31.67
3	CH <sub>4</sub>	902.67	16	0.382	0.2679	56.42
4	H <sub>2</sub> S	49.17	34	0.021	10.4492	1.45
5	H <sub>2</sub> O	49.07	18	0.021	6.0431	2.73
Total		2364.93		1.00		90.23



$$\rho_{\text{gas}} = \frac{\text{BM} \times P}{R \times T}$$

$$\begin{aligned} R &= \text{Konstanta gas ideal} = 0.082057 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K} \\ T &= 313 \text{ K} \\ P &= 2 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas N}_2} &= \frac{28 \text{ Kg/Kmol} \times 2 \text{ atm}}{0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K} \times 313 \text{ K}} \\ &= 2.1803592 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas CO}_2} &= \frac{44 \text{ Kg/Kmol} \times 2 \text{ atm}}{0.589 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K} \times 313 \text{ K}} \\ &= 0.4771476 \end{aligned}$$

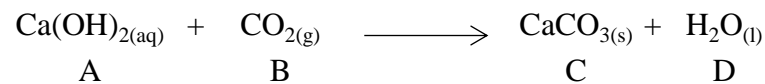
$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas CH}_4} &= \frac{16 \text{ Kg/Kmol} \times 2 \text{ atm}}{0.382 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K} \times 313 \text{ K}} \\ &= 0.267852 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas H}_2\text{S}} &= \frac{34 \text{ Kg/Kmol} \times 2 \text{ atm}}{0.021 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K} \times 313 \text{ K}} \\ &= 10.449191 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas H}_2\text{O}} &= \frac{18 \text{ Kg/Kmol} \times 2 \text{ atm}}{0.02 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K} \times 313 \text{ K}} \\ &= 6.0430815 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas Campuran}} &= 0.7441 \text{ kg/m}^3 = 0.0007441 \text{ g/cm}^3 \\ &= 0.05 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Reaksi :



Komposisi reaktan dihitung menggunakan persamaan :

$$C_x = \frac{N_x}{N_T} \times \frac{P}{R \times T}$$

(Fogler, 1999)

$$X \text{ (konversi)} = 0.95$$

Keterangan :

$C_x$  : Komposisi reaktan

$N_x$  : Mol reaktan

$N_T$  : Mol total

P : Tekanan operasi = 2 atm

R : Temperature = 313.15 K

T : Konstanta gas ideal = 0.00821 m<sup>3</sup>.atm/kmol.K

a. Konsentrasi Ca(OH)<sub>2</sub>

$$C_{A0} = \frac{22.0033}{44655.6} \times \frac{2}{0.00821 \times 313.15}$$
$$= 0.0003835 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_A = C_{A0} (1-X_A)$$
$$= 1.918E-05 \text{ kmol/m}^3$$

Karena perbandingan mol sama maka,  $C_{A0} = C_{B0}$

b. Konsentrasi CO<sub>2</sub>

$$C_B = C_{B0} - (C_{A0}X_A)$$
$$= 1.918E-05 \text{ kmol/m}^3$$

2. Mencari Persamaan Laju Reaksi

Reaksi yang terjadi merupakan reaksi orde 2, dimana dimana persamaan laju reaksinya adalah

$$-r_A = k C_A \cdot C_B$$

keterangan :

$-r_A$  : laju reaksi

k : konstanta laju reaksi (m<sup>3</sup>/kmol.jam)

$C_i$  : konsentrasi masing-masing komponen (kmol/m<sup>3</sup>)

Dengan :

$$C_A = C_{A0} (1-X_A)$$

$$C_B = C_{B0} - (C_{A0}X_A) \text{ Karena perbandingan mol sama maka, } C_{A0} = C_{B0}$$
$$= C_{A0} (1-X_A)$$

Sehingga :

$$-r_A = k [C_{A0}(1-X_A)] [C_{A0}(1-X_A)] \quad [1]$$

3. Mencari Konstanta Laju Reaksi

$$\tau = C_{A0} \int_0^x \frac{dX}{-r_A} \quad [2]$$

(Levenspiel edisi tiga hal 102)

Substitusikan persamaan [1] dan [2]

$$\tau = \frac{1}{kC_{A0}^2} \int_0^x \frac{dX}{(I-X_A)(I-XA)}$$

$$k = \frac{1}{\tau C_{A0}^2} \int_0^x \frac{dX}{(I-X_A)(I-XA)}$$

Bentuk integral pada persamaan di atas diselesaikan dengan metode *Simpson's rule*. Jika pada bentuk integral dengan :

$$f(x) = \int_{x_0}^x \frac{dX}{(I-X_A)(I-XA)}$$

$$\text{Maka} \int_0^{0.95} f(x).dX = \frac{h}{3} (f_0 + 4f_1 + 2f_2 + \dots + 2f_{N-2} + 4f_{N-2} + f)$$

$$h = \frac{0.95 - 0}{11 - 1} = 0.095$$

Untuk N = 11, maka :

No	Xi	f(x)	koefisien	koef x f(x)
0	0	1	1	1
1	0.095	1.220964	4	4.8838558
2	0.19	1.5241579	2	3.0483158
3	0.285	1.9560859	4	7.8243435
4	0.38	2.6014568	2	5.2029136
5	0.475	3.6281179	4	14.512472
6	0.57	5.4083288	2	10.816658
7	0.665	8.9106705	4	35.642682
8	0.76	17.361111	2	34.722222
9	0.855	47.562426	4	190.2497
10	0.95	400	1	400
Total				707.90317

$$\text{Jadi,} \int_0^{0.95} f(x).dX = \frac{0.095}{3} \times 707.90317 = 22.416934$$

Sehingga diperoleh konstanta laju reaksi (k) :

$$k = \frac{1}{0.5 \times (0.00)^2} \times 22.416934$$

$$k = 304829175.3 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

#### 4. Mencari Laju Reaksi

Laju reaksi dicari menggunakan persamaan :

$$-r_A = k C_A \cdot C_B$$

$$-r_A = 3E+08 \times 0.00002 \times 1.9E-05$$

$$-r_A = 0.1120847 \text{ kmol/m}^3.\text{jam}$$

## D. Perancangan Reaktor Gelembung

### 1. Menentukan Difusifitas

Proses difusi terjadi di dalam fasa cair. Persamaan yang digunakan adalah

$$D_{AL} = \frac{117.3 \times 10^{-13} (\varphi M)^{0.5} T}{\mu \times V_m^{0.6}} \quad (\text{Coulson 1983, vol 6 : 255})$$

Keterangan :

- $\varphi$  = Association parameter = 1
- $M$  = Berat molekul larutan, kg/kmol
- $T$  = Temperatur, K
- $\mu$  = Viskositas larutan, kg/m.s
- $V_m$  = Volume molal zat terlarut, m<sup>3</sup>/kgmol

Berdasarkan Tabel 8.6 Coulson, 1983 hal. 256 diperoleh:

$$V_m \text{ CO}_2 = 0.034 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

Difusifitas CO<sub>2</sub> dalam larutan

$$\begin{aligned} D_{AL} \text{ CO}_2 &= \frac{1.173\text{E-}11 \times (1 \times 23.304)^{0.5} \times 313.15}{0.0008007 \times (0.13149)^{0.6}} \\ &= 7.481\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s} \end{aligned}$$

### 2. Menghitung Diameter Gelembung (d<sub>b</sub>)

$$d_b = \left( \frac{6 \times d_o \times \sigma_L}{g \times \Delta\rho} \right)^{1/3} \quad (\text{Treyball, 1980 : 141})$$

Keterangan :

- $d_b$  = Diameter gelembung, m
- $d_o$  = Diameter orifice = 10 mm standart
- $\sigma_L$  = Tegangan muka cairan
- $g$  = Percepatan gravitasi, m/s<sup>2</sup>
- $\Delta\rho$  = Densitas (cairan-gas), kg/m<sup>3</sup>
- pgas pada T = 311.15 K dan P = 2 atm

$$\begin{aligned} \Delta\rho &= \rho \text{ (cairan-gas)} \\ &= 1215.1 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Diameter gelembung

$$\begin{aligned} d_b &= \left( \frac{6 \times 0.01 \text{ m} \times 0.0634 \text{ kg/s}^2}{9.8 \text{ m/s}^2 \times 1215.09 \text{ kg/m}^3} \right)^{1/3} = 0.0068 \text{ m} \\ &= 0.68360 \text{ cm} \\ &= 6.83599 \text{ mm} \end{aligned}$$

### 3. Menentukan Koefisien Transfer Massa Campuran ( $k_L$ )

Diameter gelembung ( $d_b$ )  $\geq 2$ mm, sehingga persamaan yang digunakan adalah

Persamaan yang digunakan adalah :

$$k_L (2\text{mm}) = 0.42 \left[ \frac{\mu_L \times g}{\rho_L} \right]^{1/3} \left[ \frac{\rho_L \times D_{AL}}{\mu_L} \right] \quad (\text{Froment : 726})$$

$$k_L = 0.42 \left[ \frac{0.0008 \times 9.8}{1208} \right]^{1/3} \left[ \frac{1208 \times 7.5E-05}{0.0008007} \right]^{1/2}$$

$$= 0.0832542 \text{ m/detik}$$

### E. Menghitung Parameter Desain Reaktor Gelembung

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, ada beberapa parameter desain untuk reaktor gelembung yaitu : diameter gelembung ( $d_b$ ), *gas hold up* ( $\epsilon$ ), *superficial gas velocity* ( $U_{sg}$ ), dan *Interfacial area* ( $\alpha$ )

#### 1. Diameter Gelembung ( $d_b$ )

Telah dihitung diatas diperoleh  $d_b = 0.006836 \text{ m}$

#### 2. Gas Holdup ( $\epsilon$ )

Untuk menghitung *gas hold up* ( $\epsilon$ ), digunakan persamaan

$$\epsilon = \frac{0.0661 U_g^{0.69}}{1+0.0661^{0.69}}$$

Keterangan :

$U_g$  : kecepatan gas masuk tiap lubang, cm/s

$U_g$  (Kecepatan gas masuk tiap lubang) dapat di hitung dengan mencari beberapa parameter terlebih dahulu, yaitu : luas tiap lubang orifice ( $A_o$ ), dan laju volumetrik tiap lubang ( $Q$ ). (Perry's, 1999)

Luas tiap lubang *orifice* ( $A_o$ )

$$A_o = \frac{\pi}{4} d_o^2 = \frac{\pi}{4} \times (1.10^{-2} \text{m})^2 \times 0.0000785 \text{ m}^2 = 0.785 \text{ cm}^2$$

Laju volumetrik tiap lubang ( $Q$ )

$$Q^{6/5} = \frac{d_b \times \pi \times g^{3/5}}{8.268} \quad (\text{Perry, 1999 : 14-71})$$

$$Q^{6/5} = 16.1833$$

$$Q = 10.1755 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

Kecepatan gas masuk tiap lubang ( $U_g$ )

$$U_g = \frac{Q}{A_o} = \frac{10.1755}{0.7850} = 12.9624 \text{ cm/s} = 0.1296241 \text{ m/s}$$

$$= 0.4252759 \text{ ft/s}$$

Gas hold up

$$\epsilon = \frac{0.0661 U_g^{0.69}}{1+0.0661 U_g^{0.69}} = 0.2791$$

Penurunan Tekanan pada *Sparger*

Penurunan Tekanan pada *Sparger* dapat diperkirakan dari persamaan

$$\Delta P = \frac{\rho_g}{2g_c} \left( \frac{U_g}{C_d} \right)^2$$

Dengan  $C_d = 0.9$

Maka penurunan tekanan gas pada sparger :

$$\begin{aligned} \Delta P &= \frac{0.0465}{2 \times 32.274} \left( \frac{0.4252759}{0.9} \right)^2 \\ &= 0.0002 \text{ psi} \end{aligned}$$

3. Menentukan *superficial gas velocity* ( $U_{sg}$ )

Untuk menghitung *superficial gas velocity* ( $U_{sg}$ ), digunakan persamaan :

$$U_{sg} = U_t \{1 - \epsilon\}^{n-1}$$

Keterangan :

$n$  : Fungsi *Reynold number* di *bubble reactor* = 2.39

$U_t$  : *Terminal velocity bubble*

*Terminal velocity bubble* ( $U_t$ )

$$(U_t) = \left[ \frac{2\sigma}{d_b \times \rho} + 0.5 \times d_b \times g \right]^{0.5} \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\begin{aligned} U_t &= \left[ \frac{2 \times 0.0634}{0.00684 \times 1208} + 0.5 \times 0.00684 \times 9.8 \right]^{0.5} \\ &= 0.221023381 \text{ m/s} = 22.1023 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} U_{sg} &= 0.2210234 (1 - 0.2791323)^{(2.39 - 1)} \\ &= 0.2210234 (0.7208677)^{(1.39)} \\ &= 0.2210234 \times 0.6344819 \\ &= 0.1402353 \text{ m/s} \\ &= 14.023533 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

4. *Interfacial Area*

Untuk menghitung *interfacial area* digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \alpha &= \frac{6 \times \epsilon}{d_b} \quad (\text{Perry, 1999}) \\ &= \frac{6 \times 0.2791}{0.68360} = 2.4499646 \text{ cm}^{-1} = 244.99646 \text{ m}^{-1} \end{aligned}$$

## F. Perhitungan Dimensi Reaktor

### 1. Menentukan Volume Reaktor

Menghitung volume larutan bebas gelembung untuk aliran *plug flow*

$$\frac{V}{F_{A0}} = \int_0^x \frac{dX}{-r_A}$$

$$\begin{aligned} V &= F_{A0} \int_0^{0.95} \frac{dX}{-r_A} \\ &= \frac{F_{A0}}{\tau C_{A0}^2} \int_0^{0.95} \frac{dX}{(1-X_A)(1-XA)} \\ &= \frac{445.65}{3E+08 \times (0.00)^2} \times 22.416934 \\ &= 222.82668 \text{ m}^3 = 7869.0575 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Untuk reaktor *bubble reactor*, fraksi *holdup liquid* ( $\epsilon_L$ ) adalah :

$$\begin{aligned} \epsilon_L &= 1 - \epsilon_G \\ &= 1 - 0.2791 \\ &= 0.7209 \end{aligned}$$

Maka volume total reaktor :

$$\begin{aligned} V_{ts} &= \frac{V_{\text{liquid}}}{\text{fraksi hold up}} \\ &= \frac{222.82668}{0.7209} \\ &= 309.10899 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

*Over design* 20%

$$V_{ts} = 370.93079 \text{ m}^3 = 13099.31 \text{ ft}^3$$

### 2. Menentukan Dimensi Reaktor

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan :

#### *Flanged and Standard Dished Head*

Digunakan untuk *vessel* proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil

#### *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1.0021 atm) sampai 200 psig (13.609 atm).

#### *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig

Untuk tekanan 2 atm maka dipilih *torispherical flanged and dished head*,

Volume tutup atas dan bawah *torispherical flanged and dished head* :

$$V_{\text{torispherical}} = V_d = 0.000049ID^3 \text{ (pers. 5.11. Brownell and Young, 1959:88)}$$

$$V_{\text{reaktor}} = (\pi/4) D^2 H_s + 2 (\pi/4) D^2 sf + (2 \times 0.000049 ID^3)$$

dengan  $H_s = 3 ID$  dan  $sf = 6 \text{ in (0.5 ft)}$ , substitusikan persamaan diatas, maka diperoleh :

$$V_{\text{reaktor}} = 2.355 ID^3 + 0.79 ID^2 + 0.000098 ID^3$$

$$13099.31 = 2.355 ID^3 + 0.79 ID^2 + 0.000098 ID^3$$

$$13099.31 = 2.355098 ID^3 + 0.785 ID^2$$

Diperoleh :

$$ID = 17.0000 \text{ ft} = 204.0000 \text{ in} = 5.1816 \text{ m}$$

$$H_s = 51.0000 \text{ ft} = 612.0000 \text{ in} = 15.5448 \text{ m}$$

Volume cairan yang menempati *shell* :

$$V_{\text{total}} - V_{\text{sf}} - V_{\text{Torispherical}} = 13099.31 - 2722.38 - 0.481474$$

$$= 10376.448 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi cairan di shell, } H_L = 45.7384 \text{ ft} = 13.9411 \text{ m}$$

a. Menentukan *Sparger ring*,  $D_s = 40\% D_r$  (Peter and Timmerhaus, 1991)

$$D_s = 0.4 \times 17.0000$$

$$= 6.8000 \text{ ft}$$

$$= 2.0726 \text{ m}$$

Luas *plate sparger* ( $L_s$ ) :

$$L_s = \pi/4 \times D_s^2 = 36.2984 \text{ ft}^2 = 3.37223 \text{ m}^2$$

b. Menghitung diameter *hole sparger*

Diameter *hole sparger* ditentukan dengan persamaan :

$$D_o = \frac{db^3 \times (\rho_L - \rho_G) \times g}{6.028 \times \sigma}$$

Keterangan :

$D_o$  = Diameter hole, m

$db$  = Diameter bubble, m

$\rho_L$  = densitas liquid, kg/m<sup>3</sup>

$\rho_G$  = densitas gas, kg/m<sup>3</sup>

$\sigma$  = Tegangan permukaan liquid

$g$  = Percepatan gravitasi

Maka :

$$D_o = \frac{(0.0068)^3 \times (1215.84 - 0.7441) \times 9.8}{6.028 \times 0.0634}$$

$$= 0.0100 \text{ m}$$

$$= 0.9954 \text{ cm}$$



Luas tiap hole =  $\pi/4 \times (0.9954)^2 = 0.7777 \text{ cm}^2$   
 Direncanakan *triangular pitch* dengan jarak ke pusat :

$$C = 1.5 \times D_o \\ = 1.4930 \text{ cm}$$

$$\text{tinggi (h)} = C \times \sin 60^\circ = C \times 0.86603 \\ = 1.293 \text{ cm}$$

$$\text{Luas Segitiga} = 0.5 \times C \times h \\ = 0.9652 \text{ cm}^2$$

$$\text{Ratio luas} = \frac{\text{Luas lubang}}{\text{Luas pitch}} = \frac{0.7777}{0.9652} = 0.80572$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Luas hole seluruhnya} &= 0.80572 \times \text{luas plate sparger} \\ &= 0.80572 \times 36.2984 \\ &= 29.2465 \text{ ft}^2 \\ &= 27170.9 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hole} &= \frac{\text{Luas total hole}}{\text{Luas tiap hole}} = \frac{27170.881 \text{ cm}^2}{0.7777 \text{ cm}^2} \\ &= 34936.3921 \approx 34936 \end{aligned}$$

### 3. Penentuan Tebal Reaktor

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P} + c$$

Keterangan :

$t_s$  = tebal *shell*, in

$P$  = Tekanan operasi, psi

$f$  = *Allowable Stress, Psi* = 18750

$D_r$  = Diameter reaktor, in

$E$  = Efisiensi pengelasan = 0.85

$c$  = faktor korosi = 0.125 in

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 hal 637),  
 Tekanan desain yang dipilih 10% diatas tekanan kerja normal.

$$P_{\text{operasi}} = 2 \text{ atm} = 29.3918 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (HL-1)/144 \text{ (Sumber : Brownell, Pers. 3.17,} \\ &\quad \underline{75.9023 \times 44.74} \text{ hal 46)} \\ &\quad 144 \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 23.5816 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.1 P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 1.1 ( 23.582 + 29.392 ) \\
 &= 58.2707 \text{ psia} \\
 &= 3.9651 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0.6 P} + c \\
 &= \frac{58.2707 \times 102}{18750 \times 0.85 - 0.6 \times 58.27} + 0.125 \\
 &= 0.49875 \frac{8.0}{16}
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana : 8/16 (Sumber : Brownell, Tabel 5-7, hal 89)

$$OD = ID + 2t_s = 205.0 \text{ in} = 17.1 \text{ ft}$$

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

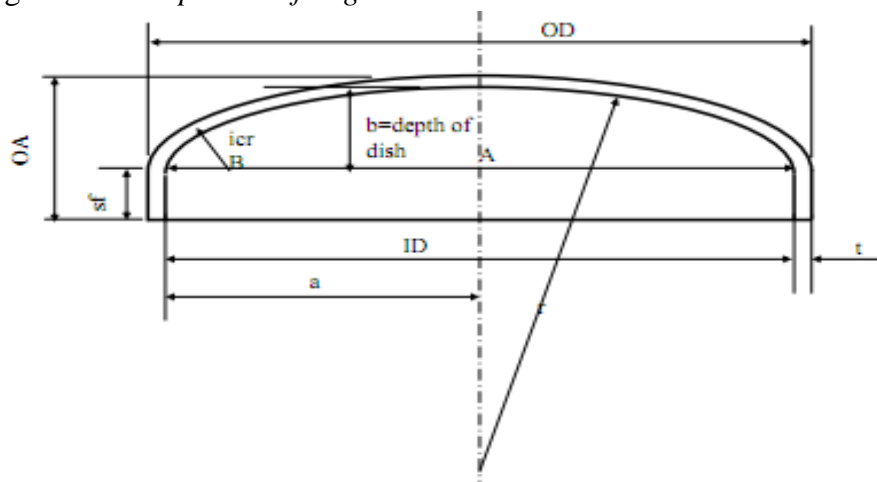
$$OD_{\text{standar}} = 156 \text{ in} = 13 \text{ ft}$$

$$ID = OD - 2t_s$$

$$= 155.00 \text{ in} = 12.9 \text{ ft}$$

#### 4. Head Reaktor

Digunakan *torispherical flanged and dished head*



Keterangan :

$t_h$  : Tebal head, in

icr : *Inside corner radius*, in

r : *Radius of dish*, in

OD : *Outside diameter*, in

ID : *Inside diameter*, in

b : *Depth of dish*, in

OA : *Overall dimension*, in

sf : *Standard straight flange*, in

a. Tebal Head ( $t_h$ )

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0.2I} + C$$

(Brownell and Young, 1959, hal. 258)

Keterangan :

- $t_h$  : Tebal head, in
- P : Tekanan desain, in
- $r_c$  : *crown radius*, in
- icr : *Inside corner radius*, in
- w : *stress-intensification factor*
- f : *Allowable Stress, Psi* = 18750
- E : Efsiensi pengelasan = 0.85
- C : faktor korosi = 0.125 in

Dimana :

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) \quad \text{(Brownell and Young, 1959, hal. 258)}$$

*Inside corner radius* (icr) dan *crown radius* (rc) ditentukan berdasarkan OD reaktor.

Diketahui OD = 156 in

Maka berdasarkan table. 5.7 Brownel & Young didapat :

- $r_c$  = 144 in
- icr = 9 3/8 in

Maka :

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{144}{9 \frac{3}{8}} \right)^{0.5} \right) = 1.7298$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{58.2707 \times 144 \times 1.7298}{2 \times 18750 \times 0.85 - 0.2 \times 58.2707} + 0.125 \\ &= 0.58053 = \frac{9.29}{16} \text{ in (dipakai plat standart } 5/8 \text{ in)} \end{aligned}$$

Berdasarkan table 5.8 Brownel & Young hal. 93, maka sf = in

b. *Depth of Dish* (b)

$$\begin{aligned} b &= r_c - \sqrt{(rc - icr)^2 - (ID/2 - icr)^2} \\ &= 27.8842 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Tinggi *Head* (OA)

$$\begin{aligned} OA &= t_h + b + sf \quad \text{(Brownell and Young, 1959, hal. 87)} \\ &= 0.125 + 27.8842 + 6 \\ &= 34.0092 \text{ in} = 2.8341 \text{ ft} \\ &= 0.86383 \text{ m} \end{aligned}$$

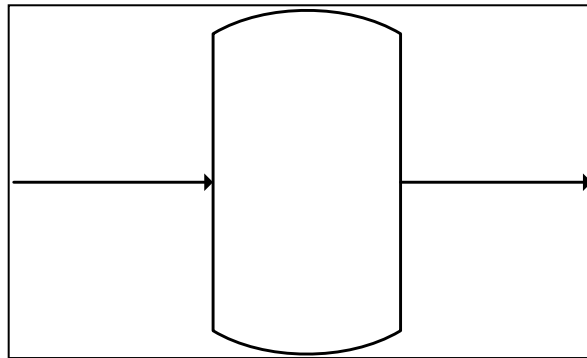
### 5. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}\text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head (OA)}) \\ &= 51.0000 + (2 \times 2.8341) \\ &= 56.6682 \text{ ft} \\ &= 17.2725 \text{ m}\end{aligned}$$

#### Kesimpulan Spesifikasi Alat

<b>Alat</b>	<b>Reaktor</b>
Kode	R-220
Fungsi	Sebagai tempat mereaksikan $\text{Ca(OH)}_2$ dengan gas $\text{CO}_2$ untuk menghasilkan precipitated calcium carbonate (PCC)
Tipe	Bubble reactor
Dimensi	Diameter shell (D) = 18.9 ft Tinggi shell (H) = 56.7 ft Tebal shell (ts) = 1/2 in Tebal head (th) = 5/8 in
Tekanan Desain	58.2707 psi
Bahan Konstruksi	High Alloy Steel SA-240 grade M Type 316
Jumlah	1 buah

### C.26. Buffer Tank (F-361)



Fungsi	=	Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas
$P_{\text{operasi}}$	=	1 atm = 14.7 psi = 1.0133 bar
$T_{\text{operasi}}$	=	41.1 °C = 314.1 K
Rate massa Biogas	=	1024.00 kg/jam = 2257.53 lb /jam
$\rho$ Biogas	=	1.1 kg/m <sup>3</sup> = 0.07 lb/ft <sup>3</sup>
Viskositas ( $\mu$ )	=	0.02 cp
	=	0.0000134 lbm/ft.s

#### Ditetapkan :

- Waktu tinggal = 1/2 jam = 30 menit
- Volume liquid = 80% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Jumlah tangki = 1 unit
- Tutup atas berbentuk *standar dished head*
- Tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E= 0.80 )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* (f = 12650 )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ substrate} \\
 &= \frac{2258 \text{ lb /jam}}{0.069 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 32874.74 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik/tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\
 &= \frac{32874.74 \text{ ft}^3/\text{jam}}{1} \\
 &= 32874.74 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 32874.74 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1/2 \text{ jam} \\
 &= 16437.4 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{80\%} \times 16437 \text{ ft}^3 = 20547 \text{ ft}^3$$

### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Penentuan dimensi tangki digester didasarkan pada kondisi aktual pabrik PT. Energi Agro Nusantara Mojokerto

$$H = 2/5 D$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\text{Volume tangki} = (\pi/4) D^2 H + 0.0847 D^3$$

$$= (\pi/4) D^2 \cdot 2/5 D + 0.0847 D^3$$

$$20546.7 = 0.399 D^3$$

$$D = 37.213 \text{ ft} = 446.56 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquid } (H_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\ &= \frac{16437.4 \text{ ft}^3}{1/4 \times 3.14 \times 37.2^2 \text{ ft}^2} \\ &= 15.1 \text{ ft} = 4.6 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (H_L - 1) / 144 && \text{(Sumber: Brownell, Pers. 3.17, hal 46)} \\ &= \frac{0.1 \times 14.12}{144} \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 0.007 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 0.007 + 14.7 \\ &= 14.7 \text{ psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\ &= 1.05 \times 14.7 \\ &= 15.4 \text{ psi} = 1.05 \text{ atm} = 1.0647 \text{ bar} \end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint*  $E = 0.80$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d r_i}{f E - 0.6 P} + c \\ &= \frac{15.442 \times 223.280}{12650 \times 0.80 - 0.6 \times 15.442} + 1/8 \\ &= 0.4660 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana :  $1/2 \text{ in}$   
 $OD = ID + 2t_s = 447.56 \text{ in} = 37.3 \text{ ft}$

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

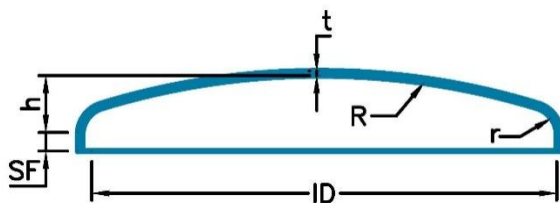
$$OD_{\text{standar}} = 600 \text{ in} = 50 \text{ ft}$$

$$ID = OD - 2t_s = 599.0 \text{ in} = 49.9 \text{ ft}$$

$$H = 2/5 ID = 240 \text{ in} = 20.0 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= (\pi/4) ID^2 \\ &= \frac{3.14 \times 49.9^2}{4} \\ &= 1956 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

### Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



### Tinggi tutup

$$\begin{aligned} h &= 0.169 D \\ &= 8.44 \text{ ft} = 2.5730 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H + h_a \\ &= 28.4 \text{ ft} \\ &= 8.66 \text{ m} \end{aligned}$$

Tutup bejana bagian atas berbentuk conical dengan sudut puncak  $150^\circ$ , sehingga tebal tutup bejana dapat dihitung dari persamaan 6.154 Brownell & Young

$$\begin{aligned} t_{ha}/t_{hb} &= \frac{P_i d_i}{2 (fE - 0.1 P_i) \cos (1/2 \alpha)} + c \quad (\text{Sumber: Brownell, pers. 13-12 hal 258}) \\ &= \frac{15.442 \times 599}{2 (12650 \times 0.80 - 0.1 \times 15.4) \times \cos 75^\circ} + 1/8 \\ &= 18/9 \text{ in} = \frac{15.1}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi tebal tutup} = 2 \text{ in}$$

### Perhitungan Diameter Nozzle Biogas masuk

$$\begin{aligned} \text{Rate Volum Biogas } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Biogas}}{\rho \text{ Biogas}} \\ &= \frac{2258 \text{ lb/jam}}{0.07 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 32874.74 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 9.1319 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\ &= 3.9 \times 9.132^{0.45} \times 0.07^{0.13} \\ &= 7.45 \text{ in} \\ &= 18.92 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 12 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 12.750 \text{ in} = 1.063 \text{ ft} = 0.324 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 11.938 \text{ in} = 0.995 \text{ ft} = 0.303 \text{ m}$$

$$A = 0.78 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\ &= \frac{9.1319}{0.77691} \\ &= 11.754 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{0.1 \text{ lb/ft}^3 \times 0.99 \text{ ft} \times 11.754 \text{ ft/s}}{0.000013 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 59749.17 \end{aligned}$$

Nre >2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Biogas adalah 12.750 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Keluar

$$\text{Rate massa biogas} = 1024.00 \text{ kg/jam} = 2,257.5 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas biogas} = 1.10 \text{ kg/m}^3 = 0.07 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskositas gas} = 0.02 \text{ cp} = 0.0000134 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa biogas keluar}}{\rho \text{ biogas}} \\ &= \frac{2,257.5}{0.0687} \\ &= 32874.7 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 9.132 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$



Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3.9 \times 9.13^{0.45} \times 0.069^{0.13}$$

$$= 7.45 \text{ in}$$

$$= 18.9 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 12 in Sch 40 (*dacapo stainless catalog*)

$$\text{OD} = 12.75 \text{ inch} = 1.06 \text{ ft} = 0.32 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 12.00 \text{ inch} = 1.00 \text{ ft} = 0.30 \text{ m}$$

$$A = 0.79 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$
$$= \frac{9.132}{0.785}$$

$$= 11.63 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$
$$= \frac{0.07 \text{ lb/ft}^3 \times 1.00 \text{ ft} \times 11.6 \text{ ft/s}}{0.000013 \text{ lb/ft s}}$$
$$= 59440.5$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Biogas adalah 12.75 in

### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama alat	:	<i>Buffer Tank (F-361)</i>
Kode Alat	:	F-361
Fungsi Alat	:	Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas
Tipe	:	Tangki berpengaduk dengan tutup atas berbentuk Standar dished head dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada
Kapasitas	:	20546.7 ft <sup>3</sup> = 581.8213 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	:	1 unit
Spek. Tangki	:	
	-	Diameter tangki (OD) = 50.0 ft = 15.2 m
	-	Diameter (ID) = 49.9 ft = 15.2 m
	-	Tinggi : shell = 20 ft = 6.1 m
		tutup atas = 8.44 ft = 2.57 m
	-	Tebal : shell = 1/2 in
		tutup atas = 2 in
Spek. Nozzle Biogas masuk	:	- Diameter (OD) = 12.75 in = 1.0625 ft
		- Jenis pipa = Pipa 12 in sch 40
Spek. Nozzle Biogas keluar	:	- Diameter (OD) = 12.75 in = 1.0625 ft
		- Jenis pipa = Pipa 12 in Sch 40

### C.27. Compressor (G-361)

Fungsi : Meningkatkan tekanan biogas menuju adsorber

Type : *Centrifugal compressor*

Jumlah : 2 buah Compressor

Gas : Biogas dari bubble kolom

Kondisi proses :

Suhu masuk ( $T_1$ ) :  $41.1\text{ }^{\circ}\text{C} = 106\text{ }^{\circ}\text{F}$

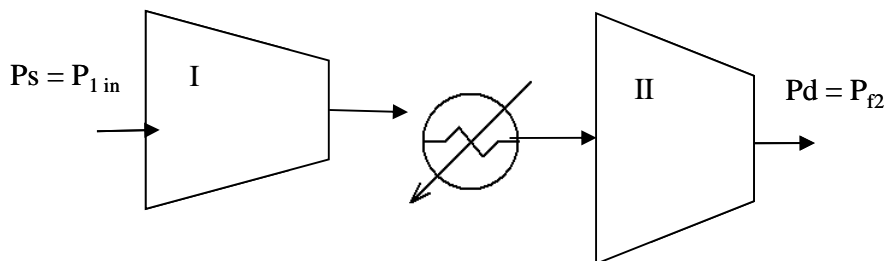
Pressure drop :  $0.3\text{ atm} = 5\text{ psia}$

Tekanan masuk ( $P_1$ ) :  $1.2\text{ atm} = 17.6\text{ psia}$

Tekanan keluar ( $P_3$ ) :  $10\text{ atm} = 147\text{ psia}$

Rate massa :  $976.48\text{ kg/jam}$

Densitas :  $3.427\text{ kg/m}^3 = 0.0034\text{ kg/L}$



#### Kondisi Operasi

Tekanan Suction,  $P_s$  (psia)

$P_s = P$  gas masuk

$P_s = 17.6\text{ psia}$

Temperatur Suction,  $T_s$  ( $^{\circ}\text{R}$ )

$T_s = 41.1\text{ }^{\circ}\text{C} = 314\text{ K} = 106\text{ }^{\circ}\text{F} = 566\text{ R}$

Tekanan Discharge,  $P_d$  (psia)

$P_d = P$  gas keluar

$P_d = 147\text{ psia}$

#### Compression ratio

$$R_c = P_d / P_s$$

$$= 147 / 17.6$$

$$= 8$$

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

Compression ratio untuk tiap stage

$$\begin{aligned} R_c &= \sqrt{10} \\ &= 3.16 \end{aligned}$$

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

$$P_1 = 17.6 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_{i1} &= R_c \text{ tiap stag} \times P_1 + \text{Pressure drop}/2 \\ &= 3.16 \times 17.6 + 2.5 \\ &= 58.283 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_c &= P_{i1} / P_1 \\ &= 58 / 17.6 \\ &= 3.3 \end{aligned}$$

b. Second stage

$$\begin{aligned} P_{i1} &= R_c \text{ tiap stag} \times P_1 - \text{Pressure drop}/2 \\ &= 3.16 \times 17.6 - 2.5 \\ &= 53.282 \text{ psia} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} R_c &= P_{f2'} / P_{i1} \\ &= 147 / 53.282 \\ &= 2.76 \end{aligned}$$

#### **Discharge temperature first stage**

$$\begin{aligned} T_{i1} &= T_1 \times R_c^{(k-1)/k} \quad (k \text{ untuk natural gas} = 1,26) \\ &= 566 \times 3.3^{(1,26-1)/1,26} \\ &= 724.28 \text{ R} \\ &= 264.28 \text{ F} \end{aligned}$$

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  $T_2 = 1,28 \times (90,5+460)$

$$T_2 = 724.45 \text{ R}$$

$$T_2 = 264.45 \text{ F}$$

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

$$\begin{aligned}
Tf_2 &= T_{i1} \times R_c^{(k-1)/k} \\
&= 555 \times 2.76^{(1.26-1)/1.26} \\
&= 684.29 \text{ R} \\
&= 224.29 \text{ F}
\end{aligned}$$

### Horse Power

$$\begin{aligned}
\text{Volume gas} &= 284,937 \text{ liter/jam} \\
(\text{kapasitas}) &= \frac{284,937 \text{ liter}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{28.317 \text{ liter}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\
&= 241,498 \text{ CFD (Cubic Feet per day)}
\end{aligned}$$

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

$$\text{bhp} = (\text{bhp/MMSCFD})_{\text{grafik}} \times (\text{kapasitas gas} / 10^6)$$

$$\begin{aligned}
\text{bhp} &= 72 \times (241498 / 10^6) \\
&= 17.388 \text{ hp} = 12.966 \text{ kW}
\end{aligned}$$

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

$$\text{bhp} = (\text{bhp/MMSCFD})_{\text{grafik}} \times (\text{kapasitas gas} / 10^6)$$

$$\begin{aligned}
\text{bhp} &= 72.5 \times (241498 / 10^6) \\
&= 17.509 \text{ hp} = 13.056 \text{ kW}
\end{aligned}$$

### Total Power Compressor

$$\text{Stage 1} = 17.388 \text{ hp} = 12.966 \text{ kW}$$

$$\text{Stage 2} = 17.509 \text{ hp} = 13.056 \text{ kW}$$

$$\text{Total} = 34.896 \text{ hp} = 26.022 \text{ kW}$$

### Efisiensi Compressor

$$\text{Mechanical Efisiensi} = 95 \%$$

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

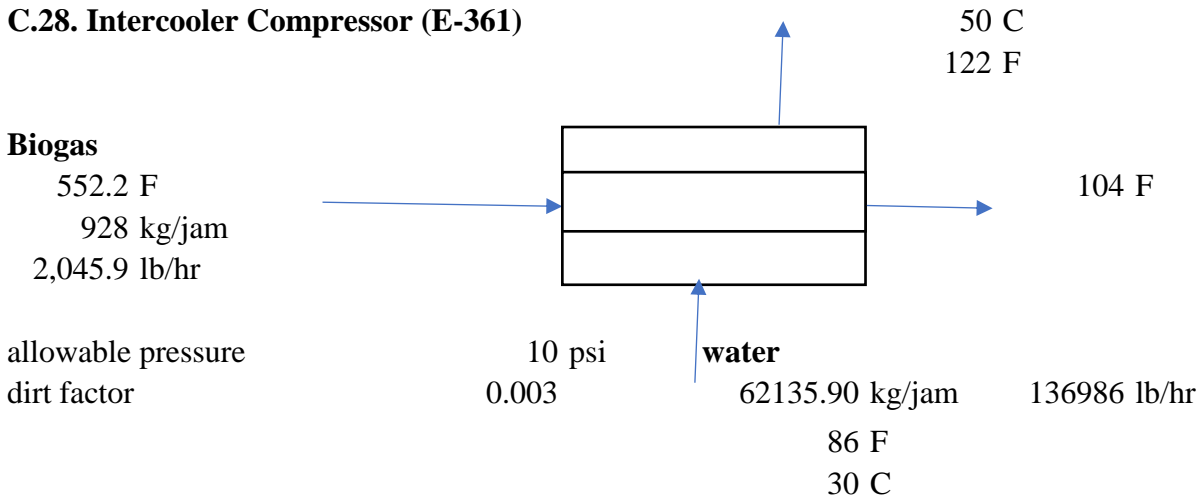
Nama Alat	:	Biogas Compressor
Kode Alat	:	G-361
Type	:	<i>Centrifugal compressor</i>
Fungsi	:	Menaikkan tekanan biogas menuju adsorber
Jumlah stage	:	2 buah Compressor
Kondisi operasi	:	$P_{\text{suction}} = 1.2 \text{ atm}$
	:	$P_{\text{discharge}} = 10 \text{ atm}$
Ratio	:	3.16 Stage
Bahan	:	<i>Cast Iron</i>
Kapasitas	:	976.5 kg/jam
mechanical Efisiensi	:	95 %
Power	:	34.9 hp







**C.28. Intercooler Compressor (E-361)**



1 Heat balance

<b>water</b>			448.2
t av	104 F		
c	btu/lb F	Fig 2	
Q	4,943,074 Btu/hr	5215220 kj/hr	
W	136986.0479 lb/hr	62135.90 kg/hr	
<b>Biogas</b>			
t av	328.1 F		
c	btu/lb F		
W	2045.88736 lb/hr	928 kg/hr	

2 LMTD

Hot fluid	cold fluid diff	
552.2 higher temp	122	430.2 Δt2
104 lower temp	86	18 Δt1
448.2 Differences	36	412.2 Δt2-Δt1

LMTD                      130.0186188 F                      API metane                      17

3 caloric temp

Δtc/Δth	0.041841004	kc	1.6	fig.17 at 320,4 F
		Fc	0.22	
Tc	202.604	Tc= T <sub>2</sub> +Fc(T <sub>1</sub> -T <sub>2</sub> )		
tc	104			

1 in.OD tubes on 1 1/4in square pitch

Medium organics x water

a"=	0.2618 (hal 843)
L=	16
Ud=	150
A=	258.627
Nt=	61.7426
Nt std=	66
Ud koreksi=	140.324

R= 12.45  
S= 0.0772201  
Ft= 0.98 fig.18  
delta t= 127.41825 F

### Desain Sementara

IDs	19 1/4	OD tube	1
n'	2	L	16
B	231 (PT-Od)	a'	0.355
C'	0.25	n	4
Idt	0.704	PT	1.25
Shi	1	de s	0.99
		de t	0.0825 ft (fig.28)

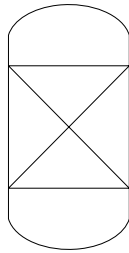
tube	biogas	shell	water
as	6.176042 ft <sup>2</sup>	as	0.038053139 Nre t 124671
Gt	331.2619	Gs	3599861.955
μ (174,4 tc)	0.012 fig. 15	densitas	62.5
Nre S	941.085	μ (104 Tc)	0.7 fig.14
L/D	22.72727		
Jh	7 fig.24		
c (at 174,4)	0.38 fig.5		
k	0.0215 tab.4		
(cμ/k) <sup>1/3</sup>	0.59636		
hi/shi	0.090659	jh	160 fig.28
hio/shi	0.063824	k	0.9 table 4
tw	260.4702 F		0.372 Btu/hr ft2 (F/ft)
μw	0.013 fig.15	c (at 104)	1
shi	0.988857	(cμ/k) <sup>1/3</sup>	1.234577525
hio	0.060588 Btu/hr ft <sup>2</sup>	hho	179.5749128
	uc 359.1498		
	Rd 0.004342		
s	0.91		
f	0.0002 fig.29	f	0.0015 fig.29
N+1	0.831169	delta ps	6.018347193
Di	1.604167 ft	v <sup>2</sup> /2g	0.007 fig.27
		delta Pr	0.123076923
		delta Pt	3.29834E-07
		delta PT	0.123077253 psi

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

1 in.OD tubes on 1 1/4in square pitch

ID shell	=	19 1/4	in
OD tube	=	1	in
ID tube	=	0.704	in
L	=	16	in

### C.29. H<sub>2</sub>S Removal Scavenger (D-360)



**Fungsi** : Menghilangkan kandungan H<sub>2</sub>S yang terkandung pada aliran gas metana dengan menggunakan Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

**Tipe** : Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.

Jumlah alat	:	1	unit
Rate gas metana	:	974.478	kg/jam
$\rho$ gas metana	:	3.427	kg/m <sup>3</sup>
Rate H <sub>2</sub> O gas metana	:	49.2644	kg/jam
Waktu pakai	:	24	jam
Supervicial velocity	:	10	cm/s = 360 m/jam
Particle size	:	0.0056	m (3,5 mesh)
Kapasitas pengikatan	:	0.4	kg H <sub>2</sub> O/kg silica gel
Bulk density	:	700	kg/m <sup>3</sup> = 43.7010 lbf/ft <sup>3</sup>

#### Menentukan Tinggi Bed

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya silica yang digunakan} &= \text{Rate H}_2\text{O} / \text{Kapasitas penyerapan} \\ &= 2955.8634 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bed yang digunakan} &= \text{Banyaknya silica gel} / \text{Bulk density} \\ &= 4.2227 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetric rate} &= \text{Rate gas metana} / \rho \text{ gas metana} \\ (Q) &= 284.3531 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Supervicial velocity (v)} &= Q/A \\ A &= Q/v \\ &= 0.7898697 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Volume Kosong} = 20 \% \text{ volume shell}$$

$$\text{Volume Shell} = 5.0672 \text{ m}^3$$

$$\text{Ls/D} = 2$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot Ls$$

$$5.0672 = \frac{2 \cdot \pi \cdot D^3}{4}$$

$$D = 1.48 \text{ m}$$

$$= 58.182037 \text{ in}$$

$$L_s = 2.9556475 \text{ m}$$

$$= 116.36407 \text{ in}$$

$$\text{Volume Bed} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H \text{ bed}$$

$$4.2227 = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H \text{ bed}$$

$$H \text{ bed} = 2.4630 \text{ m}$$

#### Cek rate fluidisasi minimum

$$D_p = 0.0056 \text{ m}$$

$$\rho \text{ udara} = 1.125 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Geankoplis, Tabel A.3-3})$$

$$\rho \text{ bulk} = 700 \text{ kg/m}^3$$

$$\varepsilon = 0.40 \quad (\text{Perry, 16-10})$$

$$\mu = 1.33 \text{ cp} = 0.00133 \text{ Pa.s}$$

$$g = 9.8 \text{ m/s} \quad (\text{Geankoplis, Tabel A.2-4})$$

**Mencari densitas partikel** dengan asumsi volume bulk = 80 % Vol. Bed =  $3.3781 \text{ m}^3$

$$\text{Massa bulk} = \rho \text{ bulk} \times \text{volume bulk}$$

$$= 2364.7 \text{ kg}$$

$$\text{Massa bulk} = \text{massa partikel}$$

$$\text{volume rongga} = \varepsilon \times \text{volume bulk}$$

$$= 1.3513 \text{ m}^3$$

$$\text{volume partikel} = \text{volume bulk} - \text{volume rongga}$$

$$= 2.0269 \text{ m}^3$$

$$\text{Densitas partikel} = \text{massa partikel} / \text{volume partikel}$$

$$= 1166.6667 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Nre, mf} = \left[ 33,7^2 + 0,0408 \frac{D_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{0,5} - 33,7$$

$$= 0.7636 \quad (\text{Pers. 3.1-38, Geankoplis})$$

$$v'_{mf} = \frac{Nre, mf \times \mu}{Dp \times \rho}$$

$$= 0.1612 \text{ m/s}$$

$$q, mf = v'_{mf} \times A$$

$$= 0.1273 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 458.3991 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Rate minimum} = q, mf \times \rho \text{ udara}$$

$$= 515.6990 \text{ kg/jam}$$

Rate operasi < Rate minimum sehingga tidak terjadi fluidisasi (desain memenuhi)

### Menghitung tekanan desain

\* tekanan vertikal bahan padat pada kolom

$$P_B = \frac{R \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{g}{g_c}\right)}{2 \cdot \mu \cdot K} [1 - e^{(-2 \cdot \mu \cdot K \cdot Z_T / R)}]$$

(Mc. Cabe and Smith, 1985)

Dimana:

koefisien friksi	=	$\mu$	=	0,35-0,55
		dipilih	=	0.45
rasio tekanan	=	$K$	=	0,3-0,6
		dipilih	=	0.5
tinggi bahan	=	$Z_t$	=	8.0808 ft
jari-jari tangki	=	$R$	=	2.4243 ft
$e$	=			2.718
$P_b$	=			182.8968 lb/ft <sup>2</sup>
	=			1.2700 psi
Tekanan lateral	=			0.6350 psi
Tekanan total	=			1.9050 psi
Tekanan operasi	=			10.1325 bar gauge
	=			11.1458 bar abs
Tekanan operasi	=			161.6966 psi
Tekanan desain	=	1,1 x (Tekanan operasi + tekanan bahan)		
	=			179.9618 psi

### Menghitung tebal dinding

Dari *Brownell & Young Page 342*, diperoleh :

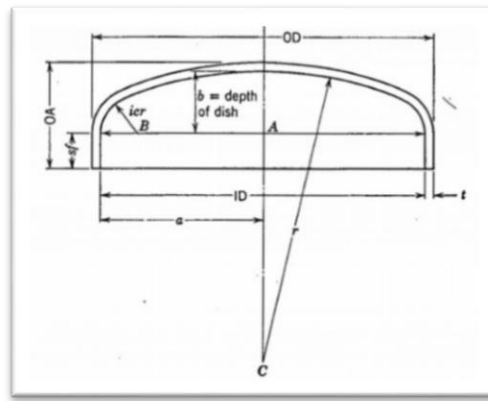
Material yang digunakan	=	SA 167 type 304 grade 3
Tegangan maksimum yang diijinkan (f)	=	18750 psi
Faktor pengelasan double welded butt joint (E)	=	0.80
Faktor korosi (C)	=	0.125 in
Tekanan desain (P desain)	=	179.96 psi
Diameter tangki (ID)	=	58.18 in

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C \\
 &= \frac{10470.54}{29784.05} + 0.13 \\
 &= 0.4765 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal *shell* standard = 1/2 in

$$\begin{aligned}
 OD &= Di + 2t_s \\
 &= 59.1351 \text{ in} \sim 60 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Tebal tutup atas ( $th_a$ ):**



$$P_{\text{desain}} (P_d) = 179.96 \text{ psig}$$

$$th_a = \frac{0,885 \times P \times Di}{2(f \cdot E - 0,1 \cdot p)} + C \quad (\text{Brownell, Pers 13.12, p 258})$$

$$= 0.4343 \text{ in}$$

$$= 7/16 \text{ in (Standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90})$$

$$OD = 60 \text{ in}$$

$$icr = 3 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2} \text{ in} = 2 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Table 5.6, p 88})$$

$$r = 60 \text{ in}$$

$$a = \frac{Di}{2}$$

$$= 30 \text{ in}$$

$$AB = \frac{Di}{2} - (icr)$$

$$= 26.375 \text{ in}$$

$$BC = r - (icr)$$

$$= 56 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$= 49.8247 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$



$$\begin{aligned}
 &= 10.1753 \text{ in} \\
 \text{OA} &= th_a + b + sf \\
 &= 12.6128 \text{ in}
 \end{aligned}$$

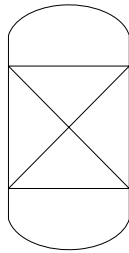
$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total} &= \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi tutup}) \\
 &= 141.5897 \text{ in} \\
 &= 3.5964 \text{ m}
 \end{aligned}$$

<b>Kesimpulan Spesifikasi Alat</b>			
Spesifikasi	:	H2S Removal Scavenger (D-360)	
Material	:	SA 167 type 304 grade 3	
Jumlah	:	1 unit	
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan H2S yang terkandung pada aliran gas metana dengan menggunakan Fe2O3	
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.	
Jenis Sambungan	:	Double welded butt	
OD	:	60.0000 in	= 1.5240 m
ID	:	58.1820 in	= 1.4778 m
H bed	:	96.9698 in	= 2.4630 m
Tinggi shell	:	116.3641 in	= 2.9556 m
Tebal Shell	:	0.50 in	= 0.0127 m
Tebal tutup atas	:	0.44 in	= 0.0111 m
Straight flange (sf)	:	2 in	= 0.0508 m
Tinggi tutup atas	:	12.6128 in	= 0.3204 m
Tebal tutup bawah	:	0.44 in	= 0.0111 m
Tinggi tutup bawah	:	12.6128 in	= 0.3204 m
Tinggi tangki total	:	141.5897 in	= 3.5964 m





### C.30. Adsorber (D-370)



- Fungsi** : Menghilangkan kandungan air yang terkandung pada aliran gas metana dengan menggunakan silica gel.  
**Tipe** : Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.

Jumlah alat	:	2	unit
Rate gas metana	:	928.29	kg/jam
$\rho$ gas metana	:	3.427	kg/m <sup>3</sup>
Rate H <sub>2</sub> O gas metana	:	49.2644	kg/jam
Waktu pakai	:	24	jam
Supervicial velocity	:	10	cm/s = 360 m/jam
Particle size	:	0.0056	m (3,5 mesh)
Kapasitas pengikatan	:	0.4	kg H <sub>2</sub> O/kg silica gel
Bulk density	:	700	kg/m <sup>3</sup> = 43.7010 lbf/ft <sup>3</sup>

#### Menentukan Tinggi Bed

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya silica yang digunakan} &= \text{Rate H}_2\text{O} / \text{Kapasitas penyerapan} \\ &= 1477.9317 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bed yang digunakan} &= \text{Banyaknya silica gel} / \text{Bulk density} \\ &= 2.1113 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetric rate} &= \text{Rate gas metana} / \rho \text{ gas metana} \\ (Q) &= 270.8754 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Supervicial velocity (v)} &= Q/A \\ A &= Q/v \\ &= 0.7524317 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Volume Kosong} = 20 \% \text{ volume shell}$$

$$\text{Volume Shell} = 2.5336 \text{ m}^3$$

$$\text{Ls/D} = 2$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot Ls$$

$$2.5336 = \frac{2 \cdot \pi \cdot D^3}{4}$$

$$D = 1.17 \text{ m}$$

$$= 46.179113 \text{ in}$$

$$L_s = 2.345899 \text{ m}$$

$$= 92.358227 \text{ in}$$

$$\text{Volume Bed} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H \text{ bed}$$

$$2.1113 = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H \text{ bed}$$

$$H \text{ bed} = 1.9549 \text{ m}$$

#### Cek rate fluidisasi minimum

$$D_p = 0.0056 \text{ m}$$

$$\rho \text{ udara} = 1.125 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Geankoplis, Tabel A.3-3})$$

$$\rho \text{ bulk} = 700 \text{ kg/m}^3$$

$$\varepsilon = 0.40 \quad (\text{Perry, 16-10})$$

$$\mu = 1.33 \text{ cp} = 0.00133 \text{ Pa.s}$$

$$g = 9.8 \text{ m/s} \quad (\text{Geankoplis, Tabel A.2-4})$$

**Mencari densitas partikel** dengan asumsi volume bulk = 80 % Vol. Bed = 1.6891 m<sup>3</sup>

$$\text{Massa bulk} = \rho \text{ bulk} \times \text{volume bulk}$$

$$= 1182.3 \text{ kg}$$

$$\text{Massa bulk} = \text{massa partikel}$$

$$\text{volume rongga} = \varepsilon \times \text{volume bulk}$$

$$= 0.6756 \text{ m}^3$$

$$\text{volume partikel} = \text{volume bulk} - \text{volume rongga}$$

$$= 1.0134 \text{ m}^3$$

$$\text{Densitas partikel} = \text{massa partikel} / \text{volume partikel}$$

$$= 1166.6667 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Nre, mf} = \left[ 33,7^2 + 0,0408 \frac{D_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{0,5} - 33,7$$

$$= 0.7636 \quad (\text{Pers. 3.1-38, Geankoplis})$$

$$v'_{mf} = \frac{N_{re, mf} \times \mu}{D_p \times \rho}$$

$$= 0.1612 \text{ m/s}$$

$$q_{mf} = v'_{mf} \times A$$

$$= 0.1213 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 436.6721 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Rate minimum} = q_{mf} \times \rho \text{ udara}$$

$$= 491.2561 \text{ kg/jam}$$

Rate operasi < Rate minimum sehingga tidak terjadi fluidisasi (desain memenuhi)

### Menghitung tekanan desain

\* tekanan vertikal bahan padat pada kolom

$$P_B = \frac{R \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{g}{g_c}\right)}{2 \cdot \mu \cdot K} [1 - e^{(-2 \cdot \mu \cdot K \cdot Z_T / R)}]$$

(Mc. Cabe and Smith, 1985)

Dimana:

koefisien friksi	=	$\mu$	=	0,35-0,55
		dipilih	=	0.45
rasio tekanan	=	$K$	=	0,3-0,6
		dipilih	=	0.5
tinggi bahan	=	$Z_t$	=	6.4138 ft
jari-jari tangki	=	$R$	=	1.9241 ft
$e$	=			2.718
$P_b$	=			145.1653 lb/ft <sup>2</sup>
	=			1.0080 psi
Tekanan lateral	=			0.5040 psi
Tekanan total	=			1.5120 psi
Tekanan operasi	=			10.1325 bar gauge
	=			11.1458 bar abs
Tekanan operasi	=			161.6966 psi
Tekanan desain	=	1,1 x (Tekanan operasi + tekanan bahan)		
	=			179.5295 psi

### Menghitung tebal dinding

Dari *Brownell & Young Page 342*, diperoleh :

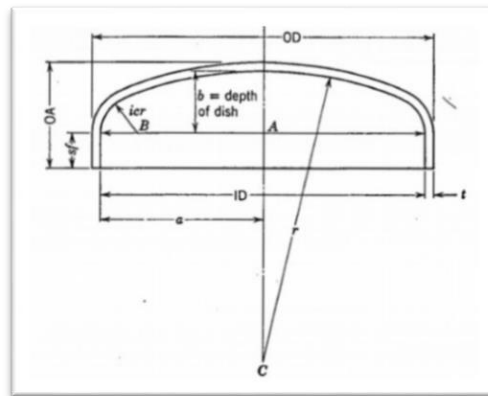
Material yang digunakan	=	SA 167 type 304 grade 3
Tegangan maksimum yang diijinkan (f)	=	18750 psi
Faktor pengelasan double welded butt joint (E)	=	0.80
Faktor korosi (C)	=	0.125 in
Tekanan desain (P desain)	=	179.53 psi
Diameter tangki (ID)	=	46.18 in

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{\pi \times ID}{2 \times (fE - 0.6\pi)} + C \\
 &= \frac{8290.51}{29784.56} + 0.13 \\
 &= 0.4033 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal *shell* standard = 7/16 in

$$\begin{aligned}
 OD &= Di + 2ts \\
 &= 46.9858 \text{ in} \sim 60 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Tebal tutup atas ( $th_a$ ):**



$$P_{\text{desain}} (P_d) = 179.53 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned}
 th_a &= \frac{0,885 \times P \times Di}{2(f \cdot E - 0,1 \cdot p)} + C && \text{(Brownell, Pers 13.12, p 258)} \\
 &= 0.3699 \text{ in} \\
 &= 3/8 \text{ in (Standarisasi)} && \text{(Brownell, Table 5.7, p 90)}
 \end{aligned}$$

$$OD = 60 \text{ in}$$

$$icr = 3 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2} \text{ in} = 2 \text{ in} \quad \text{(Brownell, Table 5.6, p 88)}$$

$$r = 60 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{Di}{2} \\
 &= 30 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= \frac{Di}{2} - (icr) \\
 &= 26.375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - (icr) \\
 &= 56 \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 49.8247 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 10.1753 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OA} &= th_a + b + sf \\ &= 12.5503 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi tutup}) \\ &= 117.4588 \text{ in} \\ &= 2.9835 \text{ m} \end{aligned}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

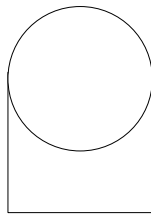
Spesifikasi	:	Adsorber (D-370)
Material	:	SA 167 type 304 grade 3
Jumlah	:	2 unit
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan air yang terkandung pada aliran gas metana dengan menggunakan silica gel.
Tipe	:	Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk dish head.
Jenis Sambungan	:	Double welded butt
OD	:	60.0000 in = 1.5240 m
ID	:	46.1791 in = 1.1729 m
H bed	:	76.9650 in = 1.9549 m
Tinggi shell	:	92.3582 in = 2.3459 m
Tebal Shell	:	0.44 in = 0.0111 m
Tebal tutup atas	:	0.38 in = 0.0095 m
Straight flange (sf)	:	2 in = 0.0508 m
Tinggi tutup atas	:	12.5503 in = 0.3188 m
Tebal tutup bawah	:	0.38 in = 0.0095 m
Tinggi tutup bawah	:	12.5503 in = 0.3188 m
Tinggi tangki total	:	117.4588 in = 2.9835 m







### C.31. Biomethane storage tank (F-371)



Fungsi	= Tempat penyimpanan biogas yang dihasilkan
Tipe	= <i>Spherical Storage</i>
$P_{\text{operasi}}$	= 10 atm = 147 psi = 10.133 bar
$T_{\text{operasi}}$	= 40.3 °C = 313 K
Rate massa cake	= 927.67 kg/jam = 2045.16 lb /jam
$\rho$ Biogas	= 3.89 kg/m <sup>3</sup> = 0.24 lb/ft <sup>3</sup>

#### Ditetapkan :

- Bahan = PVC bag pondasi beton
- Waktu tinggal = 24 jam = 1 hari
- Volume gas = 100% 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)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik biogas} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ liquid} \\ &= \frac{928 \text{ lb /jam}}{0.243 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 3818.05 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times \text{frekuensi pengisian} \\ &= 3818.05 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \times 1 \\ &= 91633.2 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{100\%} \times 91633.2 \text{ ft}^3 = 91633.2 \text{ ft}^3$$

#### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

##### Menentukan diameter tangki

Tangki untuk gas berbentuk bola

$$V = \pi D^3 / 6$$

$$91633.2 = \pi D^3 / 6$$

$$D^3 = 175095.26 \text{ ft}^3$$

$$D = 55.945 \text{ ft} = 17.3 \text{ m}$$

$$D_{\text{maks}} = 30 \text{ m} \quad (\text{Ulrich, Tabel. 4-27, hal.249})$$

### Menentukan $P_{\text{design}}$

Asumsi :  $H = D = 17.3 \text{ m}$

### Menentukan Tebal Tangki (ts)

Perhitungan tebal bejana

$$P = 146.96 \text{ psi}$$

$$D = 17.336 \text{ m}$$

$$R = D/2 = 8.6682 \text{ m} = 335.67 \text{ in}$$

$$S = 17500 \text{ psi} \quad (\text{High Alloy Steel SA 240 Grade B})$$

$$C = 0.125 \text{ in}$$

$$ts = \frac{P R}{(1.8 S - 0.2 P)} + C$$

$$= \frac{146.96 \times 335.6675634}{(1.8 \times 17500 - 0.2 \times 146.96)}$$

$$ts = 1.5675 \text{ in}$$

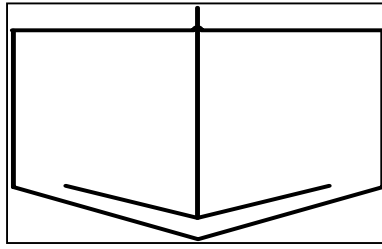
Standarisasi tebal tangki : 1.75 in

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Biogas Storage Tank
Kode Alat	:	F-371
Fungsi Alat	:	Menyimpan biogas yang dihasilkan
Tipe	:	<i>Spherical Storage</i>
Kapasitas	:	91633.2 ft <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	:	<i>PVC bag pondasi beton</i>
Jumlah Tangki	:	1 unit
Spek Tangki	:	Diameter Tangki (OD) = 17.336 m
		Tebal = 1.75 in



### C.32. Clarifier (H-330)



Fungsi : Mengendapkan PCC dan memisahkannya dengan air  
Tipe : *Circular*  
Bahan Drum : *Carbon Steel*  
Kapasitas : 805703 kg/jam  
Jumlah : 1 buah

#### Menentukan Settling Velocity

Diameter partikel  $D_p = 5E-06$  m

Densitas partikel  $\rho_p = 2710$  kg/m<sup>3</sup>

Densitas air  $\rho_w = 1000$  kg/m<sup>3</sup>

Viskositas air  $\mu = 0.8007$  cp = 0.0008 kg/m.s

$$V_s = \frac{g(\rho_p - \rho_w)D_p^2}{18\mu} = 3E-08 \text{ m/s}$$

#### Menentukan Dimensi

Flowrate masuk = 805703 kg/jam

$$= 802.93 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Overflow rate = 2.7036 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> jam

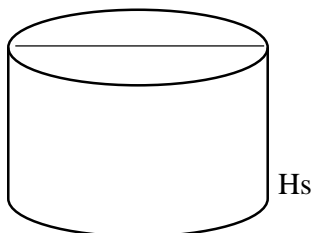
Retention time = 120 min = 2 jam

$$A = \frac{Q}{v} = 296.99 \text{ m}^2$$

Volume Clarifier = Q x Retention Time

$$= 802.93 \times 2 \text{ jam}$$

$$= 1605.858 \text{ m}^3$$



$$\text{Volume silinder clarifier (V}_s) = \frac{\pi D^2 H_s}{4} \quad (\text{Sumber: Brownell \& Young, 1959})$$

Diasumsikan tinggi silinder dengan diameter tangki ( $H_s : D$ ) = 1 : 3

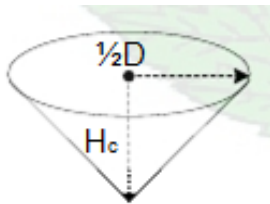
$$(V_s) = \frac{\pi D^3}{12}$$

Volume alas clarifier kerucut ( $V_c$ )

$$V_c = \frac{\pi D^2 H_c}{12}$$

Asumsi perbandingan tinggi kerucut dengan diameter kerucut ( $H_c : D$ ) = 1:2

$$V_c = \frac{\pi D^3}{24}$$



Volume clarifier

$$V = V_s + V_c \\ = \frac{3\pi D^3}{24}$$

$$1606 = \frac{3\pi D^3}{24}$$

$$D^3 = 4091 \text{ m}$$

$$D = 16.0 \text{ m}$$

$$H_s = (1/3) \times D \\ = 5.33 \text{ m}$$

Perbandingan tinggi kerucut dengan diameter clarifier ( $H_c : D$ ) = 1 : 2

$$\text{Tinggi tutup} = (1/2) \times D = 8 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total clarifier} = 13.3 \text{ m}$$

### Daya Pengaduk

Daya clarifier

$$P = 0.006 D^2 \quad (\text{Sumber: Ulrich, 1984})$$

Dimana:

$P$  = daya yang dibutuhkan, kW

Sehingga,

$$P = 1.535 \text{ kW} = 2.0574 \text{ hp}$$

Bila dianggap efisiensi motor 65.00%

$$P = 2.0574 / 65.00\%$$

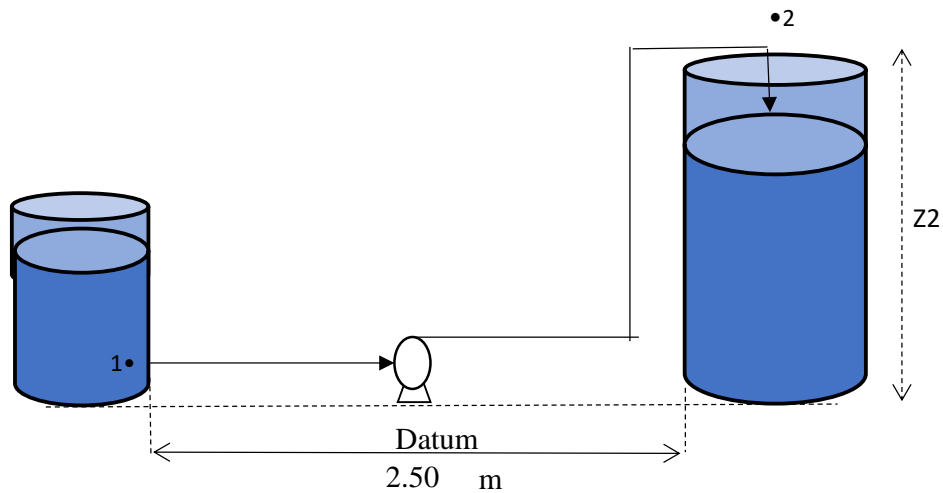
$$= 3.1653 \text{ hp}$$

#### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	<i>Circular Clarifier</i>
Kode Alat	:	H-330
Fungsi Alat	:	Mengendapkan PCC dan memisahkannya dengan air
Tipe	:	<i>Sludge Recirculation</i>
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	:	805703 kg/jam
Tinggi	:	13.33 m
Diameter	:	15.99 m
Daya	:	3.17 hp
Waktu Tinggal	:	2.000 jam



### C.33. Plate and Filter Pump (L-341)



Fungsi = Mengalirkan Sludge dari Clarifier ke Plate and Frame Filter Press

Type = *Positive Displacement Pump*

Kapasitas = 2633.10 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 dari Appendiks A-Neraca Massa dan Appendiks B-Neraca Energi :**

Rate larutan ( $\dot{m}$ )	=	2633.100	kg/jam
	=	1.61251	lbm/s
Densitas ( $\rho$ )	=	1285.00	kg/m <sup>3</sup>
	=	80.2226	lbm/ft <sup>3</sup>
Viskositas ( $\mu$ )	=	0.8007	cp
	=	0.000538	lbm/ft.s
Rate volume ( $Q_f$ )	=	0.020100	ft <sup>3</sup> /s
	=	2.0491	m <sup>3</sup> /jam
	=	0.0005692	m <sup>3</sup> /s
	=	9.0219	gpm

#### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,172 \times 1,7683 \\
 &= 1,19 \text{ inch} \\
 &= 3,02 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

(Sumber: Kusnarjo,  
Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 1 1/2 in sch 40 (Sumber: Kern, D.Q, 1983, App. A.5 hal 996)

$$OD = 1.90 \text{ inch} = 0.16 \text{ ft} = 0.05 \text{ m}$$

$$ID = 1.61 \text{ inch} = 0.13 \text{ ft} = 0.04 \text{ m}$$

$$A = 0.01 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 1.422 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{80.2 \times 0.13 \times 1.42}{0.000538}$$

$$= 28455.6$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 1 1/2 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung Sudden Constriction menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c \alpha} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98})$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar

( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$k_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)$$

$$= 0.55 (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$$a = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.01729 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan

valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99})$$

$$\text{terdapat: } 1 \text{ unit tee valve (jenis wide open)} \quad k_f = 1$$

$$1 \text{ unit gate valve (jenis wide open)} \quad k_f = 0.17$$

$$3 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 0.75$$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$h_f \text{ tee valve (jenis wide open)} = 0.03145 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.00535 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.07075 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0.10754 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

$$\text{Bahan} = \text{Cast iron} \quad (\epsilon=2,6 \cdot 10^{-4})$$

$$\text{panjang pipa} = 5.0 \text{ m} = 16.4 \text{ ft}$$

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

$$N_{re} = 28455.6$$

$$\epsilon = 0.00026 \text{ m}$$

$$ID = 0.041 \text{ m}$$

$$C/D = 0.00636$$

$$f = 0.007 \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94})$$

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2g_c}$$

$$= \frac{4 \times 0.007 \times 16.4042 \times 2.02}{0.13 \times 2 \times 32.174}$$

$$= 0.10765 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). Sudden Expansion at the tank Entrance

$$h_{ex} = (1 - (A_{\text{pipa}}/A_2))^2 \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad (\text{Sumber : Geankoplis, Pers. 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan clarifier jauh lebih besar daripada pipa maka,

$$(A_2 \gg A_{\text{pipa}}) \text{ maka } A_{\text{pipa}}/A_2 = 0$$

dianggap  $A_3/A_2=0$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot g_c} = 0.0010 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = h_c + h_f + F_s + h_{ex} = 0.23 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{g_c} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1.2 \text{ bar} = 120000 \text{ Pa} = 2506.25 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1.4 \text{ bar} = 140000 \text{ Pa} = 2923.96 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 418 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_1 = 0.25 \text{ m}$$

$$Z_2 = 1.0 \text{ m}$$

$$Z_2 - Z_1 = 0.75 \text{ m} = 2.5 \text{ ft}$$

$$v_1 = 1.42 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 1.42 \text{ ft/s}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0.000 \text{ ft/s}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -7.9 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Head pump} &= (-W_s) \\ &= 7.90 \text{ ft} \\ &= 2.41 \text{ m} \end{aligned}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate bahan} = 2.0 \text{ m}^3/\text{jam} = 9.02 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 75%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 10.5346 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \text{mass rate} \cdot W_p \\ &= 17 \text{ lbf.ft/s} \\ &= 0.03 \text{ hp} \\ &= 0.02 \text{ Kw} \end{aligned}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 93\%$$

$$\text{Power Motor} = 0.033 \text{ hp}$$

#### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : Pompa Plate and Frame

Kode Alat : L-341

Fungsi Alat : Mengalirkan Sludge dari Clarifier ke Plate and Frame Filter Press

Tipe : *Positive Displacement Pump*

Bahan : *Cast iron*

Kapasitas : 2633.1 kg/jam

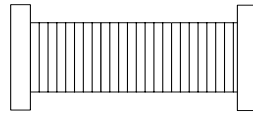
Pipa : Pipa 1 1/2 in sch 40

Power : 0.03 hp

Head : 2.4 m

Jumlah : 1 unit

### C.34. Plate and Frame (H-340)



Fungsi	:	Memisahkan cake PCC dengan filtrat
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel
Cycle time (batch)	:	4 jam
Operasi plant	:	24 jam/hari
Batch/hari	:	6

rate massa masuk	=	2685.43 kg/jam	=	5920.4 lbm/jam
rate filtrat keluar	=	287.84 kg/jam	=	634.59 lbm/jam
densitas filtrat	=	1201.5 kg/m <sup>3</sup>	=	75.004 lb/ft <sup>3</sup>
filtrat per siklus	=	rate filtrat x waktu operasi		
	=	2538.4 lb	=	1151.4 kg
volume filtrat	=	33.843 ft <sup>3</sup>	=	0.9583 m <sup>3</sup>
densitas Cake	=	2373.7 kg/m <sup>3</sup>	=	148.19 lb/ft <sup>3</sup>
Massa Cake	=	2397.60 kg/jam		

Trial harga A yang memberikan waktu sama dengan waktu filtrasi yang ditetapkan

$$\text{Trial A} = 2 \text{ m}^2$$

Menentukan waktu operasi dalam satu siklus

Filter press beroperasi secara batch pada tekanan konstan

Waktu filtrasi

$$t = \frac{K_p}{2} V^2 + BV \quad (\text{Geankoplis, Pers 14.2-17, Hal 810})$$

Mencari harga  $K_p$

$$K_p = \frac{\mu \alpha C_s}{A^2 (-\Delta p)} \quad (\text{Geankoplis, Pers 14.2-14, Hal 809})$$

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 = Porositas cake

Ditetapkan :

$$\begin{aligned}\Delta p &= 10 \text{ psi} = 68948 \text{ Pa} && (\text{Hugot}) \\ \mu &= 0.0005 \text{ lbm/fts} = 0.0008 \text{ kg/ms} \\ K &= 1\text{E-}12 \text{ m}^2 \text{ (menggunakan filter aid medium)} && (\text{Wallas, hal 315}) \\ x &= 0.4 \text{ (nilai optimum 0.3781-0.468)} && (\text{Brown, hal214}) \\ \rho_s &= 2373.7 \text{ Kg/m}^3\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}\alpha &= \frac{1}{1\text{E-}12 \times 2373.7 \times 0.6} \\ &= 7\text{E+}08 \text{ m/kg} \\ C_s &= \frac{\rho \times C_x}{1-m C_x} && (\text{Geankoplis, Pers 14.2-10, Hal 809}) \\ m &= \text{Kg wet cake / Kg dry cake} \\ &= 1.12 \\ C_x &= \text{Konsentrasi solid dalam slurry} \\ &= 0.6065 \text{ kg solid/kg slurry} \\ C_s &= 4489.6 \text{ kg solid/m}^3 \text{ filtrat} \\ K_p &= \frac{0.0008 \times 7\text{E+}08 \times 4489.6}{4 \times 68947.6} \\ &= 9150.3 \text{ s/m}^6 \\ R_m &= 1\text{E+}10 \text{ (Tahanan filter medium)} && (\text{Walas,313})\end{aligned}$$

Mencari harga B

$$\begin{aligned}B &= \frac{\mu R_m}{A (-\Delta p)} && (\text{Geankoplis, Pers 14.2-15, Hal 809}) \\ &= \frac{0.000800544 \times 10000000000}{2 \times 68947.6} \\ &= 58.055 \text{ s/m}^3\end{aligned}$$

Waktu Filtrasi

$$\begin{aligned}t_f &= \frac{9150.3211}{2} \times 0.9184 + 58.055 \times 0.9583 \\ &= 4257.4 \text{ s} = 1.1826 \text{ jam}\end{aligned}$$

Waktu pencucian dicari dengan menggunakan hubungan

$$t_w = \frac{\text{Volume}}{\text{Kecepatan pencucian}}$$

Kecepatan pencucian dicari dengan menggunakan rumus :

$$\begin{aligned} \frac{dV}{dt} &= \frac{1}{4(K_p V_f + B)} && \text{(Geankoplis, Pers 14.2-20, Hal 811)} \\ &= \frac{1}{4} \times \frac{1}{9150 \times 0.92 + 58.1} \\ &= 3E-05 \text{ m}^3/\text{s} \\ V_w &= 20\% \times \text{Volume filtrat} && \text{(Brown)} \\ &= 0.1837 \text{ m}^3 \\ t_w &= 6216.8 \text{ s} \end{aligned}$$

Asumsi : Waktu pembersihan filter press (td) = 30 menit (range td 18-60) (Hagot)

$$\begin{aligned} \text{Waktu total per siklus} &= t_f + t_w + t_d \\ &= 106.43 + 103.61 + 30 \\ &= 240.05 \text{ menit} = 4 \text{ jam} \end{aligned}$$

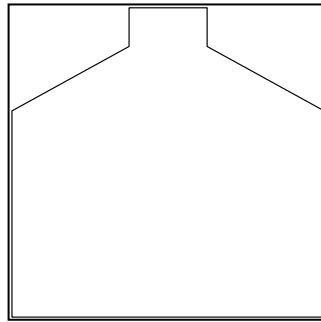
Dari wallas hal 323, diambil :

$$\begin{aligned} \text{Plate and Frame} &= 1200 \text{ mm} \\ \text{Luas Filter (cast iron)} &= 0.9 \text{ m}^2 \\ \text{Jumlah Frame} &= \frac{2}{0.9} \\ &= 2.2222 = 3 \text{ buah} \\ \text{Jumlah Plate} &= \text{Jumlah Frame} - 1 \\ &= 2 \text{ buah} \\ \text{Jumlah cake tiap siklus} &= 9592.3 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	:	Plate and Frame Filter Press
Kode Alat	:	H-340
Fungsi	:	Memisahkan cake PCC dengan filtrat
Tipe	:	<i>Horizontal plate &amp; frame</i>
Bahan Plate	:	<i>Cast iron</i>
Dimensi	:	Luas filter : 0.9 m <sup>2</sup>
	:	Jumlah frame : 3 buah
	:	Jumlah plate : 2 buah
Jumlah cake / siklus	:	9592.3 kg
Waktu tinggal	:	4 jam
Jumlah	:	2 buah

### C.35. Cake storage tank (F-341)



Fungsi	=	Tempat penyimpanan PCC sementara sebelum masuk rotary dryer
$P_{\text{operasi}}$	=	1 atm = 14.7 psi = 1.0133 bar
$T_{\text{operasi}}$	=	41.1 °C = 314 K
Rate massa cake	=	2397.59 kg/jam = 5285.78 lb/jam
$\rho$ Substrat	=	1006.89 kg/m <sup>3</sup> = 62.86 lb/ft <sup>3</sup>

#### Ditetapkan :

- Sistem = Batch
- Waktu tinggal = 4 jam
- Volume liquid = 80% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Tutup atas berbentuk *conical*
- Tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E= 0.80 )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel* SA-283 grade C (f= 12650 )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik cake} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ liquid} \\ &= \frac{2398 \text{ lb/jam}}{62.858 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 38.14 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times \text{frekuensi pengisian} \\ &= 38.14 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam} \times 1 \\ &= 152.6 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{80\%} \times 152.6 \text{ ft}^3 = 190.7 \text{ ft}^3$$

#### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Untuk *large closed tank*, maka ditetapkan :

$$H = 1 \frac{1}{2} D \quad (\text{Sumber: Brownell, 1959, Persamaan 3.12, Hal 43})$$

$$\text{Sudut puncak cone } (\alpha) = 150^\circ$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= (\pi/4) D^2 H + \frac{\pi D^3}{24 \operatorname{tg}(1/2 \alpha)} + 0.0847 D^3 \\
 &= (\pi/4) D^2 \cdot 1 \frac{1}{2} D + \frac{3.14 \times D^3}{24 \times \operatorname{tg} 75^\circ} + 0.0847 D^3 \\
 190.7 &= 1.297 D^3 \\
 D &= 5.278 \text{ ft} = 63.3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
 &= 1.05 \times 14.7 \\
 &= 15.4 \text{ psi} = 1.05 \text{ atm} = 1.0642 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint*  $E = 0.80$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P} + c \\
 &= \frac{15.435 \times 31.667}{12650 \times 0.80 - 0.6 \times 15.435} + 1/8 \\
 &= 0.17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana :  $3/16 \text{ in}$

$$OD = ID + 2t_s = 63.71 \text{ in} = 5.3 \text{ ft}$$

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

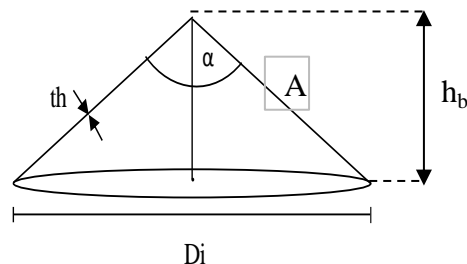
$$OD_{\text{standar}} = 60 \text{ in} = 5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2t_s \\
 &= 59.6 \text{ in} = 5.0 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1 \frac{1}{2} ID \\
 &= 89 \text{ in} = 7.5 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= (\pi/4) ID^2 \\
 &= \frac{3.14 \times 5.0^2}{4} \\
 &= 19.4 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

**Menghitung tebal dan tinggi tutup atas**



### Tinggi tutup

$$\begin{aligned} h &= \frac{d}{2 \operatorname{tg} (1/2 \alpha)} \\ &= \frac{4.97 \text{ ft}}{2 \times \operatorname{tg} 75} \\ &= 0.67 \text{ ft} = 0.203 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H + h_a \\ &= 8.1 \text{ ft} \\ &= 2.47 \text{ m} \end{aligned}$$

Tutup bejana bagian atas berbentuk conical dengan sudut puncak  $150^\circ$ , sehingga tebal tutup bejana dapat dihitung dari persamaan 6.154 Brownell & Young

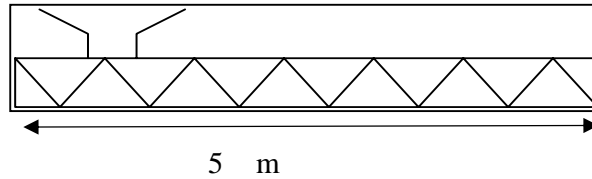
$$\begin{aligned} t_{\text{ha}} &= \frac{P_i d_i}{2 (fE - 0.1 P_i) \cos (1/2 \alpha)} + c \quad (\text{Sumber: Brownell, pers. 13-12 hal 258}) \\ &= \frac{15.435 \times 60}{2 (12650 \times 0.80 - 0.1 \times 15.4) \times \cos 75^\circ} + 1/8 \\ &= 1/3 \text{ in} = \frac{2.4}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi tebal tutup} = 3/8 \text{ in}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat	: Cake storage tank
Kode Alat	: F-341
Fungsi Alat	: Tempat penyimpanan PCC sementara sebelum masuk rotary dryer
Tipe	: Storage berbentuk dome dengan tutup atas berbentuk <i>conical</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada
Kapasitas	: $190.7 \text{ ft}^3 = 5.4 \text{ m}^3$
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	: 1 unit
Spek. Tangki	:
- Diameter tangki (OD)	= 5.0 ft = 1.52 m
- Diameter (ID)	= 5.0 ft = 1.51 m
- Tinggi shell	= 7.5 ft = 2.3 m
- Tinggi tutup atas	= 0.67 ft = 0.20 m
- Tebal : shell	= 3/16 in
- Tebal : tutup atas	= 3/8 in

### C.36. Screw Conveyor (J-341)



Fungsi : Memindahkan PCC ke Rotary Dryer

$$\text{Bulk density feed} = 1,281 \text{ kg/m}^3 = 80 \text{ lb/ft}^3$$

(Walas, table 5-3, hal 78)

$$\text{Jumlah feed masuk} = 2397.6 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate feed masuk} = 1.87 \text{ m}^3/\text{jam} = 66.07 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Untuk rate feed masuk } Q = 66.07 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Didapatkan spesifikasi screw conveyor sebagai berikut :

$$\text{Material Classification} = \text{III E} \quad (\text{Walas, table 5-4 (b), hal 79})$$

$$\text{Loading area} = 15\% \text{ dari total area}$$

(Walas, table 5-4 (a), hal 79)

$$\text{Diameter Conveyor} = 18 \text{ inch}$$

$$\text{Jarak Tempuh Conveyor} = 5 \text{ m} = 16.4 \text{ ft}$$

$$\text{F Factor} = 1.8 \quad (\text{Walas, table 5-4 (b), hal 79})$$

$$\text{Tipe Bearing Digunakan} = \text{Sealmaster Bearing} = 140$$

$$\text{Rate maksimum } Q_{\max} = 910 \text{ ft}^3/\text{jam} \quad (\text{Walas, table 5-4, hal 79})$$

$$\text{Kecepatan maksimum } \omega_{\max} = 40 \text{ rpm}$$

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Rotasi Screw } \omega &= \frac{Q \times \omega}{Q_{\max}} \\ &= 2.9043 \text{ rpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Power Dibutuhkan} &= \frac{78 \times \omega + F \times Q \times 60 \times J}{1000000} \\ &= 0.1173 \text{ hp} = 0.0875 \text{ kW} \text{ per unit} \end{aligned}$$

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : *Screw Conveyor*  
Kode Alat : J-341  
Fungsi Alat : Memindahkan PCC ke Rotary Dryer

Material Classification : *III E*  
Tipe Bearing Digunakan : *Sealmaster Bearing*  
Rotasi Screw : 2.904 rpm  
Power Dibutuhkan : 0.117 hp  
Jumlah : 1

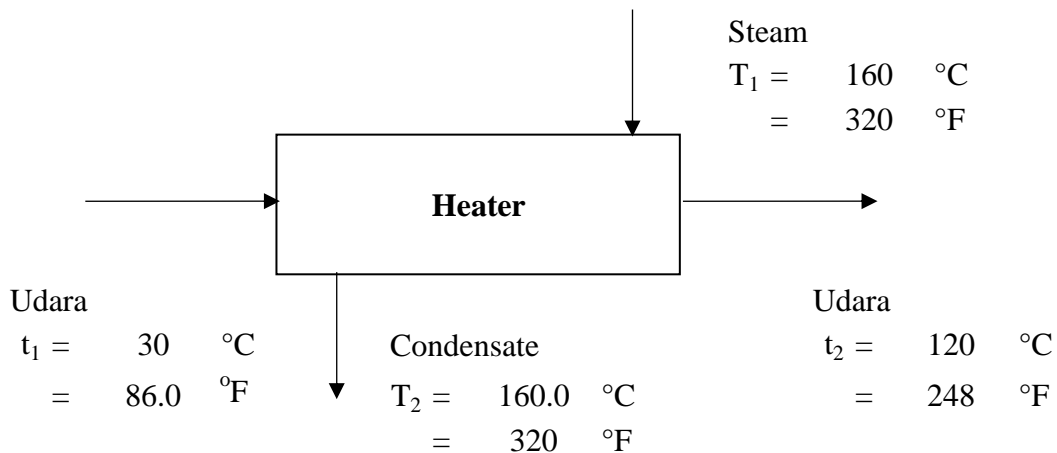
### C.37. Air Heater (E-351)

Fungsi : Menaikkan suhu udara pengering rotary dryer

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA 302*

Jumlah : 1 buah



#### 1. Neraca Massa dan Neraca Energi

Rate Udara (m)	=	153.35	kg/jam
	=	338.08	lb/jam
Q	=	65745.10	kJ/jam
	=	15713.46	kkal/jam
	=	62314.4	Btu/jam
Rate Steam (M)	=	6.90	kg/jam
	=	15.21	lb/jam

#### 2. Menghitung $\Delta t$

$\Delta t_1$ ( $^\circ\text{F}$ )	=	234.00	$^\circ\text{F}$
$\Delta t_2$ ( $^\circ\text{F}$ )	=	72	$^\circ\text{F}$
$\Delta t$ LMTD	=	153.00	$^\circ\text{F}$

#### 3. Menghitung suhu Caloric

$T_c$  dan  $t_c$

$T_c$	=	320	$^\circ\text{F}$
$t_c$	=	167.00	$^\circ\text{F}$
$\Delta P$ maksimal di aliran annulus	=	2	psi
$\Delta P$ maksimal di aliran pipe	=	2	psi
Rd min	=	0.001	$\text{ft}^2 \cdot \text{jam}^\circ\text{F}/\text{Btu}$

#### 4. Menghitung IDs

tipe HE 4 x 3 IPS sch 40	
<p>Bagian Annulus (Steam)</p> $a_{an} = 3.14 \text{ in}^2$ $de = 1.14 \text{ in}$ $= 0.095 \text{ ft}$ <p>(Tabel 2.1 Kusnarjo)</p> $de' = 0.53 \text{ in}$ $0.044 \text{ ft}$	<p>Bagian Pipe (Udara)</p> $a_{ap} = 7.38 \text{ in}^2$ $do = 3.500 \text{ in}$ $= 0.2917 \text{ ft}$ $di = 3.07 \text{ in}$ $= 0.25567 \text{ ft}$ $a'' = 0.917 \text{ ft}^2 / \text{ft}$
Evaluasi Perpindahan Panas	
<p>Bagian Annulus (Steam)</p> <p><i>Mass velocity</i></p> $G_s = \frac{W}{a_s}$ $G_{an} = 697 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam}$ $\mu = 0.013 \text{ cp} \quad (\text{fig. 15})$ $= 0.030 \text{ lb/ft hr}$ $N_{res} = 2189.8853$ $J_H \quad (\text{fig. 28})$ $J_H = 25 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $k = 0.0137 \text{ BTU/(jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F)} \quad (^\circ\text{F/ft)}$ <p>(Kern table 5)</p> $cp = 0.18 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F}$ <p>(fig. 3)</p> $\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0.73523$ $h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$ $\frac{h_o}{\phi_s} = 2.65071 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	<p>Bagian Pipe (Udara)</p> <p><i>Mass velocity</i></p> $G_t = \frac{W}{a_t}$ $G_t = 6597 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam}$ $\mu = 0.02 \text{ cp} \quad (\text{fig. 15})$ $= 0.06 \text{ lb/ft hr}$ $N_{ret} = 29038.05$ $J_H \quad (\text{fig. 28})$ $J_H = 71.2101 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $k = 0.0172 \text{ BTU/(jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F)} \quad (^\circ\text{F/ft)}$ <p>(Kern table 5)</p> $cp = 0.25 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F}$ <p>(fig. 3)</p> $\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0.9451$ $h_i = j_H \frac{k}{D} \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$ $h_i = 4.52768 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 3.96883 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

8. Tahanan panas pipa bersih ( $U_c$ )

$$\begin{aligned}
 U_c &= 1.59 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 R_d &= 0.001 \\
 R_d &= 0.001 \text{ (trial)} \\
 1/U_D &= 0.630 \\
 U_D &= 1.59 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 A &= 264.617 \text{ ft}^2 \\
 L &= 288.568 \text{ ft} \\
 \boxed{264.096} & \quad \boxed{275.1}
 \end{aligned}$$

Panjang Pipa	Hairpin		L baru	A baru	$U_D$ baru	Rd hitung	Rd over
ft	buah		ft	ft <sup>2</sup>	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .oF	jam.ft <sup>2</sup> .oF	desain
12	12.0	12	288	264.096	1.5422	0.0192126	1821%
15	9.6	10	300	275.1	1.4805	0.0462306	4523%
20	7.2	8	320	293.44	1.3880	0.0912607	9026%
dipilih	12		288	264.096	1.5422	0.0192126	1821%

Evaluasi Pressure Drop	
Bagian Annulus (Steam)	Bagian Pipe (Udara)
$N_{res} = 2190$	$N_{ret} = 29038.1$
$f = 0.01394$	$f = 0.00702$
Densitas = 0.194 kg/m <sup>3</sup> = 12.125 lb/ft <sup>3</sup>	Densitas = 40.671 kg/m <sup>3</sup> 2541.94 lb/ft <sup>3</sup>
$\Delta P_l = 0.0014 \text{ psi}$	$\Delta P_p = 0.0000 \text{ psi}$
$V = 0.01597 \text{ fps}$	$V^2 / 2g' = 0.0001 \text{ (fig 27, kern)}$
$\Delta P_s = 0.0000 \text{ psi}$	$\Delta P_r = 0 \text{ psi}$
$\Delta P_a = \Delta P_s + \Delta P_l$ $= 0.0015 \text{ psi}$	$\Delta P_T = \Delta P_p + \Delta P_r$ $= 2.5E-07 \text{ psi}$
$\Delta P_s < \Delta P \text{ ditetapkan (memenuhi)}$	$\Delta P_T < \Delta P \text{ ditetapkan}$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

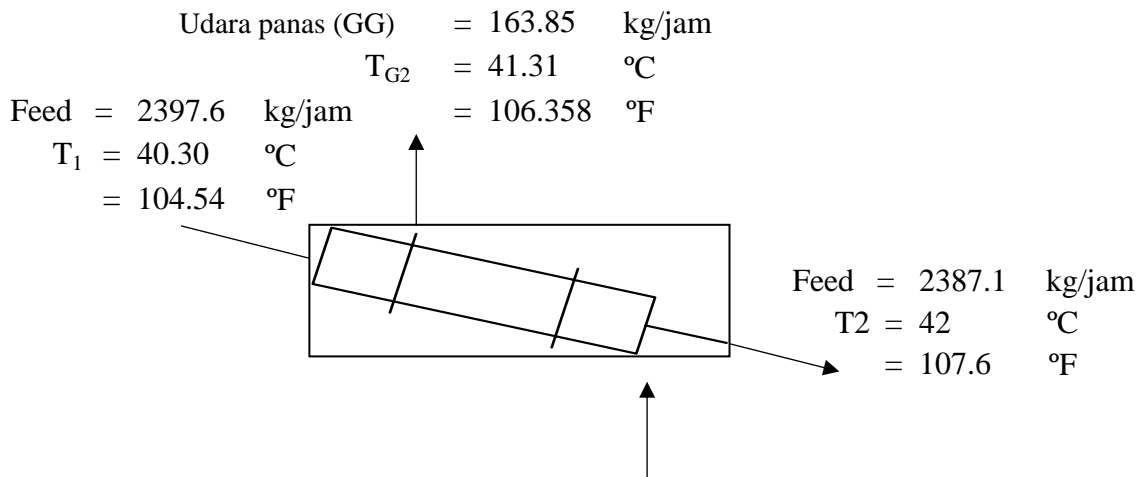
Nama Alat : Air Heater

Kode Alat	:	E-351
Fungsi Alat	:	Menaikkan suhu udara pengering rotary dryer
Tipe	:	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Tube	:	ID : 3.07 in
	:	OD : 3.50 in
	:	Panjang : 288.00
	:	$\Delta PT$ : 2.5E-07 psi
Shell	:	de : 1.14 in
	:	Hairpin : 12.00 buah
	:	$\Delta Ps$ : 0.000 psi
Rd	:	0.0010
Luas Area	:	264.10 ft <sup>2</sup>
Jumlah	:	1



### C.38. Rotary Dryer (B-350)

Fungsi : Mengeringkan PCC setelah dari Plate and Frame Filter Press



Udara panas ( $G_G$ ) = 153.85 kg/jam  
 $T_{G1}$  = 120.00 °C  
 = 248 °F

$T_1$  = Temperatur umpan  
 = 40 °C = 104.54 °F  
 $T_2$  = Temperatur produk  
 = 42 °C = 107.6 °F  
 $T_{G1}$  = Temperature udara masuk  
 = 120.00 °C = 248 °F  
 $T_{G2}$  = Temperature udara keluar  
 = 41.31 °C = 106.36 °F  
 $T_w$  = Temperature bola basah di dalam *dryer*  
 = 25.5 °C = 77.9 °F

Massa produk yang akan dikeringkan,  $S_s$  = 2397.600 kg/jam  
 = 5285.797 lb/jam

Massa udara yang dibutuhkan,  $G_s$  = 153.850 kg/jam  
 = 339.181 lb/jam

#### 1. Menentukan luas penampang dan diameter *rotary dryer*

Jumlah udara masuk ( $G_s$ ) = 339.181 lb/jam

Kecepatan *superficial* udara ( $G_G$ ) = 369 lb/jam.ft<sup>2</sup>

(*Range* kecepatan *superficial* 369 - 3687 lb , Perry's edisi 7, hal 12-55)

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang } \textit{rotary dryer} \text{ (S)} &= \frac{\text{jam.ft}^2}{G'_G} \\
 &= \frac{339.18079}{369} \\
 &= 0.919 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diketahui bahwa hubungan antara luas penampang *rotary dryer* dengan diameter *rotary* adalah sebagai berikut :

$$S = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt{\frac{4 \times S}{\pi}} \\
 &= 1.082 \text{ ft} = 0.330 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## 2. Menentukan koefisien perpindahan panas *volumetric*

$$U_a = \frac{0.5 \times G_G^{0.67}}{D} \quad (\text{Mc.Cabe edisi 5, Pers. 24-28, hal. 796})$$

Keterangan :

$U_a$  = Koefisien perpindahan panas *volumetric* Btu/ft<sup>3</sup>.hr.°F

$G_G$  = Kecepatan *superficial* udara, lb/hr.ft<sup>2</sup>

$D$  = Diameter *rotary dryer*, ft

maka,

$$\begin{aligned}
 U_a &= \frac{0.5 \times 369^{0.67}}{1.08210} \\
 &= 24.24432 \text{ Btu/ft}^3 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

## 3. Menentukan Panjang *Rotary dryer*

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD } (\Delta T)_m &= \frac{(T_{G1} - T_w) - (T_{G2} - T_w)}{\ln \frac{T_{G1} - T_w}{T_{G2} - T_w}} \\
 & \quad (\text{Mc.Cabe edisi 5, Pers. 24-7, hal. 773})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD } (\Delta T)_m &= \frac{248 - 77.9 - 106.36 - 77.9}{\ln \frac{248 - 77.9}{106.36 - 77.9}} \\
 &= \frac{141.64}{1.788} \\
 &= 79.22 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$NTU = \frac{T_{G1} - T_{G2}}{LMTD} \quad (\text{Perry's 7th ed, pers 12-54, hal 12-54})$$

Syarat NTU untuk *rotary dryer* = 1.5 - 2.5 (Perry's 7th ed, hal 12-54)

$$NTU = \frac{248 - 106.36}{79.22} = 1.79 \quad (\text{memenuhi})$$

$$L = NTU \times \frac{G'_G s}{U_a} \quad (\text{Pers 10-18, Banchemo, hal 506})$$

Keterangan :

L = Panjang *rotary dryer*, ft

G'<sub>G</sub> = Kecepatan *superficial* udara, lb/hr.ft<sup>2</sup>

s = Panas kelembaban,  $\frac{BTU}{^\circ F \cdot lb}$

U<sub>a</sub> = Koefisien perpindahan panas *volumetric* Btu/ft<sup>3</sup>.hr.°F

Sehingga,

$$L = 1.5 \times \frac{369 \times 0.42861}{24.24432289} = 9.785213 \text{ ft} = 2.983 \text{ m}$$

Syarat L/D untuk *Rotary Dryer* : 4 - 10 (Perry's 7th ed, hal 12-54)

$$L/D = 9.785213 / 1.082 = 9.042794 \quad (\text{memenuhi})$$

#### 4. Menentukan Putaran *Rotary Dryer* (N)

*Rotary dryer* memiliki *peripheral speed* = 60 - 75 ft/min (Perry's 6th ed, hal 20-31)

*Peripheral speed* = 70 ft/min

$$\text{Kecepatan putaran } \textit{rotary} \text{ (N)} = \frac{v}{\pi \times D} = 20.6016 \approx 14 \text{ rpm}$$

#### 5. Menentukan waktu tinggal (θ)

$$\theta = \left( \frac{0.23L}{S \times N^{0.9} \times D} \right) + 0.6 \left( \frac{B \times L \times G}{F} \right) \quad (\text{Perry's 7th ed, pers 12-55, hal 12-55})$$

Keterangan :

θ = Waktu tinggal, menit

L = Panjang *rotary dryer*, ft

S = *Slope* / kemiringan *rotary dryer*, ft/ft dipilih nilai S = 0.04 ft/ft

(S = 0 - 8cm/m, Perry's 7ed, hal 12-56)

N = Putaran *rotary dryer*, rpm

D = Diameter *rotary dryer*, ft

B = Konstanta =  $5 \times (D_p)^{-0.5}$

D<sub>p</sub> = Diameter rata-rata partikel, μm (mikrometer)

Diameter partikel, D<sub>p</sub> = 5 μm = 5E-06 m = 1.6E-05 ft

G'<sub>G</sub> = Kecepatan *superficial* udara, lb/hr.ft<sup>2</sup>

M = Massa umpan masuk *rotary dryer*, lb/jam

A = Luas penampang *rotary dryer*, ft<sup>2</sup>

$$F = \frac{M}{A}, \text{ lb/jam ft}^2$$
$$= \frac{5285.797}{0.919} = 5750.5 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$\theta = \left( \frac{0.23 \times 9.78521}{0.04 \times 4.26 \times 1.082} \right) + 0.6 \left( \frac{2.24 \times 9.79 \times 369}{5750.499838} \right)$$
$$= 13.06 \text{ menit}$$
$$= 0.2 \text{ jam}$$

#### 6. Menentukan jumlah *flight* dan tinggi *flight*

Jenis *flight* = *radial flight*)

Jumlah *flight* = 2.4 D - 3 D (Perry's 7th ed, hal 12-54)

$$\text{Jumlah } \textit{flight} = 2.7 D$$
$$= 2.7 \times 1.082$$
$$= 2.92167 \text{ (5 } \textit{flight} \text{)}$$

(dalam satu bagian keliling lingkaran)

Berdasarkan Perry's edisi 7, hal. 12-56, tinggi *flight* berkisar antara (D/12) - (D/8), dengan D=meter. Pada perhitungan diambil D/8,

$$\text{Sehingga tinggi } \textit{flight} = \frac{0.330}{8} = 0.0412 \text{ m} = 0.13526 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak antar } \textit{flight} = \text{Keliling lingkaran} / \text{jumlah } \textit{flight}$$
$$= 3.14 \times 1.082 / 14$$
$$= 0.2427 \text{ ft}$$

#### 7. Menentukan Daya *Rotary Dryer*

Berdasarkan Perry's edisi 7 hal 12-56, jumlah total daya untuk *fan*, penggerak *dryer* dan *conveyor* umpan maupun produk berkisar antara  $0.5D^2 - 1.0D^2$  (kW)  
Pada perhitungan diambil total daya  $0.5D^2$  :

$$\begin{aligned}
P &= 0.5 \times (2,084)^2 \\
&= 0.58547 \text{ kW} \\
&= 0.78513 \text{ hp}
\end{aligned}$$

#### 8. Menentukan tebal *Rotary dryer*

Diketahui bahwa tekanan operasi di dalam *rotary dryer* adalah 1 atm

Diambil faktor keamanan 20%, sehingga

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan desain } \textit{rotary dryer} &= 1.2 \times 1 \text{ atm} \\
&= 1.2 \text{ atm} \\
&= 17.6351 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Untuk menghitung tebal *rotary dryer* digunakan persamaan :

$$t = \frac{P \cdot r}{fE - 0.6P} + c \quad \text{(Tabel 4, Timmerhaus, hal 537)}$$

Keterangan :

f : Nilai tegangan material, psi digunakan material *Stainless steel*  
 AISI 304 L (tabel 28-11 Perry's)  
 : 545 Mpa ( 79045.7 psia )

E : *Welded Joint Efficiency* (Dipilih *Double welded butt joint maximum efficiency*) berdasarkan Tabel 13-2 Brownell and Young = 80%

P : Tekanan desain, psi

r : Jari - jari *rotary dryer* = 0.54105 ft = 6.4926 in

C : Korosi yang dipakai adalah faktor korosi terhadap udara luar,  
 yaitu = 0.125 inchi/10 tahun (Peter & Timmerhaus, hal 542)

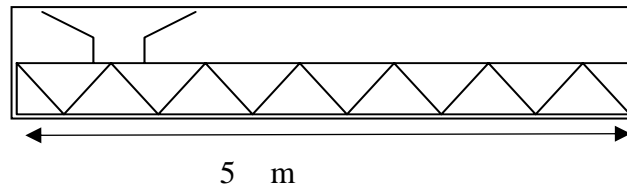
$$\begin{aligned}
\text{Sehingga } t &= \frac{17.6351 \times 6.4926}{79045.7 \times 80\% - 0.6 \times 17.6} + 0.125 \\
&= 0.12681 \text{ in} = \frac{2.03}{16}
\end{aligned}$$

Dari Brownell dan Young, Tabel 5.7, dipilih *rotary dryer* yang mendekati nilai dari hasil perhitungan, yaitu 3/16 in.

**Kesimpulan spesifikasi alat**

Nama Alat	:	<i>Rotary Dryer</i>
Kode Alat	:	B-350
Fungsi Alat	:	Mengeringkan PCC setelah dari <i>Plate and Frame</i> Filter Press
Tipe	:	<i>Direct Continuous Rotary Dryer</i>
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	:	5285.797 lb/jam
Panjang	:	2.98 m
Diameter	:	0.33 m
Putaran	:	14.000 rpm
Kemiringan	:	2.29 derajat
Waktu Tinggal	:	0.218 jam

### C.39. Screw Conveyor (J-361)



Fungsi : Memindahkan PCC dari Rotary Dryer ke Storage PCC

$$\text{Bulk density feed} = 1,281 \text{ kg/m}^3 = 80 \text{ lb/ft}^3$$

(Walas, table 5-3, hal 78)

$$\text{Jumlah feed masuk} = 2387.1 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate feed masuk} = 1.86 \text{ m}^3/\text{jam} = 65.78 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Untuk rate feed masuk } Q = 65.78 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Didapatkan spesifikasi *screw conveyor* sebagai berikut :

$$\text{Material Classification} = \text{III E} \quad (\text{Walas, table 5-4 (b), hal 79})$$

$$\text{Loading area} = 15\% \text{ dari total area}$$

(Walas, table 5-4 (a), hal 79)

$$\text{Diameter Conveyor} = 18 \text{ inch}$$

$$\text{Jarak Tempuh Conveyor} = 5 \text{ m} = 16.4 \text{ ft}$$

$$\text{F Factor} = 1.8 \quad (\text{Walas, table 5-4 (b), hal 79})$$

$$\text{Tipe Bearing Digunakan} = \text{Sealmaster Bearing} = 140$$

$$\text{Rate maksimum } Q_{\text{max}} = 910 \text{ ft}^3/\text{jam} \quad (\text{Walas, table 5-4, hal 79})$$

$$\text{Kecepatan maksimum } \omega_{\text{max}} = 40 \text{ rpm}$$

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Rotasi Screw } \omega = \frac{Q \times \omega}{Q_{\text{max}}}$$

$$= 2.8916 \text{ rpm}$$

$$\text{Total Power Dibutuhkan} = \frac{78 \times \omega + F \times Q \times 60 \times J}{1000000}$$

$$= 0.1168 \text{ hp} = 0.0871 \text{ kW} \quad \text{per unit}$$

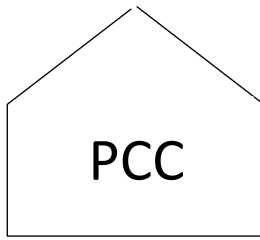
#### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	: <i>Screw Conveyor</i>
Kode Alat	: J-351
Fungsi Alat	: Memindahkan PCC dari Rotary Dryer ke Storage PCC
	0
Material Classification	: <i>III E</i>
Tipe Bearing Digunakan	: <i>Sealmaster Bearing</i>
Rotasi Screw	: 2.892 rpm
Power Dibutuhkan	: 0.117 hp
Jumlah	: 1





**C.40. Gudang Penyimpanan PCC (F-351)**



Fungsi= Menyimpan Urea sebelum masuk ke tangki starter (M-351)  
 Tipe= Bangunan balok  
 Bahan konstruksi = Batu bata dan semen  
 Asumsi = Volume bahan= 40% Volume gudang  
 Panjang: Lebar :Tinggi = 1 : 0.5 : 0.75  
 Kebutuhan total= 2387.1 kg/jam = 57290.4 kg/hari  
 Waktu simpan = 7 hari  
 Jumlah gudang = 1 buah  
 Urea 30 hari = 401032.8 kg = 884124.932 lb  
 Density Urea = 1.33 g/cm<sup>3</sup> = 83.0289999 lb/ft<sup>3</sup>

Volume Urea = 9.39E-05 10648.39 ft<sup>3</sup>  
 Volume Gudang =  $\frac{\text{Volume urea}}{40\%}$   
 =  $\frac{10648.3871}{40\%}$   
 Volume Gudang = 26620.96774 ft<sup>3</sup>  
 Volume Gudang = panjang (p) x lebar (l) x tinggi (t)  
 26620.96774 = p x 0,5 p x 0,75 p  
 26620.96774 = 3 p<sup>3</sup>  
 8873.655914 = p<sup>3</sup>  
 p = 20.703 ft = 6.310288 m  
 l = 10.352 ft = 3.155144 m  
 t = 15.527 ft = 4.732716 m

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Tipe	=	Bangunan balok
Jumlah Gudang	=	1 buah
Kapasitas	=	26621 ft <sup>3</sup>
Ukuran	=	panjang = 20.703 ft = 6.31029 m
		Lebar = 10.352 ft = 3.15514 m
		Tinggi = 15.527 ft = 4.73272 m
Bahan konstruksi	=	Batu bata dan semen

## APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	=	7347.15 ton/tahun	
	=	928 kg/jam	
Lama operasi	=	330 hari/tahun	
Basis	=	1 tahun	
Nilai tukar rupiah [1 US\$]	=	Rp14,132.25 (15 Januari 2019)	<i>(bi.go.id)</i>
Pengadaan peralatan, tahun	=	2019	
Mulai konstruksi, tahun	=	2019	
Lama konstruksi	=	2 tahun	
Mulai beroperasi, tahun	=	2021	

### D.1. Menentukan Harga Peralatan

Perubahan ekonomi akan memengaruhi perubahan harga alat dari tahun ke tahun. Apabila indeks harga alat dari beberapa tahun terakhir diketahui, maka harga alat pada tahun tertentu dapat ditaksir menggunakan rumus :

$$\text{Harga alat pada tahun b} = \frac{\text{Indeks harga tahun b}}{\text{Indeks harga tahun a}} \times \text{Harga alat pada tahun a}$$

Dimana :

b = sekarang

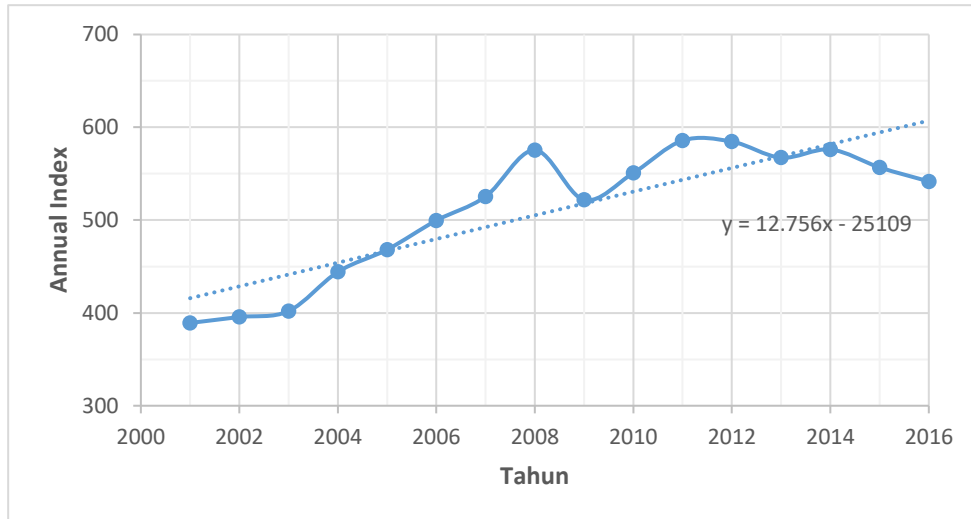
a = lampau

(Timmerhaus, 1991)

**Tabel D.1. Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)**

Tahun	Indeks Harga
2001	389.2
2002	395.6
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
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

(Chemical Engineering Essentials For The CPI Professional, 2017)



**Gambar D.1** Kurva *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI)

Dengan metode *Least Square* (Perry, 3-84), dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2020. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

Keterangan :  $y$  = Indeks harga       $a = \bar{y}$  , harga rata-rata  $y$   
 $x$  = tahun                       $b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$  , slope garis least square

Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*

**Tabel D.2** Penaksiran Indeks Harga untuk Mencari persamaan regresi

n	x	y	x <sup>2</sup>	y <sup>2</sup>	xy
1	2001	389	4,004,001	151,477	778,789
2	2002	396	4,008,004	156,499	791,991
3	2003	402	4,012,009	161,604	805,206
4	2004	444	4,016,016	197,314	890,177
5	2005	468	4,020,025	219,211	938,741
6	2006	500	4,024,036	249,600	1,002,198
7	2007	525	4,028,049	276,045	1,054,478
8	2008	575	4,032,064	331,085	1,155,403
9	2009	522	4,036,081	272,380	1,048,497
10	2010	551	4,040,100	303,381	1,107,108
11	2011	586	4,044,121	343,044	1,177,843
12	2012	585	4,048,144	341,757	1,176,215
13	2013	567	4,052,169	321,829	1,141,975
14	2014	576	4,056,196	331,891	1,160,265
15	2015	557	4,060,225	310,026	1,121,952
16	2016	542	4,064,256	293,439	1,092,067
<b>Σ</b>	<b>32136</b>	<b>8,185</b>	<b>64,545,496</b>	<b>4,260,583</b>	<b>16,442,905</b>
<b>Rata-rata</b>	<b>2009</b>	<b>512</b>	<b>4,034,094</b>	<b>266,286</b>	<b>1,027,682</b>

Berdasarkan persamaan Least Square diperoleh :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$a = \bar{y} = 512$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$$

$$\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 16,442,905 - \frac{32136 \times 8,185}{16}$$

$$= 4,337$$

$$\sum(\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 64,545,496 - \frac{(32,136)^2}{16}$$

$$= 340$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2} = \frac{4,337}{340} = 12.756$$

(Timmerhaus, 1991, halaman 760)

maka, diperoleh persamaan garis lurusnya adalah :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$y = 512 + 12.756(x - 2009)$$

$$y = 12.756x - 25108.954$$

Maka, untuk indeks harga pada tahun 2021 adalah :

Indeks harga pada tahun 2021

$$y = 12.756x - 25108.954$$

$$y = 12.756 \times 2021 - 25108.954$$

$$y = 670.98$$

**Indeks harga pada tahun 2021 = 670.98**

Dapat pula ditabelkan untuk indeks beberapa tahun, sebagai berikut :

**Tabel D.3. Indeks Harga Linear**

Tahun	Indeks Harga
2001	415.86
2002	428.62
2005	466.89
2008	505.15
2011	543.42
2014	581.69
2017	619.96
2020	658.23
2021	670.98
2026	734.76

### D.1.1. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Contoh perhitungan penaksiran harga alat pada tahun 2021 adalah sebagai berikut :

1 Belt Conveyor (J-122)

Harga alat pada tahun 2014 = \$ 11,700

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Harga alat pada tahun 2021} &= \frac{\text{Indeks harga tahun 2021}}{\text{Indeks harga tahun 2014}} \times \text{Harga alat tahun 2014} \\ &= \frac{670.98}{581.69} \times \$ 11,700 \\ &= \$ 13,496 \end{aligned}$$

**Tabel D.4. Penaksiran Harga Alat**

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga Satuan		Harga Total Tahun 2021
				Tahun 2014	Tahun 2021	
1	L-111	Pompa Pre Treatment	1	\$ 7,500	\$ 8,651	\$ 8,651
2	M-110	Tangki Netralisasi	1	\$ 84,000	\$ 96,894	\$ 96,894
3	L-121	Starter Pump	1	\$ 3,700	\$ 4,268	\$ 4,268
4	F-121	Gudang Penyimpanan Urea	1	\$ 20,500	\$ 23,647	\$ 23,647
5	J-122	Belt Conveyor Urea	1	\$ 9,700	\$ 11,189	\$ 11,189
6	F-122	Gudang Penyimpanan DAP	1	\$ 16,000	\$ 18,456	\$ 18,456
7	J-122	Belt Conveyor DAP	1	\$ 9,700	\$ 11,189	\$ 11,189
8	F-123	Gudang Penyimpanan Slurry	1	\$ 31,400	\$ 36,220	\$ 36,220
9	J-123	Belt Conveyor Slurry	1	\$ 9,700	\$ 11,189	\$ 11,189
10	M-120	Tangki Starter	2	\$ 50,900	\$ 58,713	\$ 117,427
11	L-211	Digester Pump	1	\$ 6,800	\$ 7,844	\$ 7,844
12	L-212	Digester Pump	1	\$ 3,700	\$ 4,268	\$ 4,268
13	M-210	Biodigester	2	\$ 281,600	\$ 324,827	\$ 649,654
14	F-211	Baffer Tank	1	\$ 25,300	\$ 29,184	\$ 29,184
15	L-311	Waste Pump	1	\$ 4,200	\$ 4,845	\$ 4,845
16	H-310	Clarifier	1	\$ 38,200	\$ 44,064	\$ 44,064
17	H-320	Screw Press	1	\$ 20,400	\$ 23,532	\$ 23,532
18	G-221	Compressor	1	\$ 34,800	\$ 40,142	\$ 40,142
19	J-131	Belt Conveyor CaO	1	\$ 10,000	\$ 11,535	\$ 11,535
20	M-130	Slaker Tank	3	\$ 71,800	\$ 82,822	\$ 248,465
21	H-221	Screener	1	\$ 18,600	\$ 21,455	\$ 21,455
22	E-221	Heater	1	\$ 37,200	\$ 42,910	\$ 42,910

23	L-221	Bubble Coloumn Pump	1	\$ 20,100	\$ 23,185	\$ 23,185
24	R-220	Bubble Coloumn	1	\$ 143,400	\$ 165,413	\$ 165,413
25	F-221	Baffer Tank	1	\$ 25,300	\$ 29,184	\$ 29,184
26	G-361	Compressor	1	\$ 32,600	\$ 37,604	\$ 37,604
27	D-360	H2S Removal Scavenger	2	\$ 24,000	\$ 27,684	\$ 55,368
28	D-370	Adsorber	2	\$ 23,200	\$ 26,761	\$ 53,523
29	F-371	Biomethane Storage Tank	1	\$ 54,300	\$ 62,635	\$ 62,635
30	H-330	PCC Clarifier	1	\$ 55,600	\$ 64,135	\$ 64,135
31	L-341	Plate & Frame Pump	1	\$ 11,100	\$ 12,804	\$ 12,804
32	H-340	Plate & Frame	2	\$ 62,400	\$ 71,979	\$ 143,957
33	F-341	Cake Storage Tank	1	\$ 51,400	\$ 59,290	\$ 59,290
34	J-341	Screw Conveyor	1	\$ 7,600	\$ 8,767	\$ 8,767
35	E-351	Heater	1	\$ 20,500	\$ 23,647	\$ 23,647
36	B-350	Rotary Dryer	1	\$ 71,700	\$ 82,706	\$ 82,706
37	J-351	PCC Screw Conveyor	1	\$ 7,600	\$ 8,767	\$ 8,767
38	F-351	PCC Storage	1	\$ 32,000	\$ 36,912	\$ 36,912
<b>Total Harga Alat</b>					<b>\$ 2,334,925</b>	

Sumber : [www.matche.com](http://www.matche.com)  
[www.alibaba.com](http://www.alibaba.com)

Dimana nilai kurs dolar dari [www.bi.go.id](http://www.bi.go.id)

Kurs dollar = \$ 1 = Rp 14,132

Maka,

Total harga peralatan proses = \$ 2,334,925  
= **Rp 32,997,739,960**

#### D.1.2. Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Harga peralatan utilitas diperkirakan sebesar 45 % dari harga total peralatan, yaitu :  
(Coulson and Richardson 6th Ed, 2003 , Tabel 6.1 Hal 251)

= 45% x Rp 32,997,739,960  
= **Rp 14,848,982,982**

#### D.1.3. Total Harga Peralatan Pabrik

Total harga peralatan pabrik = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas

Total harga peralatan pabrik = Rp 32,997,739,960 + Rp 14,848,982,982

Total harga peralatan pabrik = Rp 47,846,722,943

## D.2. Perhitungan Biaya Utilitas

Dari tabel 6-14 Timmerhause 5th edition, didapatkan utility cost pada tahun 2001. Sehingga untuk mengetahui harga utilitas pada tahun 2026, maka dikalikan dengan faktor index cost

Contoh perhitungan penaksiran harga utilitas pada tahun 2026 adalah sebagai berikut :

### 1 Electricity

$$\text{Harga steam pada tahun 2001} = \$ 0.1500$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Harga alat pada tahun 2026} &= \frac{\text{Indeks harga tahun 2021}}{\text{Indeks harga tahun 2001}} \times \text{Harga utilitas tahun 2001} \\ &= \frac{670.98}{415.86} \times \$ 0.15 \\ &= \$ 0.242 \end{aligned}$$

**Tabel D.5 Biaya Utilitas**

Utilitas	Harga	
	2001	2026
Cooling Water /1000 kg	\$ 0.53	\$ 0.86
Electricity /kwh	\$ 0.15	\$ 0.24

### 1. Kebutuhan Air pendingin

$$\begin{aligned} \text{Biaya air pendingin di Cooler (E-221)} &= \text{Total kebutuhan tiap jam} \times \frac{\text{Harga}}{\text{satuan}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &= 15534.71 \times \frac{\$0.855}{1000} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &= \$ 318.83 \end{aligned}$$

No.	Kode	Alat	Kebutuhan (kg/jam)	Biaya perhari
1	G-221	Intercooler	15534.710	\$ 318.83
3	G-361	Intercooler	62135.940	\$ 1,275.24
<b>TOTAL</b>				<b>\$ 1,594.07</b>

$$\begin{aligned} \text{Maka, total biaya air pendingin dalam 1 tahu} &= \text{Total biaya 1 hari} \times 330 \text{ hari} \\ &= \$ 1,594 \times 330 \text{ hari} \\ &= \$ 526,041.96 \\ &= \text{Rp } 7,434,156,517 \end{aligned}$$

### 2. Kebutuhan listrik

$$\begin{aligned} \text{Biaya listrik Belt Conveyor (J-112)} &= \text{Total kebutuhan tiap jam} \times \frac{\text{Harga}}{\text{satuan}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &= 4 \times \frac{\$0.242}{1} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &= \$ 25.25 \end{aligned}$$

No.	Alat	Σ	Kebutuhan (kWh)	Biaya
1	Pre Treatment Pump	1	3.937296	\$ 22.87
2	Pre Treatment Tank	1	4.347431	\$ 25.25
3	Starter Pump	1	3.817984	\$ 22.18
4	Belt Conveyor	4	0.164054	\$ 0.95
5	Digester Pump	1	2.527923	\$ 14.68
6	Starter Tank	2	52.199	\$ 303.20
7	Digester Pump	1	1.93882	\$ 11.26
8	Digester	2	405.36252	\$ 2,354.55
9	Clarifier	1	0.246081	\$ 1.43
10	Screw Press	1	134.30057	\$ 780.09
11	Compressor	1	58.38831	\$ 339.15
12	Slaker Tank	1	425.459135	\$ 2,471.28
13	Bubble Coloumn Pump	1	52.564393	\$ 305.32
14	Compressor	1	26.02493	\$ 151.17
15	Clarifier	1	2.363869	\$ 13.73
16	Screw Conveyor	2	0.0872469	\$ 0.51
<b>TOTAL</b>				\$ 6,818

Total biaya listrik peralatan perhari = \$ 6,817.62

Maka, total biaya listrik dalam 1 tahun = Total biaya 1 hari x 330 hari  
= \$ 6,818 x 330 hari  
= \$ 2,249,815.38  
= Rp 31,794,953,455

Total biaya utilitas dalam 1 tahun

Total biaya = Biaya Listrik + Biaya Air Pendingin  
= Rp 7,434,156,517 + Rp 31,794,953,455  
= Rp 39,229,109,972



### D.3. Menentukan Harga Bahan Baku, Penjualan Produk

#### D.3.1. Perhitungan Harga Bahan Baku

Harga bahan baku untuk pabrik Magnesium Oksida dari Dolomit dapat dilihat pada

**Tabel D.6 Perhitungan Biaya Bahan Baku**

No	Bahan Baku	Kuantitas (kg/ hari)	Harga (Rp/ kg)	Total Harga (Rp/ hari)
1	Ca(OH) <sub>2</sub>	655	1,200	786,240
2	DAP	590	3,000	1,771,200
3	Urea	1,968	1,500	2,952,000
4	Kotoran Sapi	4,123	250	1,030,800
5	CaO	48,334	500	24,167,159
<b>Total Harga</b>				<b>Rp 30,707,399</b>

Sumber : [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com)

$$\begin{aligned} \text{Maka, total harga bahan baku/ tahun} &= \text{Rp } 30,707,399 \times 330 \text{ hari} \\ &= \text{Rp } 10,133,441,700 \end{aligned}$$

#### D.3.2. Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Harga jual produk magnesium oksida dapat dilihat pada tabel berikut ini :

**Tabel D.7 Hasil Penjualan Produk**

No	Bahan Baku	Kapasitas (ton/tahun)	Harga (US\$/ton)	Total Harga (US\$)
1	Biomethane	7347.15	\$ 566	\$ 4,159,081
2	Pupuk Cair	44352.00	\$ 283	\$ 12,553,415
3	Kompos	31585.99	\$ 177	\$ 5,587,573
4	PCC	18905.75	\$ 495	\$ 9,364,416
<b>TOTAL</b>				<b>\$ 31,664,485</b>

(Sumber : m.alibaba.com)

$$\begin{aligned} \text{Maka, total harga penjualan/ tahun} &= \$ 31,664,485 \times \text{Rp } 14,132 \\ &= \text{Rp } 447,490,415,800 \end{aligned}$$

#### D.4. Menentukan Gaji Karyawan

Penentuan jumlah karyawan operasional (operator) untuk bagian proses

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 928 \quad \text{kg/jam} \\ &= 22 \quad \text{ton/hari} \end{aligned}$$

Berdasarkan grafik pada **Figure 6-9 Timmerhaus edisi 5th** didapatkan operating labor requirements sebesar 60 pekerja-jam/hari-proses

1 shift = 8 jam

Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pekerja operasi} &= 60 \quad \text{pekerja-jam/hari-proses} \\ &= 60 \quad \frac{\text{pekerja-jam}}{\text{hari-proses}} \times \frac{3 \text{ proses}}{8 \text{ jam}} \\ &= 22.5 \quad \text{pekerja} \\ &\approx 23 \quad \text{pekerja} \end{aligned}$$

Biaya untuk keperluan karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan dan direncanakan sebagai berikut :

**Tabel D.8. Perhitungan Gaji Karyawan**

No	Jabatan	Gaji/ bulan (Rp)	Jumlah	Total (Rp)
1	Dewan Komisaris	30,000,000	3	90,000,000
2	Direktur utama	40,000,000	1	40,000,000
3	Direktur Produksi dan	25,000,000	1	25,000,000
4	Direktur Keuangan	25,000,000	1	25,000,000
5	Direktur Pemasaran	25,000,000	1	25,000,000
6	Direktur SDM	25,000,000	1	25,000,000
7	Sekretaris	5,000,000	5	25,000,000
8	Kepala Bagian			
	a. Kabag Produksi	15,000,000	1	15,000,000
	b. Kabag Utilitas	15,000,000	1	15,000,000
	c. Kabag Penjualan	15,000,000	1	15,000,000
	e. Kabag Pengelolaan Dana	15,000,000	1	15,000,000
	f. Kabag Kepegawaian	15,000,000	1	15,000,000
9	Supervisor			
	a. Utilitas	10,000,000	2	20,000,000
	b. Proses	10,000,000	6	60,000,000
	c. Quality Control	10,000,000	1	10,000,000
10	Operator			
	a. Maintenance	4,500,000	18	81,000,000
	b. Utilitas	4,500,000	14	63,000,000
	c. Proses	4,500,000	23	103,500,000
	d. Quality Control	4,500,000	6	27,000,000
	e. Gudang	4,500,000	6	27,000,000

11	Karyawan			
	a. Dokter	10,000,000	5	50,000,000
	b. Perawat	4,000,000	5	20,000,000
	c. Penjualan	3,800,000	5	19,000,000
	d. Pembukuan	3,800,000	3	11,400,000
	e. Pengelolaan Dana	3,800,000	3	11,400,000
	f. Kepegawaian	3,800,000	5	19,000,000
	g. Pendidikan dan Latihan	3,800,000	5	19,000,000
12	Keamanan	3,000,000	9	27,000,000
13	Sopir	3,000,000	7	21,000,000
14	Pesuruh/tukang kebun	3,000,000	12	36,000,000
<b>TOTAL</b>			<b>153</b>	<b>885,300,000</b>

Biaya untuk gaji karyawan selama 1 tahun adalah

$$= \text{Rp } 885,300,000 \times 12$$

$$= \text{Rp } 10,623,600,000$$

#### D.5. Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, POT*)
- 3 Laju pengembalian modal (*Return on Investment, ROI*)
- 4 Titik impas (*Break Even Point, BEP*)

Sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut, 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 atas:
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
- 3 Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) dalam analisis ekonomi ini, maka perlu dilakukan penafsiran terhadap beberapa hal berikut :

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost, FC*)
- b. Biaya Semi Variabel (*Semi Variabel Cost, SVC*)
- c. Biaya Variabel (*Variabel Cost, VC*)

### D.5.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

#### D.5.1.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)

##### A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

**Tabel D.9 Perhitungan Biaya Langsung (DC)**

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	Harga peralatan	E	47,846,722,943
2	Instrumentasi dan kontrol	26% E	12,440,147,965
3	Isolasi	8% E	3,827,737,835
4	Perpipaan (terpasang)	31% E	14,832,484,112
5	Listrik (terpasang)	10% E	4,784,672,294
<b>6</b>	<b>Harga FOB</b>	<b>FOB</b>	<b>83,731,765,150</b>
7	Biaya angkutan kapal laut	10% FOB	8,373,176,515
<b>8</b>	<b>Harga C and F</b>	<b>C&amp;F</b>	<b>92,104,941,665</b>
9	Biaya asuransi	1% C&F	921,049,417
<b>10</b>	<b><i>Cost of Insurance &amp; Freight</i></b>	<b>CIF</b>	<b>93,025,991,081</b>
11	Biaya angkutan ke lokasi pabrik	15% CIF	13,953,898,662
12	Pemasangan alat	39% E	18,660,221,948
13	Bangunan dan perlengkapan	29% E	13,875,549,653
14	<i>Service</i> fasilitas dan <i>yard</i>	55% E	26,315,697,618
15	Tanah	12% E	5,741,606,753
<b>Total Biaya Langsung (DC)</b>			<b>171,572,965,716</b>

(Timmerhaus, 1991)

##### B. Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

**Tabel D.10 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)**

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	Teknik dan supervisi	32% E	15,310,951,342
2	Biaya konstruksi	34% E	16,267,885,801
3	Biaya hukum	4% E	1,913,868,918
4	Ongkos Kontraktor	19% E	9,090,877,359
5	Biaya tak terduga	37% E	17,703,287,489
<b>Total Biaya Tidak Langsung (IC)</b>			<b>60,286,870,908</b>

(Timmerhaus, 1991)

##### C. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)

###### Keterangan :

Untuk mengetahui biaya tak terduga dari Fixed Capital Investment (FCI) menggunakan persamaan :

$$FCI = DC + IC$$

$$FCI = \text{Rp } 171,572,965,716 + \text{Rp } 60,286,870,908$$

$$FCI = \text{Rp } 231,859,836,624$$

### D.5.1.2 Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

Merupakan modal untuk menjalankan pabrik hingga mendapatkan piutang. Dengan asumsi pabrik mendapatkan piutang setelah 2 bulan (Kusnarjo,2008)

$$WCI = \frac{2}{12} \times \text{Total Production Cost}$$

$$WCI = 0.167 \times TPC \quad (1)$$

### D.5.1.3 Total Investasi (*Total Capital Investment, TCI*)

$$\text{Total Investasi (TCI)} = FCI + WC$$

$$= \text{Rp } 231,859,836,624 + 0.167 \times TPC \quad (2)$$

### D.5.2 Penentuan Biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*)

#### D.5.2.1 Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*)

##### A. Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost, DPC*)

Tabel D.11 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
			(Rp)
1	Bahan baku (1 tahun) (B)		10,133,441,700
2	Tenaga kerja (TK)		10,623,600,000
4	Utilitas		39,229,109,972
5	Maintenance dan perbaikan (M)	7% FCI	16,230,188,564
6	Operating Supplies	15% M	2,434,528,285
7	Laboratorium	15% TK	1,593,540,000
8	Patent dan royalties	1% TPC	1,782,487,280
<b>Total Biaya Produksi Langsung (DPC)</b>			<b>80,244,408,520</b>

(Kusnarjo,2008)

$$DPC = \text{Rp } 80,244,408,520 + 1\% TPC \quad (3)$$

##### B. Biaya Tetap (*Fixed Charge, FC*)

Tabel D.12 Perhitungan Biaya Tetap (FC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Depresiasi	10% FCI	23,185,983,662
2	Pajak	1.5% FCI	3,477,897,549
3	Asuransi	1% FCI	2,318,598,366
<b>Total Biaya Tetap (FC)</b>			<b>28,982,479,578</b>

(Kusnarjo,2008)

##### C. Biaya Plant Overhead (*Plant Overhead Cost, POC*)

Biaya Plant Overhead (Plant Overhead Cost, POC) adalah biaya produksi yang tidak masuk dalam biaya bahan baku maupun biaya tenaga kerja langsung.

$$\text{Plant Overhead Cost (POC)} = 12\% FCI \quad (\text{Kusnarjo,2008})$$

$$= 12\% \times 231,859,836,624$$

$$= 27,823,180,395$$

### D.5.2.2 Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses, GE*)

Tabel D.13 Perhitungan Pengeluaran Umum (GE)

No	Komponen	Persentase		Nilai Harga
				(Rp)
1	Biaya administrasi	4%	FCI	9,274,393,465
2	Biaya distribusi dan penjualan	8%	FCI	18,548,786,930
3	Biaya R & D	5%	FCI	11,592,991,831
<b>Total Pengeluaran Umum (GE)</b>				<b>39,416,172,226</b>

(Kusnarjo,2008)

Dimana :

$$\text{Manufacturing Cost (MC)} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} \quad (\text{Kusnarjo,2008})$$

DPC	=	Rp	80,244,408,520	+	1%	TPC	
FC	=	Rp	28,982,479,577.97				
POC	=	Rp	27,823,180,394.85				+
<b>MC</b>	<b>=</b>	<b>Rp</b>	<b>137,050,068,493</b>	<b>+</b>	<b>1%</b>	<b>TPC</b>	

$$\text{Total Production Cost (TPC)} = \text{MC} + \text{GE} \quad (\text{Kusnarjo,2008})$$

MC	=	Rp	137,050,068,493	+	1%	TPC	
GE	=	Rp	39,416,172,226				+
TPC	=	Rp	176,466,240,719	+	1%	TPC	
99% TPC	=	Rp	176,466,240,719				
<b>TPC</b>	<b>=</b>	<b>Rp</b>	<b>178,248,727,999.19</b>				

Sehingga :

- (1) **Working Capital Investment (WCI)** = 0.167 x TPC  
 = 0.167 x Rp 178,248,727,999  
 = **Rp 29,708,121,333**
- (2) **Total Investasi (TCI)** = Rp 231,859,836,624 + 0.167 x TPC  
 = **Rp 261,567,957,957**
- (3) **Direct Production Cost (DPC)** = Rp 80,244,408,520 + 1% TPC  
 = **Rp 82,026,895,800**

### D.5.3 Perhitungan Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan dengan metode *Discounted Cash Flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan antara

- 1 Modal
  - Modal sendiri = 40%
  - Modal pinjaman = 60%
- 2 Bunga bank = 7% per tahun (Bank BNI)
- 3 Laju inflasi = 3% per tahun (Bank Indonesia)
- 4 Masa konstruksi 2 tahun
  - Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri dan 50% modal pinjaman
  - Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman
- 5 Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan dengan cara sebagai berikut :
  - Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke (-2)) dilakukan pembayaran sebesar 30% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
  - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman
- 6 Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar 10% per tahun
- 7 Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi 10% per tahun
- 8 Kapasitas produksi
  - Tahun ke- 1 = 80%
  - Tahun ke- 2 = 100%
  - Tahun ke- 3 = 100%
- 9 Pajak pendapatan (Pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2010)
  - Sampai dengan Rp 50.000.000 = 10%
  - Antara Rp 50.000.000 - Rp 100.000.000 = 15%
  - Lebih dari Rp 100.000.000 = 30%

#### D.5.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi tanpa Depresiasi

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\
 &= 178,248,727,999 - 23,185,983,662 \\
 &= \text{Rp } 155,062,744,337
 \end{aligned}$$

**Tabel D.14 Biaya Operasi Untuk Kapasitas Produksi**

Tahun	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1	80%	124,050,195,469
2	100%	155,062,744,337
3	100%	155,062,744,337

Contoh Perhitungan

$$\begin{aligned}
 \text{Tahun ke-2} &= 100\% \text{ Kapasitas} \\
 &= 100\% \times \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} \\
 &= 100\% \times 155,062,744,337 \\
 &= \text{Rp } 155,062,744,336.81
 \end{aligned}$$

### D.5.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari

#### Modal Investasi terbagi atas :

- 1 Modal sendiri (*Equity*)      40%    FCI = Rp            92,743,934,650
- 2 Modal pinjaman (*Loan*)    60%    FCI = Rp            139,115,901,974

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah

**Tabel D.15 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi**

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri	Inflasi = 3.31 %	Jumlah (Rp)
		Jumlah (Rp)		
-2	50%	46,371,967,325	-	46,371,967,325
-1	50%	46,371,967,325	1,534,912,118	47,906,879,443
0			1,585,717,710	1,585,717,710
Modal Sendiri Akhir Masa Konstruksi				<b>95,864,564,478</b>

Contoh Perhitungan

Jumlah modal sendiri selama masa konstruksi kurang 1 tahun :

$$\begin{aligned}
 \text{Modal sendiri} &= 50\% \times \text{Modal sendiri (Equity)} + \text{Inflasi} \\
 &= 50\% \times 92,743,934,650 + 3\% \times 46,371,967,325 \\
 &= 46,371,967,325 + 1,534,912,118 \\
 &= \text{Rp } 47,906,879,443
 \end{aligned}$$

**Tabel D.16 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi**

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman	Bunga = 7%	Jumlah (Rp)
		Jumlah (Rp)		
-2	50%	69,557,950,987.13	-	69,557,950,987
-1	50%	69,557,950,987.13	4,869,056,569	74,427,007,556
0			5,209,890,529	5,209,890,529
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				<b>149,194,849,072</b>

Contoh Perhitungan

Jumlah modal pinjaman selama masa konstruksi kurang 1 tahun :

$$\begin{aligned}
 \text{Modal sendiri} &= 50\% \times 139,115,901,974 + \text{Bunga} \\
 &= 50\% \times 139,115,901,974 + 7\% \times 69,557,950,987 \\
 &= 69,557,950,987.13 + 4,869,056,569.10 \\
 &= \text{Rp } 74,427,007,556.23
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi} &= \text{Modal sendiri} + \text{Modal pinjaman} \\
 &= 95,864,564,478 + 149,194,849,072 \\
 &= \text{Rp } \quad \quad \quad \mathbf{245,059,413,550}
 \end{aligned}$$

Perhitungan harga penjualan produk :

Berdasarkan Sub-Appendiks D.4.3, maka untuk kapasitas produksi 100% akan didapatkan harga penjualan sebesar :

$$\text{Hasil penjualan produk} = \text{Rp } \quad \quad \quad \mathbf{447,490,415,800}$$



#### D.5.4 Perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR)

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

Cara yang dilakukan adalah *trial "i"*, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan

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

Dimana :        n    = tahun  
                  CF   = *cash flow* pada tahun ke-n  
                   $\frac{1}{(1+i)^n}$  = *discount factor* (DF)

**Tabel D.17 Trial Laju Bunga (i)**

Tahun ke- n	Cash Flow (CF)	Discounted Factor	Trial Laju Bunga	
			i =	0.76
1	163,404,743,514	0.57	92,712,122,154	
2	205,075,672,279	0.32	66,017,316,784	
3	205,806,727,039	0.18	37,590,244,753	
4	206,537,781,800	0.10	21,403,606,512	
5	207,268,836,560	0.06	12,186,902,087	
6	207,999,891,321	0.03	6,938,958,383	
7	208,730,946,081	0.02	3,950,843,972	
8	209,462,000,842	0.01	2,249,469,698	
9	210,193,055,602	0.01	1,280,752,245	
10	210,924,110,362	0.00	729,196,962	
<b>Total</b>		<b>1.31</b>	<b>245,059,413,550</b>	

Dari perhitungan diperoleh nilai IRR sebesar **76.25% per tahun**

Nilai IRR yang diperoleh lebih besar daripada bunga pinjaman modal pada bank (7%/tahun), oleh karena itu pabrik ini layak untuk didirikan.

### D.5.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time* , POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal dengan evaluasi secara *cash flow* sebagai berikut :

**Tabel D.18 Cummulative Cash Flow**

Tahun ke-n	Net Cash Flow (Rp)	Cummulative Cash Flow (Rp)
0	-178,248,727,999	-178,248,727,999
1	148,485,258,606	-29,763,469,393
2	190,156,187,372	160,392,717,979
3	190,887,242,132	351,279,960,111
4	191,618,296,893	542,898,257,003
5	192,349,351,653	735,247,608,656
6	193,080,406,413	928,328,015,070
7	193,811,461,174	1,122,139,476,244
8	194,542,515,934	1,316,681,992,178
9	195,273,570,695	1,511,955,562,873
10	196,004,625,455	1,707,960,188,328

Berdasarkan tabel di atas, untuk investasi = Rp 245,059,413,550  
 Dengan cara interpolasi linier antara tahun ke = 2 dan 3  
 Maka diperoleh waktu pengembalian modal = **2.452** tahun  
 atau Tahun Ke- 2 , Bulan Ke- 6 .

Jika menggunakan **evaluasi secara linier**, maka diperoleh :

$$Pay\ Out\ Time = \frac{Modal}{(Laba + Depresiasi)} \quad \text{Dimana :} \\ \text{Modal} = FCI$$

#### a Menghitung Laba Kotor

$$\begin{aligned} \text{Laba Kotor} &= \text{Total Penjualan} - \text{Total Production Cost} \\ \text{Laba Kotor} &= \text{Rp } 447,490,415,800 - \text{Rp } 178,248,727,999 \\ \text{Laba Kotor} &= \text{Rp } 269,241,687,801 \end{aligned}$$

#### b Menghitung Laba Bersih

$$\begin{aligned} \text{Laba Bersih} &= \text{Laba Kotor} - \text{Pajak Pendapatan} \\ \text{Laba Bersih} &= \text{Rp } 269,241,687,801 - 30\% \times \text{Rp } 269,241,687,801 \\ \text{Laba Bersih} &= \text{Rp } 188,469,181,461 \end{aligned}$$

maka,

$$Pay\ Out\ Time\ \text{sebelum pajak} = \frac{Modal}{(Laba\ Kotor + Depresiasi)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pay Out Time sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp } 261,567,957,957}{(\text{Rp } 269,241,687,801 + \text{Rp } 23,185,983,662)} \\
 \text{Pay Out Time sebelum pajak} &= 0.89 \text{ tahun} \\
 \text{Pay Out Time sesudah pajak} &= \frac{\text{Modal}}{(\text{Laba Bersih} + \text{Depresiasi})} \\
 \text{Pay Out Time sesudah pajak} &= \frac{\text{Rp } 261,567,957,957}{(\text{Rp } 188,469,181,461 + \text{Rp } 23,185,983,662)} \\
 \text{Pay Out Time sesudah pajak} &= 1.24 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 55, **Buku Aries and Newton, halaman 196**, dengan POT = 2,702 tahun maka pabrik ini dikategorikan sebagai *middle risk*.

#### D.5.6 Analisis Rate on Investment (ROI)

*Rate on Investment* adalah laju pengembalian modal yang dapat dihitung dari laba bersih per tahun dibagi modal.

Persamaan yang digunakan adalah :

$$\text{Rate on Investment} = \frac{\text{Laba bersih/ tahun}}{\text{Modal}} \times 100\% \quad \text{Dimana :} \\
 \text{Modal} = \text{FCI}$$

##### a Menghitung Laba Kotor

$$\begin{aligned}
 \text{Laba Kotor} &= \text{Total Penjualar} - \text{Total Production Cost} \\
 \text{Laba Kotor} &= \text{Rp } 447,490,415,800 - \text{Rp } 178,248,727,999 \\
 \text{Laba Kotor} &= \text{Rp } 269,241,687,801
 \end{aligned}$$

##### b Menghitung Laba Bersih

$$\begin{aligned}
 \text{Laba Bersih} &= \text{Laba Kotor} - \text{Pajak Pendapatan} \\
 \text{Laba Bersih} &= \text{Rp } 269,241,687,801 - 30\% \times \text{Rp } 269,241,687,801 \\
 \text{Laba Bersih} &= \text{Rp } 188,469,181,461
 \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}
 \text{Rate on Investment sebelum pajak} &= \frac{\text{Laba Kotor per Tahun}}{\text{Modal}} \times 100\% \\
 \text{Rate on Investment sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp } 269,241,687,801}{\text{Rp } 261,567,957,957} \times 100\% \\
 \text{Rate on Investment sebelum pajak} &= 102.93\% \\
 \text{Return on Investment sesudah pajak} &= \frac{\text{Laba Bersih per Tahun}}{\text{Modal}} \times 100\% \\
 \text{Return on Investment sesudah pajak} &= \frac{\text{Rp } 188,469,181,461}{\text{Rp } 261,567,957,957} \times 100\% \\
 \text{Return on Investment sesudah pajak} &= 72.05\%
 \end{aligned}$$

Dari tabel 54, **Buku Aries and Newton, halaman 193**, dengan ROI = 72.05% maka pabrik ini dikategorikan sebagai *middle risk*.

#### D.5.7 Analisis Titik Impas (*Break Even Point*, BEP)

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana produksi total sama dengan hasil penjualan.

**Tabel D.19 Biaya FC, VC, SVC, dan S**

No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	<b>Biaya Tetap (FC)</b>	<b>28,982,479,578</b>
2	<b>Biaya Variabel (VC)</b>	
	• Bahan baku	10,133,441,700
	• Utilitas	39,229,109,972
	• Royalti	1,782,487,280
	<b>Total Biaya Variabel (VC)</b>	<b>51,145,038,952</b>
3	<b>Biaya Semivariabel (SVC)</b>	
	• Buruh pabrik langsung	10,623,600,000
	• <i>Plant overhead cost</i>	27,823,180,395
	• <i>General Expenses</i>	39,416,172,226
	• Laboratorium dan kontrol	1,593,540,000
	• Pemeliharaan dan perbaikan	16,230,188,564
	• <i>Plant supplies</i>	2,434,528,285
	<b>Total Biaya Semivariabel (SVC)</b>	<b>98,121,209,469</b>
4	<b>Total Penjualan (S)</b>	<b>447,490,415,800</b>

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{CV}} \times 100 \%$$

$$\text{BEP} = 17.83 \%$$

**Tabel D.20 Data Pembuatan Grafik BEP**

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap (Rp)	28,982,479,578	28,982,479,578
Total Pengeluaran (Rp)	58,418,842,419	178,248,727,999
Total Penjualan (Rp)	0	447,490,415,800

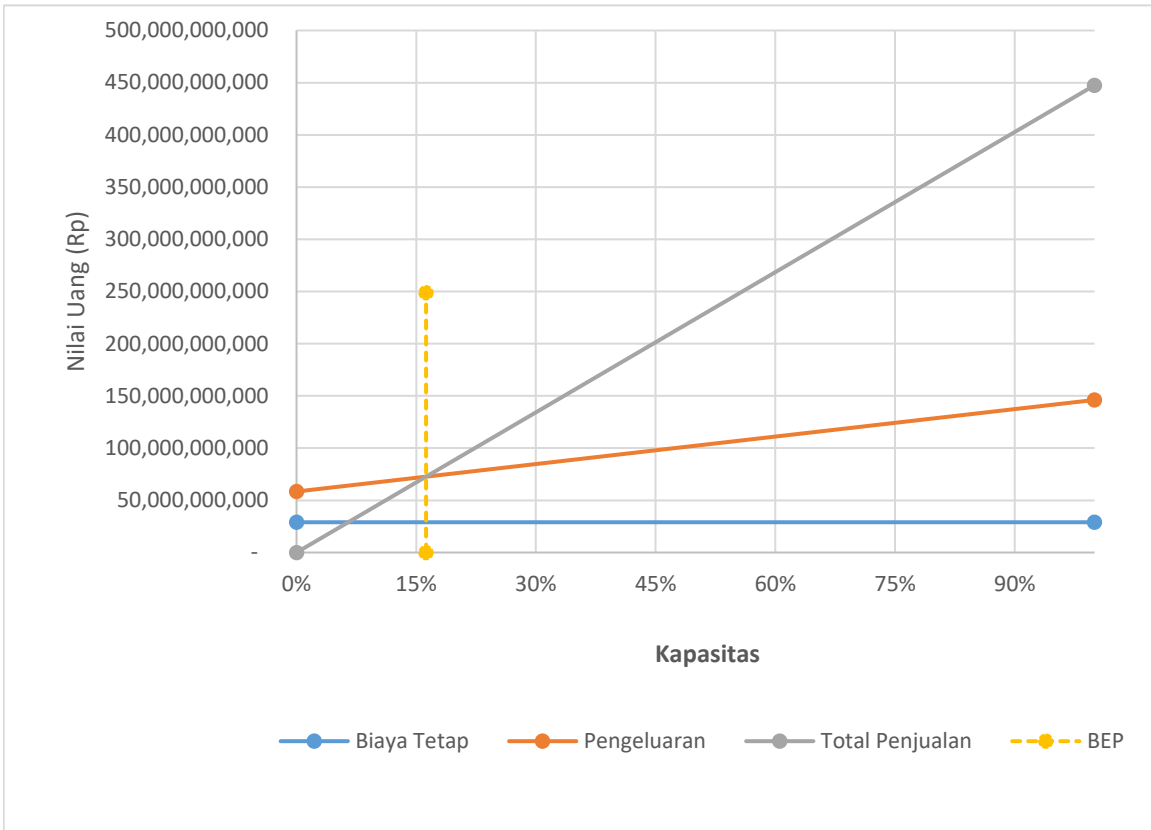
Dimana :

Total pengeluaran pada 0%, diperoleh dari :

$$\begin{aligned} \text{Total Pengeluaran pada 0\%} &= \text{FC} + 0,3 \text{ SVC} \\ &= \text{Rp } 28,982,479,578 + 0.3 \times \text{Rp } 98,121,209,469 \\ &= \text{Rp } 58,418,842,419 \end{aligned}$$

Total pengeluaran pada 100%, diperoleh dari :

$$\begin{aligned} \text{Total Pengeluaran pada 100\%} &= \text{FC} + \text{SVC} + \text{VC} \\ &= \text{Rp } 28,982,479,578 + \text{Rp } 98,121,209,469 \\ &\quad + \text{Rp } 51,145,038,952 \\ &= \text{Rp } 178,248,727,999 \end{aligned}$$



**Gambar D.2** Grafik *Break Even Point* (BEP)