



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803**

**PRA DESAIN PABRIK PEMBUATAN *BIOMETHANE* DAN  
PCC DARI VINASSE PABRIK BIOETANOL**

**Oleh:**

**M. FAIDAL ASLAH  
NRP. 02211540000016  
FARISA TRIYOGA  
NRP. 02211540000040**

**Dosen Pembimbing :**

**Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng.  
NIP. 1952 09 16 1980 03 1002  
Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng.  
NIP. 1972 05 20 1997 02 1001**

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

## LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

### **"PRA-DESAIN PABRIK BIOMETHANE DAN PCC DARI VINASSE PABRIK BIOETHANOL"**





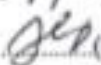
Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

**M. Faidlal Aslah  
Farisa Triyoga**

**NRP. 0221154000016  
NRP. 0221154000040**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng  (Pembimbing I)
2. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng  (Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc  (Penguji I)
4. Dr. Ir. Sumarno, M.Eng  (Penguji II)
5. Hakun Wirawasista A., S.T., M.MT, Ph.D  (Penguji III)



## INTISARI

erdasarkan Indonesia Energy Outlook 2016, data cadangan energi fosil pada tahun 2014 ialah 3,6 miliar barel minyak bumi, 100,3 TCF gas dan 32,27 miliar ton batubara. Namun di sisi lain, energi fosil tersebut merupakan energi yang tidak terbarukan. Dengan laju pertumbuhan PDB ( Produk Domestik Bruto ) rta - rata 6,9 % per tahun kebutuhan energi pada tahun 2050 dapat naik menjadi 7,6 kali lipat terhadap kebutuhan energi tahun 2014. Di masa depan, pengembangan energi akan bergeser dari energi berbasis fosil menjadi energi baru terbarukan. Salah satu energi baru terbarukan adalah biomethane atau biogas. *Biomethane* atau biogas adalah gas yang dihasilkan oleh bakteri apabila bahan organik mengalami proses fermentasi dalam reaktor (biodigester) dalam kondisi anaerob.

Upaya pemerintah untuk pemenuhan kebutuhan gas bumi adalah dengan memproduksi *Coal Bed Methane*. Pengembangan CBM yang saat ini diharapkan sudah berproduksi, masih banyak mengalami kendala. *Shale* gas meskipun berpotensi untuk dikembangkan namun belum dipertimbangkan pemanfaatannya dalam BPPT-OEI 2016 ini karena belum ada kepastian untuk eksplorasi lebih lanjut. Sehingga produksi *biomethane* memiliki prospek yang baik dalam pemenuhan kebutuhan energi di Indonesia.

Bahan baku dari pembuatan *biomethane* dapat berasal dari berbagai macam biomass. Salah satu bahan baku feed biogas adalah *vinasse*, di mana *vinasse* adalah limbah dari pabrik *bioethanol*. Limbah *vinasse* yang dihasilkan sebanyak 9 liter pada setiap 4 liter alkohol yang dihasilkan. Pemanfaatan limbah *vinasse* 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 . 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.

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. Kemurnian PCC dipasaran adalah 95-99 %.

Harga minyak dunia semakin lama semakin melambung, minyak bumi adalah bahan bakar yang tidak dapat diperbaharui, karena cepat atau lambat pasti akan habis. Kedepannya jika negara-negara di dunia tidak segera mengantisipasi kelangkaan minyak bumi, maka harga minyak akan naik. Saat ini banyak bahan alternatif pengganti minyak bumi, salah satunya etanol, Industri *bioethanol* merupakan salah satu industri yang dapat menunjang pemenuhan kebutuhan energi terbarukan. Pemanfaatan *bioethanol* di Indonesia memiliki potensi nilai oktan yang lebih tinggi dibandingkan dengan premium. Salah satu *bioethanol* adalah molases yang sangat baik. Sebagaimana diketahui bahwa *bioethanol* mempunyai bahan baku yang merupakan limbah industri gula. Molases difermentasi dengan *yeast* untuk menghasilkan *ethanol*. Pada proses industri ini, setiap 1 liter alkohol yang diproduksi akan menghasilkan 10 hingga 30 liter air limbah yang biasa disebut *vinnase*, *stillage* atau *slops*. *Organic load* dari limbah ini dapat bervariasi dari 20 hingga 120



gram COD (atau 2.000- 12.000 mg) per liter, dengan temperatur keluaran yang tinggi (sekitar 90 °C) dan pH yang rendah (3,5-6). Oleh karena masih tingginya konsentrasi zat organik, air limbah tersebut memiliki nutrisi besar dan energi potensial yang bisa digunakan untuk pupuk atau pembangkit energi. (Naturgerechte Technologien, Bau- und Wirtschaftsberatung, 2000)

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 *bioethanol*, sehingga lokasi pabrik harus dekat dengan industri *bioethanol* yaitu pada Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur Limbah *vinasse* sebesar 4,4 kali lipat dari produksi *bioethanol* yaitu 307.000 ton/tahun. Hasil produksi berupa gas metana dapat dijual ke industri - industri terdekat. Selain itu, produk samping berupa pupuk organik cair (POC) hasil dari pengolahan limbah dapat dijual kepada petani dan masyarakat sekitar.

Proses pembuatan Biogas dari limbah *vinnase* ada empat tahap, yaitu tahap *pre-treatment*, tahap persiapan, tahap digester dan tahap pemurnian. Tahap *pre-treatment* ini dimaksudkan untuk menurunkan nilai COD dan menetralkan kondisi keasaman dari *vinasse*. *Vinnase* masuk tangki *pre-treatment* dengan nilai COD yang besar yaitu 137.800 mg/L dengan pH 4,18. Kemudian *vinnase* ini akan diencerkan untuk menurunkan nilai COD dengan cara menambahkan air dan dinetralkan dengan cara menambahkan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . *Vinasse* diencerkan hingga COD mencapai 70.000 mg/L dengan pH 7. Setelah itu, *vinnase* yang sudah diencerkan dan dinetralkan dialirkan menuju tangki starter (M-120) dan digester (M-210) dengan perbandingan 3:10.

Tahap kedua adalah tahap persiapan starter. Tangki starter disini berfungsi sebagai tempat adaptasi dari mikroorganisme sebelum masuk ke digester. Substrat yang masuk dalam tangki starter kemudian dicampur dengan liquid manure (mir culture mikroorganisme) 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 sat 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 menuju digester, apabila substrat pada tanki starter (M-120) sudah dipindah ke digester (M-210) maka tanki starter (M-120) berhenti beroperasi karena lingkungan pada digester sudah optimum untuk substrat sehingga tangki starter (M-120) berhenti beroperasi.

Tahap ketiga adalah digester, vinasse yang telah diencerkan dan dinetralkan dari tangki pre-treatment dan substrat dari tangki starter (R-120) dialirkan menuju digester (M-210) dengan perbandingan substrat yang dimasukkan reaktor sebanyak 1: 3. Untuk mencegah terbentuknya buih yang dapat mengganggu proses fermentasi di dalam tangki digester maka dilakukan pengadukan dengan jenis side entering. Proses di dalam tangki ini terjadi selama 18 hari dengan suhu operasi *mesophilic* sekitar 31°C. Gas akan terbentuk dari proses fermentasi 18 hari di digester (M-210). Sedangkan aliran effluent dari digester menuju clarifier (H-310). Dalam clarifier, air limbah dan substratnya dipisahkan. Substrat yang dihasilkan kemudian digunakan sebagai pupuk kompos. Sedangkan overflow dari clarifier dapat digunakan sebagai pupuk organik cair.

Pada tahap pemurnian, gas asam yang dihilangkan adalah  $\text{CO}_2$  sebagai produk samping dari reaksi pembentukan biogas. Gas  $\text{CO}_2$  harus dihilangkan karena bersifat korosif terhadap logam. Proses pemurnian gas metana menggunakan absorpsi kimia dengan menggunakan larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Bubble coloum digunakan untuk mengontakkan gas  $\text{CO}_2$  dengan aliran  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang telah dibuat pada Slaker dan telah dipanaskan pada Heater. Biogas kemudian masuk ke bubble column (R-220) melalui bagian bawah kolom. Gas dikontakkan dengan larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang masuk dari bagian atas kolom. Gas metana yang keluar dari bubble column dialirkan untuk menjadi gas engine.

Pada PCC, Kalsium oksida kalsinasi kemudian dihidrasi (slaking) dengan air untuk menghasilkan larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  pada reaktor slaker. Untuk pembuatan larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  dengan kelarutan  $\text{CaO}$  di dalam air sebanyak dua kali kelarutan  $\text{CaO}$  didalam air, maka perbandingan  $\text{CaO}$  dan air adalah 1:431,03 massa.  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang terbentuk kemudian diumpankan pada Heater (E-221) untuk dinaikkan suhunya. Bubble Column dilengkapi dengan sparger untuk memperkecil ukuran gas  $\text{CO}_2$  dan memperluas dengan produk  $\text{CaCO}_2$  akan mengalir kebawah dan di pompa ke clarifier (H-230).

Tahap pemurnian PCC melibatkan Clarifier (H-230) yang berfungsi untuk meningkatkan kepekatan, Plate and Frame Fiter Press (H-330) yang berfungsi untuk mengurangi kandungan liquid, dan Rotary Dryer (B-340) untuk mengeringkan padatan. Air overlow dan Clarifier dialirkan ke aliran limbah sedangkan filtratnya dialirkan ke Plate and Frame Filter Press.

Untuk mendirikan pabrik Biomethane dan PCC dari Vinnase Bioetanol diperlukan total modal investasi

sebesar Rp. 4.889.278.982.722 dengan estimasi hasil penjualan per tahun Rp 8.522.727.050.000 Dari perhitungan analisa ekonomi didapat internal rate of return ( IRR ) sebesar 53,85 % , pay out time ( POT ) 3,3 tahun dan break even point ( BEP ) sebesar 14,83 % . Ditinjau dari aspek teknis dan ekonomis, pabrik *Biomethane* dan PCC dari vinnase bioethanol 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 *BIOMETHANE* DAN PCC DARI VINASSE PABRIK BIOETANOL” ini dapat kami selesaikan.

Laporan tugas pra desain pabrik ini ini ditulis sebagai salah satu syarat salah satu persyaratan yang harus dilalui mahasiswa Teknik Kimia ITS guna memperoleh gelar kesarjanaan. Tugas pra desain pabrik ini kami susun berdasarkan aplikasi ilmu pengetahuan yang terdapat dalam literatur buku maupun data internet, 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. Kedua orang tua dan keluarga kami yang telah memberikan segalanya yang tak mungkin tercantumkan dalam tulisan ini.
2. Bapak Juwari, S.T, M.Eng, Ph.D, selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng selaku Dosen Pembimbing 1 dan Kepala Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Bapak Dr. Tantular Nurtono., ST., M.Engselaku Dosen Pembimbing 2 atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.

5. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar atas segala ilmu yang diberikan serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.
6. Teman-teman Mixing Crew di Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran atas doa, semangat, perhatian dan kasih sayang selama ini.
7. Keluarga tercinta yang telah memberikan dukungan dan bantuan sehingga kami dapat menyelesaikan skripsi ini.
8. Seluruh pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu, yang turut membantu kami.

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, 10 Januari 2019

Penyusun

# DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN .....	ii
INTISARI .....	iii
KATA PENGANTAR .....	ix
DAFTAR ISI .....	xi
DAFTAR GAMBAR .....	xiii
DAFTAR TABEL .....	xv
BAB I PENDAHULUAN.....	I-1
I.1 Latar Belakang .....	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA .....	II-1
II.1 Kapasitas.....	II-1
II.2 Penentuan Lokasi Pendirian.....	II-23
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk .....	II-34
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	III-1
III.1 Jenis Proses.....	III-1
III.2 Seleksi Proses .....	III-1
III.3 Uraian Proses.....	III-1
III.4 Spesifikasi Produk .....	III-1
III.5 Basis Perhitungan .....	III-1
III.6 Kapasitas Produksi.....	II-1
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....	IV-1
IV.1 Neraca Massa.....	IV-1
IV.2 Neraca Energi .....	IV-1
BAB V DAFTAR DAN HARGA ALAT.....	V-1
V.1 Daftar Alat .....	V-1
V.2 Harga Alat .....	V-1

BAB VI	ANALISA EKONOMI.....	VI-1
VI.1	Struktur Organisasi .....	VI-1
VI.2	Sistem Utilitas .....	VI-6
VI.3	Harga Peralatan.....	VI-8
VI.4	Analisa Ekonomi .....	VI-8
BAB VII	KESIMPULAN .....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	.....	xix



## DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Peta Indonesia .....	II-5
Gambar II.2	Peta Kabupaten Mojokerto.....	II-6
Gambar II.3	Konsumsi Energi Per Sektor Tahun 2014.....	II-11
Gambar II.4	Konsumsi Energi Per Jenis Tahun 2014 .....	II-11
Gambar II.5	Proyeksi Pemanfaatan Gas Bumi .....	II-12
Gambar II.6	Presentase Penggunaan Energi Gas Bumi .....	II-13
Gambar III.1	Skema Proses Pembuatan Biogas Secara Umum .....	III-1
Gambar III.2	<i>Completely mixed aerobic digester</i> , (B) <i>UASB Reactor</i> , (C) <i>AFB Reactor</i> , (D) <i>Upflow AF reactor</i> .....	II-12
Gambar III.3	<i>Internal Gas Storage</i> .....	III-26
Gambar III.4	<i>Storage: Membrane Cushion with Shelter</i> .....	III-26
Gambar III.5	<i>Gas Storage: Membrane Cushion with Double Membrane</i> .....	III-27
Gambar III.6	Berbagai Macam Metode <i>Storing of Biomethane</i> .....	III-28
Gambar III.7	Proses Pembuatan PCC dengan Metode Karbonasi .....	III-34
Gambar III.8	Pembuatan PCC pada Plant Dhaka.....	III-37
Gambar III.9	Proses Pembuatan PCC dengan Metode <i>Double Decomposition</i> .....	III-38
Gambar III.10	Skema Proses Pembuatan PCC.....	III-58
Gambar VI.1	Bagan Struktur Organisasi Perusahaan .....	VI-8

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR TABEL

Tabel II.1	Spesifikasi Vinnasse. ....	II-7
Tabel II.2	Data Perusahaan Produsen Bioethanol Mutu Gasohol .....	II-8
Tabel II.3	Data Perusahaan Produsen Bioethanol Mutu Industri .....	II-9
Tabel II.4	Spesifikasi Kualitas Compresed Methane Gas .....	II-13
Tabel II.5	Data Impor PCC tahun 2016 .....	II-15
Tabel II.6	Data Ekspor PCC Tahun 2016 .....	II-16
Tabel III.1	Jenis-Jenis Enzim <i>Hidrolytic</i> .....	III-3
Tabel III.2	Potensi Produksi Gas dari Berbagai Tipe Kotoran Ternak .....	III-22
Tabel III.3	Rasio C/N Beberapa Bahan Organik sebagai Substrat .....	III-23
Tabel III.4	Perbandingan Sistem Operasi <i>Batch</i> dan <i>Continue</i> .....	III-39
Tabel III.5	Perbandingan Jenis Digester Biogas .....	III-41
Tabel III.6	Perbandingan Jenis Pengaduk .....	III-42
Tabel III.7	Perbandingan Jenis Substrat.....	III-43
Tabel III.9	Perbandingan Metode Proses Pembuatan PCC .....	III-49
Tabel III.10	Perbandingan Jenis Solid-Liquid Separator .....	III-50
Tabel III.11	Perbandingan Jenis Dryer .....	III-52
Tabel III.12	Spesifikasi <i>Compresed Methane Gas</i> .....	III-62
Tabel III.13	Standar Parameter Teknis Pupuk Padat Organik.....	III-63
Tabel III.14	Standar Parameter Teknis Pupuk Padat Organik.....	III-64
Tabel III.15	Spesifikasi Produk PCC .....	III-65
Tabel IV.1	Neraca Massa Tangki Pre-Treatment .....	IV-2
Tabel IV.2	Neraca Massa Tangki Starter .....	IV -3
Tabel IV.3	Neraca Massa Tangki Digester .....	IV -5
Tabel IV.4	Neraca Massa Water Trap .....	IV -6
Tabel IV.5	Neraca Massa Clarifier.....	IV -7
Tabel IV.6	Neraca Massa Filter Press .....	IV-8

Tabel IV.7	Neraca Massa Lime Slaker.....	IV-10
Tabel IV.8	Neraca Massa Bubble Coloumn (R-220).....	IV-12
Tabel IV.9	Neraca Massa Bubble Coloumn Overall .....	IV-13
Tabel IV.10	Neraca Massa Bubble Coloumn (R-320).....	IV-14
Tabel IV.11	Neraca Massa Bubble Coloumn Overall .....	IV-15
Tabel IV.12	Neraca Massa Settler.....	IV-16
Tabel IV.13	Neraca Massa Settler Overall .....	IV-17
Tabel IV.14	Neraca Massa Frame and Filter Press .....	IV-18
Tabel IV.15	Neraca Massa Frame and Filter Press Overall.....	IV-18
Tabel IV.16	Neraca Massa Rotary Dryer .....	IV-19
Tabel IV.17	Neraca Massa Rotary Dryer Overall .....	IV-20
Tabel IV.18	Neraca Massa Adsorber .....	IV-21
Tabel IV.19	Neraca Massa Adsorber Overall.....	IV-21
Tabel IV.20	Neraca Energi Tangki Pre-Treatment.....	IV-22
Tabel IV.21	Neraca Energi Tangki Starter .....	IV-23
Tabel IV.22	Neraca Energi Tangki Digester .....	IV-24
Tabel IV.23	Neraca Energi Water Trap .....	IV-25
Tabel IV.24	Neraca Energi Tangki Clarifier .....	IV-26
Tabel IV.25	Neraca Energi Filter Press.....	IV-27
Tabel IV.26	Neraca Energi Heater Air.....	IV-28
Tabel IV.27	Neraca Energi Heater Lime Slaker.....	IV-28
Tabel IV.28	Neraca Energi Cooler Biogas .....	IV-29
Tabel IV.29	Neraca Energi Cooler Biogas .....	IV-30
Tabel IV.30	Neraca Energi Kompresor.....	IV-30
Tabel IV.31	Neraca Energi Lime Slaker .....	IV-31
Tabel IV.32	Neraca Energi Bubble Column .....	IV-32
Tabel IV.33	Neraca Energi Bubble Column .....	IV-33
Tabel IV.34	Neraca Energi Settler .....	IV-34

Tabel IV.35	Neraca Energi Plate and Frame Filter Press .....	IV-35
Tabel IV.36	Neraca Energi Rotary Dryer.....	IV-36
Tabel IV.37	Neraca Energi Adsorber.....	IV-37
Tabel V.1	Spesifikasi Alat Tangki Pre-Treatment (M-110).....	V-1
Tabel V.2	Spesifikasi Alat Pompa Digester Tank (L-211).....	V-2
Tabel V.3	Spesifikasi Alat Pompa Starter Tank (L-121).....	V-2
Tabel V.4	Spesifikasi Alat Tangki Starter (M-120) .....	V-2
Tabel V.5	Spesifikasi Alat Pompa Digester (L-212).....	V-3
Tabel V.6	Spesifikasi Alat Tangki Digester (M-210) .....	V-3
Tabel V.7	Spesifikasi Alat Pompa Effluent (L-311) .....	V-4
Tabel V.8	Spesifikasi Alat Clarifier (H-310) .....	V-4
Tabel V.9	Spesifikasi Alat Filter Press (H-320).....	V-5
Tabel V.10	Spesifikasi Alat Buffer Tank (F-311).....	V-5
Tabel V.11	Spesifikasi Alat Air Heater (E-271) .....	V-5
Tabel V.12	Spesifikasi Alat Air Heater (E-221) .....	V-6
Tabel V.13	Spesifikasi Alat Cooler (E-221) .....	V-6
Tabel V.14	Spesifikasi Alat Cooler (E-271) .....	V-6
Tabel V.15	Spesifikasi Alat Screw Conveyor (J-131) .....	V-7
Tabel V.16	Spesifikasi Alat Tangki Slaker (M-130).....	V-7
Tabel V.17	Spesifikasi Alat Pompa Bubble Colomn (L-221) .....	V-8
Tabel V.18	Spesifikasi Alat Bubble Column (R-220).....	V-8
Tabel V.19	Spesifikasi Alat Bubble Column (R-230).....	V-8
Tabel V.20	Spesifikasi Alat Clarifier (H-330) .....	V-8
Tabel V.21	Spesifikasi Alat Pompa Clarifier (L-231).....	V-9
Tabel V.22	Spesifikasi Alat Filter Press (H-320).....	V-9
Tabel V.23	Spesifikasi Alat Cake Storage Tank (F-350).....	V-9
Tabel V.24	Spesifikasi Alat Screw Conveyor (J-351) .....	V-9
Tabel V.25	Spesifikasi Alat Rotary Dryer (B-370).....	V-10

Tabel V.26	Spesifikasi Alat Kompresor Biogas (G-312).....	V-10
Tabel V.27	Spesifikasi Alat Adsorber (D-360).....	V-10
Tabel V.28	Spesifikasi Alat Biogas Storage Tank (F-380).....	V-11
Tabel V.29	Daftar Harga Alat .....	V-12

# BAB I

## PENDAHULUAN

### I.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara yang memiliki berbagai macam potensi sumber daya energi fosil yaitu minyak bumi, gas bumi dan batubara. Berdasarkan *Indonesia Energy Outlook 2016*, data cadangan energi fosil pada tahun 2014 ialah 3,6 miliar barel minyak bumi, 100,3 TCF gas dan 32,27 miliar ton batubara. Namun di sisi lain, energi fosil tersebut merupakan energi yang tidak terbarukan. Berdasarkan rasio R/P (*Reserve/Production*) tahun 2014, maka minyak bumi akan habis dalam 12 tahun, gas bumi 37 tahun, dan batubara 70 tahun. Dengan laju pertumbuhan PDB (Produk Domestik Bruto) rata-rata 6,9% per tahun, kebutuhan energi pada tahun 2050 dapat naik menjadi 7,6 kali lipat terhadap kebutuhan energi tahun 2014. Di masa depan, pengembangan energi akan bergeser dari energi berbasis fosil menjadi energi baru terbarukan. Hal ini disebabkan karena energi fosil merupakan sumber daya yang tidak dapat diperbarui sehingga dapat habis. Oleh karena itu diperlukan energi baru terbarukan sebagai substituent atau alternatif dari energi fosil yang banyak digunakan oleh masyarakat di Indonesia.

Salah satu energi baru terbarukan adalah *biomethane* atau biogas. *Biomethane* atau biogas adalah gas yang dihasilkan oleh bakteri apabila bahan organik mengalami proses fermentasi dalam reaktor (biodigester) dalam kondisi anaerob (tanpa udara). Kesamaan komposisi *biomethane* dengan gas bumi ini dapat menjadikan *biomethane* sebagai energi alternatif pengganti gas bumi dalam skala kecil. Di Indonesia, penggunaan gas bumi semakin meningkat yang diiringi menurunnya kemampuan ekspor gas bum. Upaya pemerintah untuk pemenuhan kebutuhan gas bumi adalah dengan memproduksi *Coal Bed Methane*. Pengembangan CBM yang saat ini diharapkan sudah berproduksi, masih banyak

mengalami kendala. *Shale gas* meskipun berpotensi untuk dikembangkan namun belum dipertimbangkan pemanfaatannya dalam BPPT-OEI 2016 ini karena belum ada kepastian untuk eksplorasi lebih lanjut. Sehingga produksi *biomethane* memiliki prospek yang baik dalam pemenuhan kebutuhan energi di Indonesia.



## **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 vinasse, di mana vinasse adalah limbah dari pabrik *bioethanol*. Limbah vinasse yang dihasilkan sebanyak 10-30 liter pada setiap 1 liter alkohol yang dihasilkan. Pemanfaatan limbah vinasse 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 *bioethanol*. 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 Vinasse Pabrik Biomethanol”**.

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

Pemilihan lokasi suatu pabrik sangat dipengaruhi kegiatan industri yang akan dijalani, hal ini yang sangat erat kaitannya adalah mengenai kegiatan produksi dan distribusi. Perencanaan penentuan lokasi pabrik yang baik akan dapat menekan biaya produksi dan biaya distribusi ke titik minimum. Oleh karena itu terdapat beberapa faktor yang harus dipertimbangkan untuk menentukan lokasi pabrik secara teknis dan ekonomis. Dasar pemilihan lokasi pabrik 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 Biogas dan PCC dari Vinasse” ini akan didirikan dekat dengan PT. Energi Agro Nusantara di daerah Gedeg, Kabupaten Mojokerto. Alasan pemilihan daerah ini sebagai lokasi disebabkan oleh beberapa faktor sebagai berikut :

#### 1. Persediaan Bahan Baku

Bahan utama pabrik ini adalah limbah dari pabrik bioethanol yaitu *vinasse*. Maka dari itu pemilihan lokasi pabrik harus dekat dengan pabrik bioethanol sehingga memudahkan *supply* bahan baku dan mengurangi *cost* untuk transportasi dan penyimpanan. Pada daerah Gedeg, Mojokerto terdapat industri bioethanol yaitu PT. Energi Agro Nusantara.

#### 2. Pemasaran Hasil Produksi

Hasil produksi berupa gas metana dapat dijual ke pemerintah sebagai *pipeline gas* yang disalurkan ke rumah-rumah masyarakat. Selain itu, produk samping berupa PCC dapat dijual di industri-industri di sekitar seperti Industri Kertas yaitu PT Tjiwi Kimia yang berada di Kabupaten Sidoarjo. Produk samping lainnya yaitu pupuk cair dan kompos dapat dipasarkan untuk menunjang pertanian di sekitar Jawa Timur.

#### 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 mudah

dijangkau. Selain itu pabrik ini berjarak 55 km dari Pelabuhan Tanjung Perak, Surabaya, sehingga mudah dalam pengangkutan dengan transportasi laut.

#### 4. Utilitas

Sarana pendukung seperti tersedianya air, energi listrik, dan udara dapat diperoleh dengan mudah. Air dapat diperoleh dengan mudah dari aliran Sungai Brantas. Sedangkan listrik dari PLN Mojokerto dan generator sebagai cadangan apabila ada pemadaman listrik dari PLN dengan bahan bakar biomethane yang ada pada *storage* pabrik. Udara dapat diambil bebas dari lingkungan, sehingga tidak akan mengalami kesulitan dalam ketersediannya.

#### 5. Tenaga Kerja

Berdasarkan Badan Pusat Statistik Kabupaten Mojokerto pada tahun 2017, di wilayah Mojokerto terdapat 185.900 pekerja. Adapun tingkat pengangguran terbuka di perkotaan mencapai 6,84% dan 3,33% di desa.

#### 6. Karakteristik Lokasi

Kabupaten Mojokerto merupakan salah satu kabupaten di Provinsi Jawa Timur, dimana luas wilayah seluruhnya adalah 969.360 Km<sup>2</sup> atau sekitar 2,09% dari luas Provinsi Jawa Timur, dengan rincian penggunaan/pemanfaatan areal sebagai berikut:

- Pemukiman	: 132,440 Km <sup>2</sup>
- Pertanian	: 371,010 Km <sup>2</sup>

- Hutan : 289,480 Km<sup>2</sup>
- Perkebunan : 170,000 Km<sup>2</sup>
- Rawa-rawa/waduk : 0,490 Km<sup>2</sup>
- Lahan kritis : 0,200 Km<sup>2</sup>
- Padang rumput : 1,590 Km<sup>2</sup>
- Semak-semak/alang-alang : 0,720 Km<sup>2</sup>

Secara geografis wilayah Kabupaten Mojokerto terletak antara 111°20'13" s/d 111°40'47" Bujur Timur dan antara 7°18'35" s/d 7°47" Lintang Selatan.

Secara administratif Kabupaten Mojokerto masuk Wilayah Kerja Badan Koordinasi Wilayah Pemerintahan dan Pembangunan Bojonegoro, sedangkan secara spatial Tata Ruang Jawa Timur adalah masuk dalam kawasan pengembangan "Gerbang Kertosusila".

Selanjutnya peta kabupaten Mojokerto yang terletak di provinsi Jawa Timur, Indonesia dapat dilihat pada gambar berikut:



**Gambar II.1** Peta Indonesia



**Gambar II.2** Peta Kabupaten Mojokerto

(Sumber: *googlemap*)

## II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

### II.3.1 Produksi Bahan Baku

Dalam proses pembuatan 1 liter ethanol akan dihasilkan limbah (vinasse) sebanyak 10 liter (1:10). Dari angka perbandingan tersebut maka semakin banyak ethanol yang diproduksi akan semakin banyak pula limbah yang dihasilkan. (Setiana, 2011). Berikut ini merupakan spesifikasi vinasse dari salah satu pabrik bioethanol di Jawa Timur.

**Tabel II.1** Spesifikasi Vinasse

<b>Parameter Uji</b>	<b>Hasil Pengujian</b>
pH	4,18
BOD, mg/L	36792
COD, mg/L	137800
Total Dissolved Solids, %	4,81
Total Suspended Solids, %	0,08
Protein, %	0,26
Fosfor, (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0,03
Kalium (K <sub>2</sub> O), %	1,1
Glukosa, %	3,98
Cadmium, %	0,66

Timbal, %	0,01
Arsen, %	0,08
Air, %	95,617

(Sumber : PT Energi Agro Nusantara Mojokerto)

Terdapat 15 pabrik bioethanol yang ada di Indonesia dengan total kapasitas produksi mencapai 443.950 kL yang terdiri dari 4 produsen mutu gasohol (memenuhi syarat sebagai pencampur bensin) yang tertera pada **Tabel II.2** serta 11 pabrik lainnya sebagai produsen bioethanol mutu industri yang biasanya diniagakan untuk keperluan industri kimia, industri farmasi dan industri minuman. Daftar perusahaan bioethanol mutu industri tertera pada **Tabel II.3**.

**Tabel II.2** Data Perusahaan Produsen Bioethanol Mutu Gasohol

No	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Terpasang, ton/th	Akses kepada bahan mentah
1	PT. Molindo Raya Industrial	Malang	7.900	Pasar murni
2	PT. Medco Ethanol Lampung	Lampung	7.900	Pasar murni



3	PT. Energi Agro Nusantara	Mojokerto	23.700	Pasar
4	PT. Acidatama	Surakarta	25.952	Pasar murni
65.452 (82.850 kL)				

**Tabel II.3** Data Perusahaan Produsen Bioethanol Mutu Industri

No	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas
1	PT. Medco Ethanol Lampung	Lampung	47.400
2	PT. Molindo Raya Industri	Malang	39.500
3	PT. Indo Acidatama	Solo	39.500
4	PT. Energi Agro Nusantara	Mojokerto	23.700
5	PT. Indonesia Ethanol Industry	Lampung	63.300
6	PT. Indo Lampung Industry	Lampung	47.400
7	PSA Jatiroto (PTPN	Jatiroto	5.530

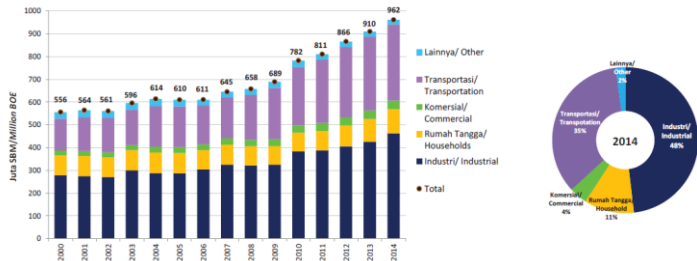
	XI)		
8	PSA Palimanan (PT. RNI)	Cirebon	5.530
9	PT. Madubaru	Yogyakarta	5.530
10	PT. Molasindo Alur Pratama	Medan	3.950
11	PT. Basis Indah	Makasar	3.950
TOTAL (361.100 kL/th)			285.290

Limbah cair ini (vinasse) berasal dari produk bawah hasil destilasi para proses pembuatan etanol. Jumlah produk vinasse adalah 9-10 kali lipat dari produksi bioethanol karena jumlah alkohol pada larutan hasil fermentasi maksimal hanyalah 10%, sisanya ialah limbah vinasse tersebut. (*Iqbal, 2012*)

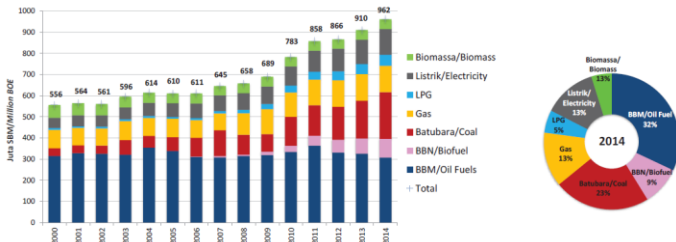
### **II.3.2 Marketing**

Dikarenakan peningkatan jumlah konsumsi energi setiap tahun meningkat sedangkan ketersediaan energi *fossil* yang makin habis maka Indonesia harus segera menyiapkan energi cadangan apabila kebutuhan energi lebih banyak daripada bahan ketersediaan energi. Oleh karena itu pembangunan pabrik biogas dapat memeberikan dampak mendukung pembangunan nasional yang berkelanjutan, ketersediaan energi sangat penting sebagai salah satu penunjuang produktivitas nasional. Saat ini, gas alam

digunakan sebagai sumber energi substitusi minyak bumi. Berikut ini adalah konsumsi energi setiap sektor pada tahun 2014.



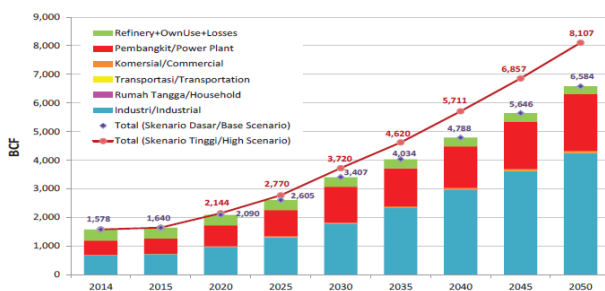
**Gambar II.3** Konsumsi Energi Per Sektor Tahun 2014



**Gambar II.4** Konsumsi Energi Per Jenis Tahun 2014

Berdasarkan Gambar II.4 hampir 50% dari total konsumsi energi final nasional yang setara dengan 395,36 juta setara barel minyak (SBM) digunakan oleh sektor industri. Dengan meningkatnya kebutuhan energi yang terus meningkat tiap tahunnya maka dapat diprediksi dalam kurun waktu 2014–2050 total pemanfaatan gas bumi diperkirakan akan tumbuh rata-rata sebesar 4,7% per tahun untuk skenario dasar dan sebesar 5,2%

per tahun untuk skenario tinggi. Penggunaan gas bumi meningkat dari 1.578 BCF pada tahun 2014 menjadi 2.605 BCF pada tahun 2025 dan menjadi 6.584 BCF pada tahun 2050 untuk skenario dasar. Pertumbuhan pemanfaatan gas bumi terbesar adalah di sektor komersial yang meningkat rata-rata sebesar 6,1% per tahun

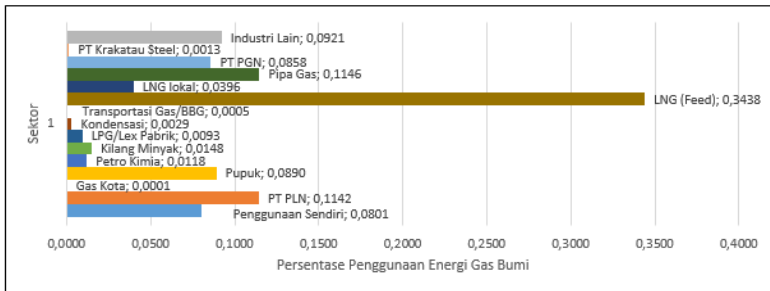


diikuti oleh sektor transportasi (5,9%), industri (5,2%), pembangkit listrik (3,9%), dan rumah tangga (0,9%) sedangkan *own-use* dan rugi-rugi di kilang diproyeksikan akan terus menurun.

### Gambar II.5 Proyeksi Pemanfaatan Gas Bumi

Dari Gambar II.5, konsumsi energi gas setiap sektor pada tahun 2015, dapat dilihat bahwa alokasi penggunaan gas bumi di Indonesia sebagian besar digunakan untuk keperluan feed LNG, Industri dan Keperluan lainnya seperti transportasi dan penggunaan sendiri. Berdasarkan statistik minyak dan gas bumi tahun 2015, penggunaan gas bumi untuk kepentingan industri adalah 20,35% dari total penggunaan gas bumi. Pada industry pupuk, gak bumi dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan

pupuk, sedangkan industri lainnya memanfaatkan gas bumi sebagai sumber bahan bakar.



**Gambar II.6** Presentase Penggunaan Energi Gas Bumi

Gas Metana yang akan diproduksi dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar industri. Dengan Teknik pemurnian dengan menggunakan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  dan nantinya akan menghasilak produk tambahan PCC, diharapkan pula produk metana memiliki kemurnian sekitar 90%. Metana yang akan diproduksi akan setara dengan *compressed methane gas*. Berikut spesifikasi kualitas *compressed methane gas*:

**Tabel II. 4** Spesifikasi Kualitas *Compressed Methane Gas*

Komponen utama gas	% Volume
$\text{CH}_4$	88,53
CO	0,07

CO <sub>2</sub>	0,03
H <sub>2</sub> O	0,01

(Sumber :*Engineering Data Book*, 2004)

### II.3.3 Prospek

Harga minyak dunia semakin lama semakin melambung, minyak bumi (*fossil fuel*) adalah bahan bakar yang tidak dapat diperbaharui, karena cepat atau lambat pasti akan habis, kedepannya jika negara-negara di dunia tidak segera mengantisipasi kelangkaan minyak bumi, maka harga minyak akan naik. Saat ini banyak bahan alternatif pengganti minyak bumi, salah satunya etanol. Permintaan akan bioetanol semakin hari juga semakin meningkat, mengingat perusahaan di Indonesia yang memproduksi bioetanol belum terlalu banyak.

Indonesia mempunyai kondisi dan kemampuan potensial untuk menghasilkan bahan bakar nabati di Indonesia dengan produksi Molasses 1,5 juta ton (3.1 juta SBM), Singkong 14 juta ton (14.8 juta SBM), Sorghum, Nipah, Aren, dan Sagu sebagai bahan baku bioetanol. Potensi ini akan meningkatkan produksi bioethanol serta limbah dari proses produksi tersebut. Limbah industri bioethanol ini berupa *stillage* yang masih memiliki kandungan organik atau COD yang besar. Melalui pengolahan dalam digester secara anaerobik, limbah ini dapat diproses untuk menghasilkan biogas. Biogas ini mengandung kandungan metana

dan karbondioksida yang tinggi. Kedua gas ini dapat dikonversi menjadi bentuk energi lain.

(Sumber: Kajian Substitusi Gas dengan Energi Lain pada Sektor Industri)

Dilain pihak, Kebutuhan PCC di pasaran dunia umumnya dan di Indonesia khususnya terus meningkat. Produsen PCC di Indonesia antara lain PT Omya Indonesia, PT Indo Bumi Agung, CV Sari Jaya & PT Selodwipo Nuswantoro, dan lain-lain. Data statistik impor PCC pada Bulan Januari-Desember Tahun 2016 diperlihatkan pada tabel berikut ini.

**Tabel II. 5** Data Impor PCC tahun 2016

<b>Bulan</b>	<b>Jumlah (kg)</b>
Januari	1.123.248
Februari	924.468
Maret	1.398.278
April	745.691
Mei	1.177.000
Juni	857.738

Juli	331.192
Agustus	979.001
September	1.167.321
Oktober	1.069.310
November	1.172.204
Desember	1.580.387
<b>Total</b>	<b>12.525.838</b>

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2017)

Sedangkan upaya pemenuhan kebutuhan PCC di pasar dunia ditunjukkan pada data statistik ekspor pada Tahun 2016 sebagai berikut.

**Tabel II.6** Data Ekspor PCC Tahun 2016

<b>Bulan</b>	<b>Jumlah (kg)</b>
Januari	1.044.888
Februari	266.270
Maret	419.000
April	44.000



Mei	44.000
Juni	-
Juli	-
Agustus	304.000
September	295.270
Oktober	285.300
November	344.325
Desember	225.000
<b>Total</b>	<b>3.272.053</b>

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2017)

### II.3.4 Kegunaan Produk

Tujuan utama pendirian pabrik ini adalah untuk memproses limbah bioetanol menjadi CH<sub>4</sub>. Manfaat dari CH<sub>4</sub> 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, *abrasive mild* pada pasta gigi

### **II.3.5 Konsumsi**

Kebutuhan gas alam di Indonesia semakin lama semakin meningkat. Dari data proyeksi penggunaan gas alam 2014-2050 pada gambar II.5 terlihat bahwa penggunaan dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. komponen terbesar dalam gas alam adalah metana (sekitar 80%). Hal ini mengindikasikan bahwa kebutuhan gas alam sekaligus metana meningkat.

Dari data pada Tabel II.5 menunjukkan jumlah impor PCC yang signifikan dibandingkan dengan data pada Tabel II.6 yang menunjukkan jumlah ekspor PCC. Hal ini menunjukkan bahwa produksi PCC perlu ditingkatkan untuk memenuhi kebutuhan di Indonesia.

# BAB III

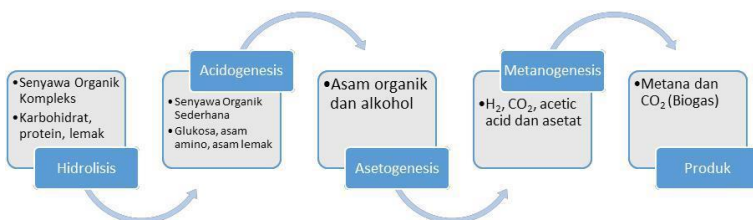
## SELEKSI DAN URAIAN PROSES

### III.1 Jenis Proses

#### III.1.1 Proses Pembentukan Biogas secara Umum

##### III.1.1.1 Anaerob Digestion

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

## 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.1**.

**Tabel III.1** 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* (Schnürer and Jarvis 2010). 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 and 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 hydrogen 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 and 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

(actogenesis) 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.

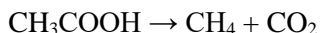
Dalam tahap acetogenesis, terdapat pembentukan gas hydrogen, acetate, carbon dioxide, dan energi (panas) (Muzenda, 2014). *Syntrophomonas*, *Syntrophus*, *Clostridium*, dan *Syntrobacter* adalah contoh dari mikroorganisme yang dapat melakukan berbagai oksidasi anaerob di *syntrophy* dengan organisme yang menggunakan gas hydrogen. Mikroorganisme ini disebut dengan *acetogens* (Schnürer and Jarvis, 2010).

#### 4. Metanogenesis

Pembentukan *methane* atau methanogenesis merupakan tahap terakhir dari proses anaerob. Selama tahap ini, methane dan karbon dioksida diproduksi dengan beberapa proses pembuatan methane oleh beberapa mikroorganisme tertentu

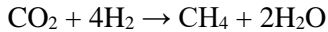


yang disebut dengan methanogen. Substrat untuk mikroorganisme ini adalah gas hydrogen, karbon dioksida dan asetat, yang diproduksi selama tahap acerogenesis. Selain itu substrat yang dapat digunakan untuk melakukan produksi methane adalah *methyl amines, some alcohols, and formates*. Pada tahap ini, berbagai macam tipe mikroorganisme secara aktif merubah substrat pada tahap sebelumnya (acitogenesis) menjadi biogas dan mikroorganisme yang mendominasi pada proses ini disebut *acetotrophic methanogens*, di mana mikroorganisme tersebut mengkonsumsi 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.

### **III.1.1.2 Faktor yang Mempengaruhi Produksi Biogas**

Kemampuan pabrik biogas sangat bergantung pada keefektifan dari operasi proses anaerob. Terdapat beberapa parameter yang sangat mempengaruhi untuk mencapai proses anaerob yang sesuai pada *digesters* dan untuk memaksimalkan produk dari pabrik. Parameter-parameter ini seharusnya

dikontrol pada batas-batas yang diinginkan untuk mengoperasikan pabrik secara efektif (Balat and Balat 2009; Muzenda 2014 and Thenabadu, et al. 2015).

### 1. pH

Batas pH yang dapat diterima pada substrat adalah dalam jangkauan 5.5 hingga 8.5. Di sisi lain, tahap *methanogenesis* terjadi secara efektif pada pH 6.7 hingga 7.4 (Balat and Balat 2009). Selama tahap *acidogenesis*, pH menjadi lebih rendah karena terjadi pembentukan beberapa jenis asam seperti asam lemak dan asam asetat. Penurunan pH ini agar terjadi proses yang lebih cepat pada digester. Namun diperlukan perhatian yang khusus untuk mengontrol pH dalam batas level yang diperlukan. Konsentrasi asam lemak dan asam asetat harus dijaga di bawah 2.000 mg/l.

### 2. Suhu

Mikroorganisme tersebut dapat aktif hanya pada batas level suhu yang sangat sempit (Balat and Balat, 2009). Pada proses biogas anaerob, sedikit energi dilepaskan dalam bentuk panas. Bagaimanapun juga kebanyakan energi yang dilepaskan oleh respirasi seluler terkait langsung pada produk akhir yaitu *methane*. Oleh karena itu, produk akhir ini memiliki energi yang banyak dan pada proses ini tidak harus dipanaskan terlebih dahulu. Di sisi lain, beberapa jenis

mikroorganisme tumbuh secara efektif pada suhu tinggi dan juga menghasilkan kandungan biogas yang tinggi. Pada kondisi ini, dibutuhkan pemanasan tambahan (Schnürer and Jarvis 2010).

Suhu optimum pada proses anaerob harus dijaga berdasarkan dari kategori mikroorganisme di mana saat mereka paling aktif pada proses penguraian yang berhubungan dengan suhu seperti *psychrophilic*, *mesophilic* dan *thermophilic*. Suhu optimum untuk *psychrophilic*, *mesophilic* and *thermophilic* adalah 10 °C, 20-45 °C dan lebih dari 50 °C (Muzenda 2014).

### 3. Rasio C/N

Secara umum, mikroorganisme dalam proses anaerob mengonsumsi karbon, 25-30 kali lebih cepat dari pada menggunakan nitrogen. Sehingga sangatlah penting untuk menjaga perbandingan ratio antara karbon dan nitrogen dalam substrat. Ratio C/N yang optimum ada substrat sekitar 20-30/1 (Muzenda, 2014). Jika perbandingan C/N lebih tinggi dari nilai optimum, selama tahap methogenesis microbial akan mengonsumsi nitrogen lebih banyak dan hasilnya adalah biogas yang terproduksi akan berkurang. Sebaliknya, jika perbandingan C/N lebih rendah akan mengakibatkan akumulasi dari produksi

ammonia dan dapat meningkatkan pH dalam digester (mencapai pH 8,5). Kondisi ini beracun dalam proses methanogen dan pembentukan methane akan meleleh (Schnürer and Jarvis 2010).

#### 4. Waktu Tinggal

Waktu tinggal tergantung pada komposisi dari substrat, konfigurasi sistem digestion, dan penjagaan temperatur di dalam digester. Substrat yang mengandung gula dan kanji secara cepat terproses karena tidak dibutuhkan dalam proses hidrolisis. Berdasarkan substrat tersebut, sebagai contoh limbah air industri yang mengandung komponen organik terlarut akan membutuhkan waktu tinggal yang singkat. Di sisi lain, substrat yang kaya akan serat dan selulosa membutuhkan proses hidrolisis dan akan membutuhkan waktu tinggal yang lama untuk proses dekomposisi. Sebagai contoh penguraian energi pada umumnya membutuhkan 50 hingga 100 hari untuk menyelesaikan proses anaerob (Muzenda 2014).

Waktu tinggal adalah waktu rata-rata yang dibutuhkan untuk komponen organik diurai secara sempurna, seperti *chemical* dan *biological oxygen demand* (COD dan BOD) pada produk. Mikroorganisme yang mengurai komponen organik mengontrol laju penguraian

dan oleh karena itu diperlukan data mengenai data seberapa lama substrat berada dalam *chamber*. Hingga akhirnya waktu tinggal dapat menentukan ukuran dan biaya digester (Schnürer and Jarvis 2010).

Secara umum waktu tinggal didefinisikan sebagai “*hydraulic retention*” dan biasanya berkisar 10-25 hari. Tapi dalam beberapa kasus, waktu tinggal merupakan waktu tinggal untuk komponen tertentu atau waktu tinggal padatan (SRT). Biasanya HRT dan SRT memiliki nilai yang sama dimana tanpa menghitung tangki penguraian., sehingga RST lebih lama daripada HRT. Fenomena ini dapat dilihat selama proses penguraian di Industri ketika pada feed mengandung lebih banyak air. Sirkulasi dari penguraian, ketebalan *sludge*, dengan biomassa, menyebabkan waktu tinggal yang lama untuk penguraian (Muzenda 2014).

Pada suhu rendah dan kondisi lingkungan, HRT dapat lebih lama daripada 100 hari dan dapat berkurang hingga 30-50 hari karena suhu naik sebagai efek dari panas reaksi. Bagaimanapun juga waktu tinggal meningkatkan resiko untuk jumlah bakteri semakin berkurang.

##### 5. *Loading Rate*

Laju pengisian tergantung pada komposisi dari padatan kering dan kandungan volatil pada substrat. Dalam

kondisi normal, laju pengisian dijaga serendah mungkin untuk member kesempatan pada mikroorganismenya untuk dekomposisi substrat dan meningkatkan produksi biogas. Jika laju pengisian tinggi, kemungkinan besar material seperti asam lemak tidak terdekomposisi dan menurunkan pH pada medium. Hal ini dapat menyebabkan kehilangan keseimbangan pada proses anaerob.

## 6. Proses Percampuran

Proses pencampuran melibatkan mikroorganismenya, substrat, dan nutrisi lain yang dikontakkan satu sama lain serta membantu distribusi temperatur pada substrat. Pencampuran yang sesuai dapat mengakibatkan terbentuknya agregat dan menghindari hilangnya metana dalam substrat dalam bentuk cairan. Selain itu, proses pencampuran dapat mengurangi sedimentasi dan menghindari terjadinya *foaming* (Muzenda 2014).

## 7. Ukuran Partikel

Ukuran partikel yang dapat diterima pada proses anaerob bervariasi, bergantung pada standar yang diikuti. Sebagai contoh, EU Regulation EC 208/2006, maksimum ukuran partikel untuk adequate digestion adalah 12 mm. Partikel kecil dapat diterima untuk meningkatkan efisiensi

dan efektivitas pada proses anaerob. Tapi partikel yang sangat kecil dapat menyumbat sistem digestion (Muzenda, 2014).

## 8. Nutrisi

Mikroorganisme dari proses anaerob sangat bergantung pada nutrisi yang ada pada substrat. Substrat sebaiknya mengandung karbon dan oksigen. Sedikit sulfur, nitrogen dan kalsium seharusnya terkandung di dalam substrat untuk perkembangan yang lebih baik pada mikroba karena proses pencernaan yang baik. Elemen besi, mangan, zinc, dan lainnya wajib ada untuk pertumbuhan mikroorganisme. Perlu dicatat bahwa elemen-elemen tersebut harus ada pada konsentrasi tertentu untuk perkembangan populasi mikroba yang lebih baik (Thenabadu, et al. 2015).

## 9. Faktor Penghambat

Adanya logam berat, antibiotic, deterjen pada substrat adalah alasan utama untuk stimulatory, inhibitory, bahkan racun pada proses anaerob. Beberapa faktor didefinisikan sebagai faktor inhibitor dan berefek pada faktor yang bervariasi serta dapat harus dimonitor selama proses anaerob berlangsung.



## **III.1.2 Tipe Proses Pembuatan Biogas**

### **III.1.2.1 Sistem Operasi**

#### 1. Proses *Batch*

Pada proses *batch*, 4 tahap dari proses pembuatan biogas terjadi di dalam 1 tangki. Secara umum 4 tahap tersebut merupakan sebuah urutan yaitu: memasukkan bahan baku (*load*), digestion, pengendapan (*settling*), dan pengeluaran bahan baku (*unload*). Sebuah reaktor berpengaduk di isi dengan substrat baru kemudian dibiarkan sampai terjadi degradasi anaerobik tanpa intervensi sampai siklus (*load, digestion, settling, unload*) berakhir. Proses ini dapat mengakibatkan variasi temporal mikroba dan produksi biogas. Oleh karena itu, proses *batch* membutuhkan peralatan pengukuran dan pengawasan yang lebih presisi agar dapat berfungsi lebih optimal. Biasanya jenis reaktor ini dibuat berpasangan, kadang–kadang bahkan disusun berderetan. Rangkaian seperti ini mampu mencapai kondisi *steady-state* pada penggunaan yang singkat. Selama siklus tersebut, tangki biasanya dikosongkan tadi tidak seluruh bagian tangki (tergantung pada volumenya), yang biasanya sampai 50% dari volume total reaktor. Hal ini membuat volum reaktor *batch* lebih besar dari reaktor kontinyu yang biasa. Akan tetapi, proses *batch* ini tidak

memakai tangki ekualisasi dan volum reaktor total biasanya lebih kecil dari proses kontinyu. Waktu siklus pada proses batch ini tipikalnya adalah 1 hari.

## 2. Proses Kontinyu

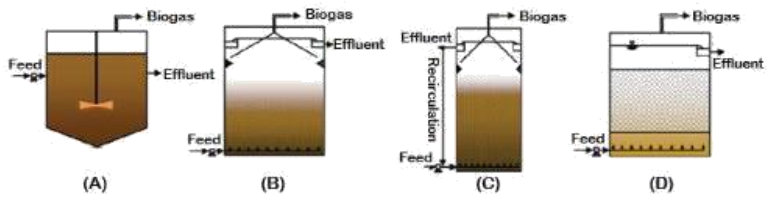
Sebagian besar pabrik biogas menggunakan proses *anaerobic digestion* secara kontinyu yang sederhana. Sederhana disini dimaksudkan bahwa sepenuhnya tercampur, semi – kontinyu atau pemasukan bahan baku secara kontinyu (*continuous load*) dan tangki pengeluaran bahan baku (*unload reactor*) pada temperatur *mesophilic* dengan *range* 35 – 40°C. Dalam sebagian besar kasus, substrat dimasukkan kedalam reaktor sekali untuk beberapa kali dalam sehari, sangat jarang dimasukkan secara kontinyu. Pemasukan bahan baku secara kontinyu dapat menyebabkan hubungan pendek atau korsleting, yang artinya bahan baku yang masih fresh dapat langsung mengalir keluar dari reaktor jika pengadukan terlalu dilakukan terus – menerus atau input dan output pipa letaknya tidak tepat. Tipe digester yang digunakan biasanya adalah *single – stage*, meskipun dibangun berpasangan, digester ini tidak berfungsi sebagai tahap proses yang terpisah. Biasanya digester ini dilengkapi dengan tangki persiapan, dimana bermacam – macam substrat tercampur

dan akan masuk ke digester. Dalam beberapa proses, ditambahkan juga tangki post-treatment dimana substrat yang telah diolah sudah stabil dan siap menuju proses selanjutnya.

Ukuran dari tangki persiapan dan tangki *post – treatment* ditentukan berdasarkan kebutuhan kapasitas untuk proses kontinyu. Ukuran digester ditentukan dari *Hydraulic Retention Time (HRT)* dan *Organic Loading Rate (OLR)*. HRT dapat diartikan sebagai volume digester dibagi dengan flowrate substrat dan merupakan satuan waktu yang dimana unit volum dari substrat yang melewati reaktor. Untuk mesophilic digester biasanya mempunyai nilai HRT sebesar 10 – 15 hari. OLR didefinisikan sebagai masa material organik yang masuk ke dalam digester per unit volume per hari. Nilai OLR untuk digester mesophilic biasanya adalah  $2.0 - 3.0 \text{ kgm}^{-3}\text{d}^{-1}$ .

### **III.1.2.2 Jenis Reaktor**

Terdapat berbagai macam konfigurasi reaktor yang digunakan pada proses anerobik. Diantaranya:



**Gambar III.2** *Completely mixed aerobic digester, (B) UASB Reactor, (C) AFB Reactor, (D) Upflow AF reactor*

### 1. *Completely Stirred Anaerobic Digester (CSTR)*

Reaktor CSTR (*Completely stirred anaerobic digester*) adalah sistem pengolahan anaerobik dengan *hydraulic retention time* (HRT) dan *solids retention time* (SRT) yang berada pada *range* 15 – 40 hari. Reaktor CSTR tanpa *recycle* cocok digunakan untuk *feed* dengan konsentrasi solid yang tinggi (Tchobanoglous et al., 2003). Kekurangan dari sistem ini adalah *volumetric rate* yang tinggi yang diakibatkan oleh *feed* yang pekat dengan kadar COD berkisar antara 8000 – 50000 mg/L. Namun dalam prakteknya biasanya *feed* dilarutkan terlebih dahulu (Rittmann and McCarty, 2001). Dengan demikian, COD *loading* per satuan volume akan menjadi sangat rendah. Secara tipikal OLR untuk reaktor jenis CSTR adalah berkisar antara 1 – 5 kg COD/m<sup>3</sup>-d (Tchnobanoglous et al., 2003).

## 2. *Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (UASB)*

Salah satu teknologi yang sedang dikembangkan dalam teknologi pengolahan anaerobik adalah *upflow anaerobic sludge blanket (UASB)* reaktor yang ditemukan oleh Lettinga (Lettinga et al., 1980). Aliran masuk didistribusikan dari bawah reaktor UASB mengalir menuju atas melewati sebuah *sludge blanket* dan keluar melalui tepian corong yang menghasilkan area yang lebih luas untuk aliran *effluent* sehingga terjadi pengurangan kecepatan aliran di bagian atas, peningkatan *solid retention time* pada reaktor dan efisiensi dari pemisahan solid dari aliran keluar. Granula padat yang secara alami terbentuk setelah beberapa minggu di dalam reaktor mengandung bermacam populasi bakteri yang bertugas untuk menghasilkan metana dari proses fermentasi substrat (Rittmann and McCarty, 2001). Kemampuan pengendapan yang baik, *retention time* yang rendah, tidak memerlukan *packing*, konsentrasi biomassa yang tinggi (30.000 – 80.000 mg/L), pemisahan solid/liquid yang sempurna dan pengoperasian pada *loading rate* yang sangat tinggi dapat dilakukan oleh sistem UASB (Speece, 1956). Satu – satunya pembatas dari proses ini *feed* yang mengandung solid yang tinggi yang dapat menghambat pertumbuhan granular padat/bakteri (Tchobonaglou et al.,

2003). UASB di desain untuk OLR secara tipikal pada range 4 – 15 kg COD/m<sup>3</sup>-d (Rittmann and McCarty, 2001).

### 3. *Fluidized and Expanded Bed Reactors (AFB)*

*Anaerobic fluidized bed (AFB)* reaktor terdiri dari media yang kecil, seperti pasir atau granular karbon aktif sebagai tempat bakteri melekat. Transfer massa yang bagus menghasilkan *flow rate* yang tinggi di sekitar partikel, sedikit penyumbatan yang disebabkan oleh ruang pori yang besar yang terbentuk melalui ekspansi bed dan luas permukaan spesifik yang tinggi dari zat pembawa yang disebabkan oleh ukuran yang kecil mengakibatkan *fluidized bed* reaktor lebih efisien. Walaupun demikian, kesulitan pada pengembangan berada pada pembuatan biofilm yang mengandung campuran metanogen (bakteri) yang tepat, resiko pelepasan mikroorganisme dari biofilm, efek negatif dari pelarutan di dekat saluran masuk menghasilkan laju *recycle* yang tinggi dan biaya energi yang tinggi yang diakibatkan oleh tingginya *recycle rate* adalah kelemahan utama dalam sistem ini. Reaktor *expanded granular sludge bed (EGSB)* adalah modifikasi dari AFB reaktor dengan perbedaan pada kecepatan aliran ke atas. Kecepatan aliran ke atas tidak setinggi aliran pada *fluidized bed* sehingga menyebabkan hanya terfluidisasi sebagian (Rittmann and MCCarty, 2001).

OLR range 10 – 50 kg COD/m<sup>3</sup>-d dapat diaplikasikan di AFB reaktor (Ozturk, 2007; Ersahin et al., 2011).

#### 4. *Anaerobic filters*

*Anaerobic filter* (AF) telah banyak digunakan pada industri minuman, pengolahan makanan, obat – obatan dan industri kimia dikarenakan kemampuan yang tinggi pada *bio-solid retention*. Namun pada kenyataannya penyumbatan oleh bio-solid, aliran masuk berupa *suspended solid*, dan mineral yang sudah mengendap adalah masalah utama dalam sistem ini. Aplikasi dari aliran atas dan aliran bawah dari sebuah *packed bed* dapat di pelajari lebih lanjut. Pencegahan metanogen yang berada di bagian bawah reaktor dari racun berupa hidrogen sulfida dengan *men-stripping* sulfida pada bagian atas kolom dan penghilangan solid dari atas dengan *men-sirkulasi* gas dapat dengan mudah dilakukan pada sistem aliran ke bawah dibandingkan dengan sistem aliran keatas. Desain ORL yang sering digunakan berada pada *range* 8 – 16 kg COD/m<sup>3</sup>-d yang mana 10 kali lipat lebih tinggi dibandingkan *loading rate* yang di desain untuk proses aerobik (Rittmann and McCarty, 2001).

### III.1.2.3 Jenis Substrat

Pada dasarnya penggunaan biogas memiliki keuntungan ganda yaitu gas metan yang dihasilkan bisa berfungsi sebagai bahan bakar, sedangkan limbah cair dan limbah padat dapat digunakan sebagai pupuk organik. Potensi produksi gas pada **Tabel III.2** berikut :

**Tabel III. 2** Potensi Produksi Gas dari Berbagai Tipe Kotoran Ternak

<b>Tipe Kotoran Ternak</b>	<b>Produksi gas per kg kotoran (m<sup>3</sup>)</b>
Sapi	0,023-0,040
Babi	0,040-0,059
Ayam	0,065-0,116

Rasio C/N adalah besaran yang menyatakan perbandingan jumlah atom karbon dibagi dengan atom nitrogen. Di dalam reaktor terdapat populasi mikroba yang memerlukan karbon dan nitrogen. Apabila nitrogen tidak tersedia dengan cukup maka mikroba tidak dapat memproduksi enzim yang berguna untuk mencerna karbon. Apabila nitrogen terlalu banyak maka pertumbuhan mikroba akan terganggu, hal ini khususnya terjadi apabila kandungan ammonia dalam substrat terlalu tinggi. Kebutuhan atom-atom karbon selama respirasi



pembentukan untuk setiap 1 atom nitrogen adalah sebanyak 30 atom karbon. Oleh karena itu nilai C/N yang baik adalah sekitar 30.

**Tabel III.3** Rasio C/N Beberapa Bahan Organik sebagai Substrat

<b>Bahan Organik</b>	<b>Rasio C/N</b>
Kotoran Ayam	10
Kotoran Kambing	12
Kotoran Babi	2
Kotoran Sapi	24
Kotoran Manusia	6-10
Kotoran Kerbau	18
Kotoran Kuda	25

Substrat yang digunakan yaitu kotoran sapi, komposisi mikroba pada kotoran sapi mencakup sekitar 60 spesies bakteri (*Bacillus sp.*, *Corynebacterium sp.*, dan *Lactobacillus sp.*), jamur (*Aspergillus* dan *Trichoderma*), 100 spesies protozoa dan ragi (*Saccharomyces* dan *Candida*). (Bai dkk, 2012)

#### **III.1.2.4 Jenis Pre-Treatment**

Umumnya substrat *biogas plant's* mengandung *moisture* yang tinggi dan oleh karena itu sulit untuk disimpan karena pertumbuhan bakteri dan jamur yang cepat

pada substrat. Untuk meminimalkan efek ini pada substrat, *ensiling*, metode penyimpanan digunakan. Pada kasus ini bakteri asam laktat memproduksi asam dan yang melestarikan substrat dengan harga murah. Selain itu, sebagian besar substrat terdiri dari serat. Kemudian terjadi kesulitan saat melakukan pencampuran substrat. Metode *pre-treatment* didasarkan pada tiga prinsip (Bochmann dan Lucy 2013);

1. *Physical methods* (contohnya *mechanical shear, heat, pressure*, dan *electric fields*)
2. *Chemical methods* (contohnya menggunakan asam, basa, dan pelarut)
3. *Biological methods* (contohnya *microbial* dan *enzymatic*)

Dalam *biogas plants* sesungguhnya, kombinasi dari metode digunakan dalam proses *pre-treatment*, yang terdiri dari *steam explosion, extrusion, thermo-chemical processes* (Bochmann dan Lucy 2013). Beberapa metode *pre-treatment* memiliki banyak kerugian seperti biaya energi tinggi, biaya peralatan tinggi, dan penggunaan bahan kimia yang berlebihan.

Setelah proses *anaerob digestion, digestate* tetap di *digester*. *Digestate* ini harus dilepaskan ke lingkungan

dengan memastikan kondisi minimum bahaya mereka. Biasanya yang tersisa *digestate* ini adalah bio-fertilizier yang kaya dengan berbagai jenis nutrisi yang pada dieperluan dalam pengembangan perkebunan. Makanya sisa produk ini harus dilepas dengan tetap menjaga kualitas tinggi. Untuk tujuan itu, umumnya digunakan pemisahan padat-cair, menggunakan *screw press separators* dan *decanter centrifuges*. Treatment teknologi tambahan harus diterapkan untuk stabilisasi fraksi padat atau penyempurnaan cairan lebih lanjut (Seadi, Drosig dan Fuchs 2013).

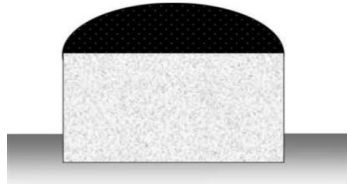
### **III.1.2.5 Biogas Storage**

Pembentukan biogas pada *digester* terjadi secara tidak merata. Oleh karena itu, diperlukan pengaturan agar meredam efeknya saat pasokan ini masuk ke proses pemurnian lebih lanjut (ke unit transformasi). Pada kasus ini, penyimpanan gas digunakan untuk mengumpulkan biogas dari unit *digester* untuk disimpan sementara. Mekanisme penyimpanan harus memiliki kondisi berikut (Bochmann 2013).

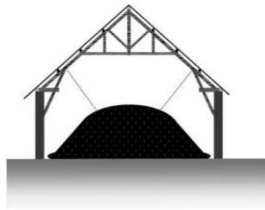
1. Struktur yang kencang
2. Bersikap tahan terhadap tekanan dan iradiasi UV

3. Bersikap tahan terhadap variasi suhu dan kondisi cuaca yang ekstrim (misalnya badai)

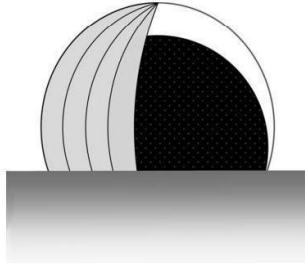
Umumnya mekanisme penyimpanan terdiri dari sensor untuk mendeteksi tekanan apakah *over-rating* atau *under-rating*. Ada berbagai konfigurasi untuk mekanisme penyimpanan gas ada seperti penyimpanan gas internal (penyimpanan biogas yang diproduksi di dalam digester), penyimpanan gas eksternal (*floating roof gas holders, gas vessels filled with water, dan flexible structures*).



**Gambar III.3.** *Internal Gas Storage* (Bochmann 2013)



**Gambar III.4.** *Storage: Membrane Cushion with Shelter*  
(Bochmann 2013)

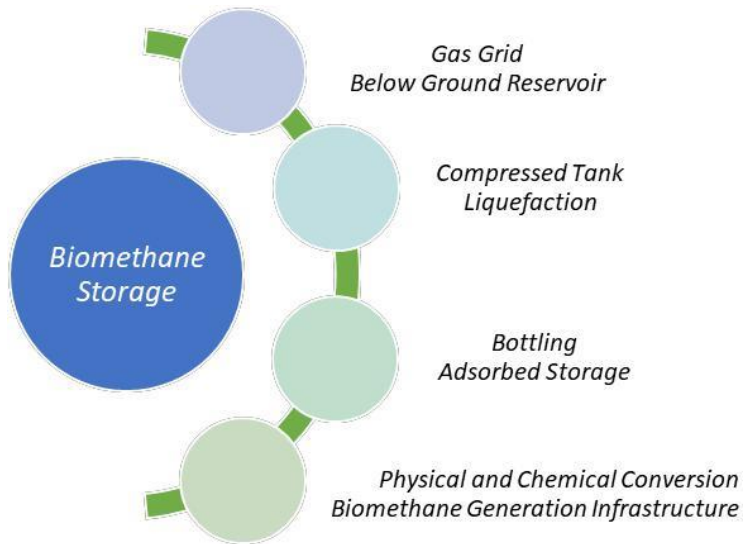


**Gambar III. 5** *Gas Storage: Membrane Cushion with Double Membrane* (Bochmann 2013)

### **III.1.3 Storing of Biomethane**

Menurut Budzianowski dan Brodacka 2016, ada delapan metode yang tersedia untuk menyimpan biometana setelah *upgrading process* seperti pada **Gambar II.6** Pemilihan metode penyimpanan bergantung pada beberapa faktor seperti:

1. Pertimbangkan keseluruhan rantai nilai dari produksi biometana dari *raw material* hingga penggunaan akhir.
2. Kelayakan biaya dan teknis metode penyimpanan.
3. Skala pabrik produksi biogas (kapasitas biogas).
4. Kebutuhan kontinuitas pasokan.
5. Masalah keamanan metode penyimpanan yang berkaitan dengan lokasi.
6. Ketersediaan infrastruktur transmisi gas.



**Gambar III.6** Berbagai Macam Metode *Storing of Biomethane*

### III.1.3.1 Gas Grid Storage

Metode penyimpanan biometana ini paling sesuai untuk negara yang memiliki jangkauan yang lebih baik dari jaringan gas alam yang ada di seluruh negeri. Metode ini memiliki biaya investasi yang rendah, efisiensi energi yang tinggi, dan beberapa manfaat lingkungan (seperti mendorong penggunaan kendaraan bertenaga biometana) dibandingkan dengan metode lainnya. Namun metode ini memiliki beberapa keterbatasan seperti produsen biometana

harus menggunakan fasilitas grid gas alam yang dikelola oleh pemerintah atau perusahaan swasta untuk menyuntikkan biometana yang dihasilkan. Olehkarena itu, para investor jenis utilitas ini harus sepakat dengan perusahaan semacam itu. Juga produsen biometana harus mengambil tindakan untuk mempertahankan kualitas biometana yang dihasilkan seperti yang ditentukan oleh operator grid gas (Budzianowski dan Brodacka 2016).

### **III.1.3.2 Below Ground Reservoir**

Biometana dapat disimpan di bawah tanah seperti reservoir minyak dan gas, serta akuifer. Metode penyimpanan ini memiliki potensi kapasitas penyimpanan terbesar (> 300 miliar meter kubik di seluruh dunia) daripada metode penyimpanan energi lainnya seperti penyimpanan air, listrik atau penyimpanan udara terkompresi. Dalam metode ini, *salt cavern* memiliki rasio injeksi tinggi dan rasio omset tinggi dibandingkan dengan lainnya. Waduk gas dan minyak baik untuk menyimpan biometana karena tingginya struktur geologi, adanya infrastruktur untuk menyuntikkan/ menarik gas dan memerlukan biaya investasi yang rendah. Tapi metode ini memiliki tingkat *turnover* yang rendah untuk penarikan gas. *Aquifer* adalah pilihan yang paling jarang digunakan untuk

metode ini karena ketatnya struktur geologi dan tingkat *turnover* rendah. Umumnya jenis penyimpanan ini dipilih ke lokasi konsumen biometana terdekat (Budzianowski dan Brodacka 2016).

### **III.1.3.3 Compressed Tank**

Pada metode ini, produsen biometana dimasukkan ke dalam wadah gas bertekanan tinggi dan kemudian didistribusikan ke pompa pengisian gas terpusat atau konsumen industri dengan media transportasi. Tanki *compressed biomethane* (CBM) mungkin berbentuk tabung silinder, bola atau pipa. Keuntungan dari metode ini adalah menghemat banyak ruang. Metode ini memerlukan tindakan pengamanan yang cukup besar harus diterapkan ke dalam tangki seperti katup pelepas tekanan dan *rupture disk* (Budzianowski dan Brodacka 2016).

### **III.1.3.4 Liquefaction**

*Liquefied biomethane* (LBM) diproduksi dengan mendinginkan biometana kira-kira sampai 111 K dengan mempertahankan tekanannya pada tekanan atmosfer. LBM memiliki sekitar 1/600 volume biometana pada kondisi atmosferik nominal dan karenanya konsentrasi energi LBM lebih tinggi daripada biometana dalam keadaan gas. LBM



bersifat non-eksplosif dan tidak beracun, oleh karena itu metode ini lebih aman pada penggunaan akhir. Selain itu LBM memiliki tingkat emisi yang rendah karena kebocoran yang rendah. Tapi metode penyimpanan BM ini membutuhkan biaya investasi yang tinggi karena konstruksi struktur berat untuk mencegah perpindahan panas ke dalam tangki LBM. Pemantauan dan pemeliharaan penyimpanan ini memerlukan perhatian yang tinggi dengan biaya yang lebih tinggi daripada metode lainnya. LBM digunakan untuk bahan bakar kendaraan atau bahan bakar kapal. Juga LBM dapat digunakan bersama dengan kendaraan bertenaga LNG atau CNG. LBM didistribusikan dengan menggunakan truk tanker terisolasi yang memenuhi persyaratan untuk mengangkut cairan kriogenik (Budzianowski dan Brodacka 2016).

#### **III.1.3.5 *Bottling***

Pembotolan adalah bentuk penyimpanan tangki terkompresi, namun karena volume botol yang kecil, karakteristik penyimpanan berbeda dari pada metode penyimpanan tangki terkompresi. Jenis penyimpanan ini cocok untuk pengguna rumahan di wilayah tertentu di dunia dan pengguna komersial skala kecil. BM dalam botol dapat digunakan di kendaraan (kendaraan yang disesuaikan)

dengan menggunakan mekanisme pengisian bahan bakar sederhana di stasiun pengisian bahan bakar. Metode ini ekonomis dan mudah diaplikasikan. Pada intinya, pembotolan paling layak digunakan sebagai bahan bakar kendaraan dan bahan bakar masakan rumah tangga dimana infrastruktur untuk penyimpanan dan pendistribusian gas tidak berkembang dengan baik (Budzianowski dan Brodacka 2016). Banyak proyek penelitian yang dilakukan pada teknologi ini dan beberapa sedang berlangsung terutama di wilayah Asia selatan (Vijay 2007) dan (Nallamothu, Teferra dan Rao 2013).

#### **III.1.3.6 Adsorbed Storage**

Teknologi *adsorbed biomethane* (ABM) adalah teknologi yang saat ini berkembang. Dengan teknologi ini, biometana diadsorpsi oleh bahan adsorben berpori pada tekanan yang relatif rendah hingga 45 bar. Dibandingkan dengan CBM, BM dapat menyimpan berkali-kali dengan teknologi ABM daripada CBM. Bahan adsorben yang tersedia saat ini adalah MOF-74 (MOF- *metal-organic framework*), UTSA-80a, dan karbon aktif. Selain keunggulan ABM di atas, kelebihanannya dapat beroperasi pada tingkat tekanan yang rendah, meningkatkan keselamatan, kapasitas penyimpanan yang lebih tinggi

untuk volume yang sama, dapat disimpan dalam penyimpanan fleksibel, berat penyimpanan yang berkurang, dan dapat disimpan dalam tangki berbentuk datar yang dioptimalkan. Namun ada sejumlah kerugian yang ada dengan teknologi ini dan mereka perlu menemukan solusi yang mungkin di masa depan (Budzianowski dan Brodacka 2016).

### **III.1.3.8 Biomethane Generation Infrastructure**

Pada metode ini, biometana dapat disimpan dalam infrastruktur pembangkitan biometana. Infrastruktur tersebut meliputi jaringan gas internal pabrik, unit pusat yang lebih besar untuk menghasilkan biometana, dan sebagainya. Namun, metode ini sesuai untuk utilitas pembangkit listrik dengan menggunakan biometana sebagai bahan bakarnya (Budzianowski dan Brodacka 2016).

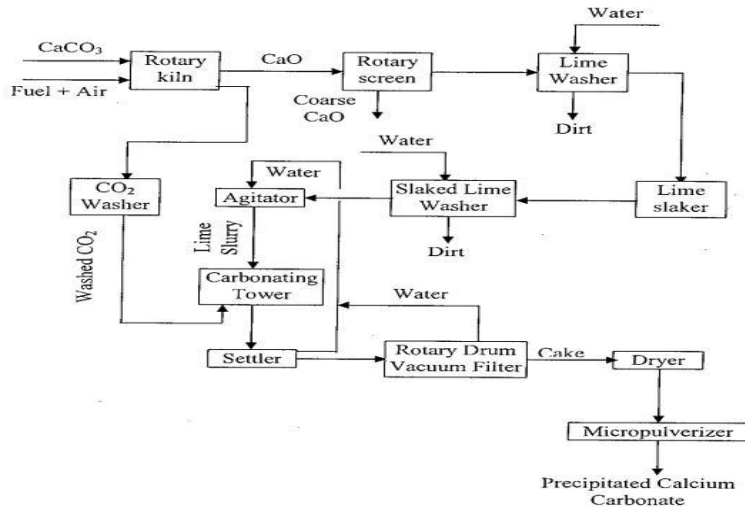
### **III.1.4 Proses Pabrik PCC**

*Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) adalah senyawa kimia yang memiliki rumus kimia  $\text{CaCO}_3$ . Akan tetapi PCC memiliki struktur kristal yang berbeda dengan kalsium karbonat lain. PCC memiliki struktur kristal yang biasa disebut sebagai kalsit. Bentuk lain adalah struktur yang biasa disebut sebagai aragonit, 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.1.4.1 Jenis-Jenis Proses Pembuatan PCC

#### III.1.4.1.1 Carbonation Method

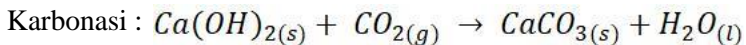
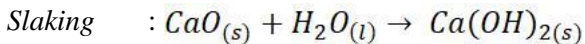
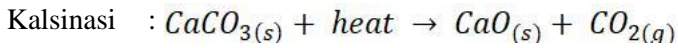


**Gambar III.7** Proses Pembuatan PCC dengan Metode Karbonasi

*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.7 menunjukkan proses produksi PCC dengan metode karbonasi.

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 pengukur pH. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

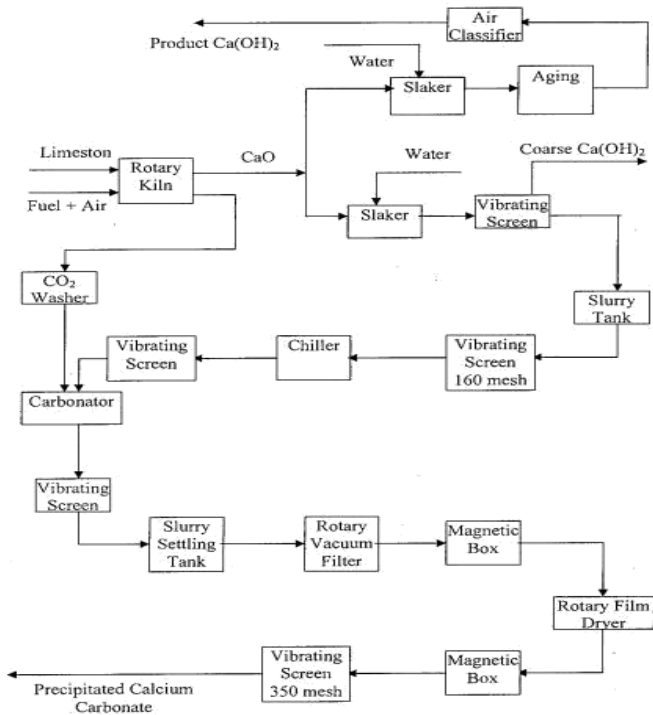


Produk karbonasi selanjutnya dapat lebih jauh dipurifikasi dengan menghilangkan zat pengotor yang tersisa pada *milk of lime* sebagai partikel kasar sebagai perbandingan untuk ukuran mikrometer. Penyaringan ini juga digunakan untuk mengontrol ukuran maksimum dari produk. Pencucian *filter cake* tidak diperlukan dikarenakan air adalah satu-satunya produk samping dari karbonasi. Padatan *filter cake* secara umum mengandung CaCO<sub>3</sub> 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 bins yang besar untuk bulk loading atau packing dalam karung.

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

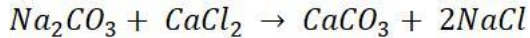
*Crescent chemicals* melakukan *set up* pada plant untuk produksi PCC di dekat Dhaka. Block diagram pada plant tersebut dapat dilihat pada Gambar III.8.



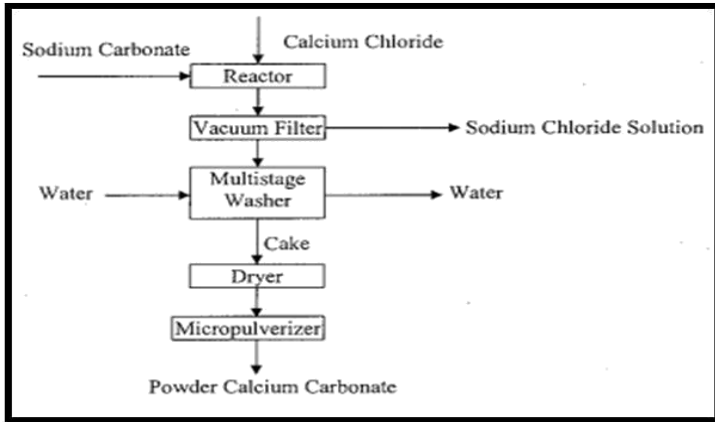
**Gambar III. 8** Pembuatan PCC pada Plant Dhaka

### II.1.4.1.2 Calcium Chloride-Sodium Carbonate Double Decomposition Method

Pada tahun 1977, produksi PCC secara signifikan meningkat dengan manufaktur *synthetic soda ash*. Laurant 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 pada Gambar III.9.



**Gambar III.9** Proses Pembuatan PCC dengan Metode *Double Decomposition*

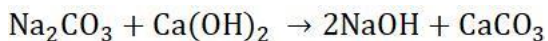
Proses ini adalah yang paling sederhana dibanding tiga proses lainnya. Namun membutuhkan kalsium klorida dengan biaya rendah agar menarik secara ekonomi. Plant komersil berada di Solvay dengan fasilitas proses *synthetic ash*. Sodium chloride sulit untuk dicuci dari filter cake karbonat dan dihilangkan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



### III.1.4.1.3 Lime-Soda

Proses Lime-Soda, disebut juga kaustisasi, merupakan metode klasik untuk menghasilkan soda kaustik (sodium hidroksida). Proses ini biasanya digunakan oleh pabrik alkali, dimana tujuan utamanya adalah *recovery* sodium hidroksida sedangkan *precipitated calcium carbonate* mentah hanya sebagai *byproduct*. Pada proses ini, larutan sodium karbonat direaksikan dengan kalsium hidroksida berlebih untuk menghasilkan sodium hidroksida 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.

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.



## III.2 Seleksi Proses

### III.2.1 Pabrik Biogas

#### III.2.1.1 Pemilihan Sistem Operasi

Berikut ini merupakan perbandingan pemilihan *anaerobic digestion* berdasarkan sistem operasi:

**Tabel III.4** Perbandingan Sistem Operasi *Batch* dan *Continue*

Parameter	Sistem Batch	Sistem Kontinyu
Teknis	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Proses pembentukan biogas yang lebih teratur (loading, digesting, settling, dan unloading).</li><li>2. Tidak membutuhkan teknologi tinggi</li></ol>	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Proses pembentuka biogas yang tidak teratur karena memerlukan tangka buffer dan post-treatment.</li><li>2. Membutuhkan teknologi yang tinggi.</li></ol>
Biologis	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Organic loading rate tinggi.</li><li>2. Yield biogas tinggi.</li></ol>	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Organic loading rate rendah.</li><li>2. Yield biogas rendah</li></ol>

	3. Waktu fermentasi cepat.	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 dipilihlah *batch digester* ini.

### III.2.1.2 Pemilihan Digester

Perbandingan reaktor yang digunakan dapat dilihat dari kandungan COD yang terkandung pada bahan organik yang akan difermentasi. Perbandingannya dapat dilihat pada Tabel III.5. berikut :

**Tabel III.5** Perbandingan Janis Digester Biogas

Jenis Reaktor	CSTR	UASB	AFB	AF
Kandungan COD (kg/m <sup>3</sup> -d)	1-5	4-15	10-50	8-16

Dari berbagai tipe digester yang ada, dipilih digester dengan tipe *completely stirred anaerobic digester* dikarenakan *Hydraulic Retention Time* yang dimiliki oleh digester tipe ini memenuhi untuk proses digester dengan tipe suhu *mesophilic* karena pada tipe suhu digester tersebut mempunyai HRT selama 18 hari yang sesuai dengan proses yang digunakan dan COD yang rendah sesuai dengan yang terkandung pada vinnasse.

### III.2.1.3 Pemilihan Jenis Pengaduk

Dalam penggunaan CSTR, maka diperlukan pengadukan jenis pengadukan yang tepat. Perbandingan jenis pengaduk dapat dilihat pada Tabel III.6.

**Tabel III.6** Perbandingan Jenis Pengaduk

<i>Side Entering Mixer</i>	<i>Top Entering Mixer</i>
Memberikan sirkulasi sehingga terhindar dari pengendapan	Diperlukan pemasangan shaft yang rumit
Level liquid tidak lebih besar dari diameter tangka	Rasio level liquid dan diameter tangki >1

Berdasarkan Tabel III.6, maka dipilih Jenis Pengaduk yaitu Side Entering Mixer karenakan lebih sederhana, ekonomis dan tidak membutuhkan tangki yang tinggi.

### III.2.1.4 Pemilihan Jenis Substrat

Perbandingan dari berbagai jenis substrat dapat dilihat pada Tabel III.7 berikut ini :

**Tabel III. 7** Perbandingan Jenis Substrat

<b>Jenis substrat</b>	<b>Gas yang dihasilkan (m<sup>3</sup>/kg)</b>	<b>C/N</b>	<b>Populasi ternak di Mojokerto</b>
Kotoran Ayam	0,065-0,116	10	Tidak ada data
Kotoran Kambing	Tidak ada data	12	1.326.103
Kotoran Babi	0,040-0,059	2	35.145
Kotoran Sapi	0,023-0,040	24	665.244
Kotoran Manusia	Tidak ada data	6-10	Tidak ada data

Kotoran Kerbau	Tidak ada data	18	25.144
Kotoran Kuda	Tidak ada data	25	Tidak ada data

Berdasarkan Tabel III.7, maka dipilih kotoran sapi sebagai substrat media pertumbuhan bakteri sebelum dicampurkan dengan vinnasse. Hal ini dikarenakan kotoran sapi memiliki keunggulan yaitu :

1. Memiliki rasio C/N yang tinggi sehingga meskipun gas yang dihasilkan tidak terlalu banyak tetapi mengandung pengotor (Nitrogen) yang sedikit. Sehingga mengurangi beban pada tahap *cleaning* dan *upgrading*.
2. Sapi merupakan hewan ternak yang banyak populasinya di Indonesia. Sehingga kotoran sapi yang dihasilkan sangat banyak.

### **III.2.1.5 Pemilihan Storing of Biomethane**

Terdapat beberapa teknologi yang dapat digunakan dalam storing of biomethane yang disesuaikan dengan end use nya masing-masing. Pertimbangan secara teknis, ekonomi, dan dampaknya pada lingkungan dapat dilihat pada Tabel III.8.

<i>Storage technology evaluation criterion</i>	<i>Gas grid storage</i>	<i>Below-ground reservoir storage criterion</i>		<i>Compressed tank storage</i>	<i>Liquefied storage</i>	<i>Bottling</i>	<i>Adsorbed biomethane storage</i>	<i>Storage by physical or chemical conversion</i>	<i>Storage in biomethane generation infrastructures</i>
<i>Type of facility</i>	<i>Pipeline network</i>	<i>Depleted natural gas reservoir</i>	<i>Salt cavern</i>	<i>From small HP cylinder or pipe to large, LP Sph tank</i>	<i>Cryogenic tank (SCT, DCT, FCT)</i>	<i>Bottle, portable small tank</i>	<i>Container with various shapes comprising adsorbent</i>	<i>Clathrate hydrate, chemical e.g. methanol-GTL</i>	<i>Biomethane generation infrastructure including a transmission pipeline</i>
<i>State</i>	<i>Pressurised gas</i>	<i>Pressurised gas</i>	<i>Pressurised gas</i>	<i>Pressurised gas</i>	<i>LBM</i>	<i>CBM, LBM</i>	<i>Adsorbed biomethane</i>	<i>Hydrates, compounds</i>	<i>Low pressure gas</i>
<i>Pressure</i>	<i>Depending on gas grid type, usually max. 8 MPa</i>	<i>Max. 4 MPa</i>	<i>Max. 30 MPa over P</i>	<i>Sph 1.2–1.6 MPa PPt 10 MPa max. 300 bar</i>	<i>about 0.1 MPa</i>	<i>15–25 MPa</i>	<i>up to 5 MPa, 3.5–4 MPa</i>	<i>Atmospheric or LP</i>	<i>Low pressure</i>
<i>Temperature</i>	<i>25 °C</i>	<i>NC</i>	<i>NC</i>	<i>Ambient</i>	<i>-162 °C</i>	<i>Ambient</i>	<i>Ambient</i>	<i>-32 to -15 °C, ambient for most chemicals</i>	<i>Ambient</i>
<i>Energy</i>	<i>Pressure</i>	<i>Pressure</i>	<i>Pressure</i>	<i>Pressure</i>	<i>31.7 MJ/kg</i>	<i>0.6 MJ/L</i>	<i>14.7–17.6</i>	<i>2227–7955</i>	<i>Inherently low</i>



<i>density</i>	<i>depende nt</i>	<i>depende nt</i>	<i>depende nt</i>	<i>depende nt</i>			<i>MJ/kg</i>	<i>thou. MJ/m3</i>	
<b>Nominal capacity</b>	<i>Depends on volume of GG- length, diameter</i>	<i>Site depende nt, over 1000 mln m3</i>	<i>site depende nt, 300-600 thou. m3</i>	<i>Sph tanks: 13 thou. m3</i>	<i>160–200 - 103 m3</i>	<i>75% or less of all tank volume in a hot day</i>	<i>Smaller space of reservoir space due to adsorbent presence</i>	<i>Very high volumetric capacity</i>	<i>Depends on length and diameter of piping</i>
<b>Availability</b>	<i>Depends on GG density, natural solution by manipulation of pressure</i>	<i>Established, standardised</i>	<i>Availability, possibility of PP connect. to shared import and export devices</i>	<i>Available in various sizes and shapes, many produce rs, the simplest storage solution</i>	<i>Available, but limited by strict law standards</i>	<i>Very popular To buy and use</i>	<i>Attract attention in recent years</i>	<i>New technique for commercial large storage</i>	<i>New idea relying on biogas plant infrastructure</i>
<b>CAPEX</b>	<i>No add. cost for existing PP, new: \$1000/m m of D/km</i>	<i>0.4–0.7 €/m3 of working capacity</i>	<i>0.8–1.2 €/m3 of working capacity</i>	<i>Pressure vessel 22–214 \$/m3, expensive multistage compressor:</i>	<i>Total: 130–145 0 mln \$</i>	<i>1495 \$/200 L - 6890 \$/600</i>	<i>Expensive tank, low cost of compression and refuelling equipment 49–</i>	<i>24% lower than LNG</i>	<i>Different cost for laying pipelines 100– 200 thou. \$/km</i>

				650–660 0 \$/kW			55 \$/m3		
<b>OPEX</b>	2554 \$/km	0.01–0.0 25 €/m3 of working capacity	0.01–0.0 8 €/m3 of working capacity	CBM: 217 mln \$	High cost - 76 mln\$	Low	Low	Low cost	infrastr ucture sharing reduces costs
<b>Risk of leakage or release into atmosph ere</b>	Large- sudden failure, due to PP rupture and rapid leak [84], inherent risk mainly from valves, 1 incident / year/47 62 km	Invulner able to external fire attack	Possible large release due to pipe D increasi ng, serious failure at the well head can causes a high velocity gas jet, large jet flame if	Only during failure	Rare major accidents	Rather impossi ble refuellin g is stopped during leaks	Very low, leakage only during fuelling and discharg ing slowly, in case of storage tank rupture	In abnorm al conditio ns of storage, natural gas stored in hydrates would be released slowly, in case of storage tank rupture	Only in emergen cies, such as a sudden increase in pressure and tightnes s equipme nt
				III-48					

Sehingga dalam *storing of biomethane* metode yang digunakan adalah *Storage in biomethane generation infrastructures* dengan pertimbangan bahwa tidak memerlukan peralatan tambahan sehingga biaya lebih murah.

### III.2.2 Pabrik PCC

#### III.2.2.1 Pemilihan Metode Pembuatan PCC

Dari ketiga proses pembuatan PCC, perbandingan proses dapat dilihat pada Tabel III.9. berikut :

**Tabel III.9** Perbandingan Metode Proses Pembuatan PCC

<b>Parameter</b>	<b>Proses Double Decomposition</b>	<b>Proses Lime Soda</b>	<b>Proses Karbonasi</b>
Temperature Reaksi	65°C	55°C	70°C
Tekanan Operasi	Atmosferis	Atmosferis atau Bertekanan	Atmosferis atau 2-10 atm
Konversi	80%	< 90%	95%
Profit	Rendah	Rendah	Tinggi
Bahan Baku	CaCl <sub>2</sub>	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	CaCO <sub>3</sub> (Batu Kapur)

Sehingga untuk pembuatan PCC maka proses yang dipilih adalah karbonasi. Dibandingkan dengan dua proses lainnya, karbonasi memiliki beberapa kelebihan yaitu:

1. Konversi paling tinggi diantara kedua proses lainnya
2. Bahan baku murah dan banyak terdapat di Indonesia
3. Diantara ketiga proses, memiliki profit yang 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.10. berikut :

**Tabel III.10** Perbandingan Jenis Solid-Liquid Separator

<b>Jenis Separator</b>	<b><i>Liquid in Solid Product</i></b>	<b>Konsentrasi Padatan Feed</b>	<b>Ukuran Partikel</b>	<b>Biaya</b>
<i>Vacuum drum filter</i>	Baik	Tinggi – Sedang	Sedang	Sedang-Tinggi
<i>Disc filter</i>	Baik	Sedang	Halus	Sedang-Tinggi
<i>Thickener</i>	Buruk	Sedang	Sedang	Sangat rendah - Sedang

<i>Clarifier</i>	Buruk	Rendah	Halus	Sangat rendah - Sedang
<i>Plate and Frame Filter Press</i>	Baik	Rendah - Sedang	Halus	Sedang
<i>Centrifugation disc</i>	Buruk	Rendah - Sedang	Halus	Tinggi
<i>Centrifugation solid bowl</i>	Sedang	Sedang - Tinggi	Sedang - Halus	Sedang - Tinggi
<i>Cyclones</i>	Buruk – Sedang	Rendah - Sedang	Sedang - Halus	Rendah - Sedang
<i>Strainer</i>	Buruk	Tinggi	Kasar	Sangat rendah
<i>Ultrafiltration</i>	Sedang	Rendah	Sangat halus	Sangat Tinggi

Berdasarkan 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 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.11.

**Tabel III. 11** Perbandingan Jenis *Dryer*

<b>Jenis Dryer</b>	<b>Kebutuhan Energi, 10<sup>9</sup>MJ/y</b>	<b>Drying Efficiency, %</b>	<b>Fase</b>	<b>Ukuran Partikel</b>	<b>Moisture Content</b>
<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

Berdasarkan perbandingan pada Tabel III.11, 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**

#### **III.3.1 Pabrik Biomethane**

Proses produksi biogas 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 menurunkan nilai COD dan menetralkan kondisi keasaman dari vinasse. Vinnase masuk tangki pre-treatment (M-110) dengan rate 38.833 Kg per jam dan pH sebesar 4,18. Kemudian menaikkan pH hingga 7 dengan menambahkan  $\text{Ca(OH)}_2$ . Kondisi operasi tangki pre-treatment adalah 30 °C. Setelah itu, vinnase yang sudah dinetralkan dialirkan menuju tangki starter (M-120) dan digester (M-210) menggunakan bantuan pompa (L-121) dan pompa (L-211)



dengan perbandingan 3:10 berdasarkan perhitungan neraca massa.

### **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 41°C dengan tekanan 1 atm dalam kondisi anaerobik. Substrat yang masuk dalam tangki starter kemudian dicampur dengan *liquid manure (mix culture mikroorganisme)* untuk nutrisi mikroorganisme, ditambahkan urea sebagai sumber N untuk menyeimbangkan rasio N/C, dan DAP sebagai sumber P untuk protein mikroorganisme. 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 (M-210), tetapi apabila pabrik sudah berjalan normal tangki starter tidak dibutuhkan.

### III.3.1.3 Tahap Digester

Vinasse dari tangki pre-treatment (M-110) dan substrat dari tangki starter (M-120) dialirkan menuju digester (M-210) dengan perbandingan substrat yang dimasukkan reaktor berdasarkan jumlah bakteri yang dibutuhkan. Untuk mencegah terbentuknya buih yang dapat mengganggu proses fermentasi di dalam tangki digester, untuk mengeluarkan gas metana yang terproduksi, dan mencegah terbentuknya endapan, maka dilakukan pengadukan. Jenis pengadukan yang dilakukan adalah *side entering mixer*. Proses di dalam tangki ini terjadi selama 18 hari dengan suhu operasi mesophilic 33°C dengan tekanan 1 atm dalam kondisi anaerobik.

Kemudian gas yang terbentuk dari proses fermentasi 18 hari di digester (M-210) dialirkan menuju tahap pemurnian dan gas yang terbentuk di starter (M-120) dialirkan menuju flare. 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.3.1.4 Tahap Pemurnian

Pada tahap ini gas asam yang dihilangkan adalah  $\text{CO}_2$  sebagai produk samping dari reaksi pembentukan biogas. Gas  $\text{CO}_2$  harus dihilangkan karena bersifat korosif terhadap logam. Proses pemurnian gas metana menggunakan absorpsi kimia dengan menggunakan larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Bubble coloum digunakan untuk mengontakkan gas  $\text{CO}_2$  dengan aliran  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang telah dibuat pada Slaker (M-130). Sebelum memasuki proses absorpsi dengan larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , gas tersebut tersebut dialirkan menuju blower (G-221). Biogas yang terbentuk kemudian masuk ke bubble column (R-220) melalui bawah bawah kolom.

Gas dikontakkan dengan larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang sebelumnya dipanaskan sampai suhu  $40^\circ\text{C}$ , kemudian larutan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  masuk dari bagian atas kolom. Biogas yang keluar dari *bubble column* (R-220) dimurnikan kembali pada *bubble column* (R-230). Gas metana keluar *bubble column* (R-230) dialirkan menuju adsorber (D-360) untuk dihilangkan kadar airnya.

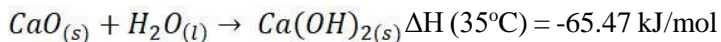
### III.3.2 Pabrik PCC



**Gambar III.10** Skema Proses Pembuatan PCC

#### III.1.3.1 *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 (R-210). Perbandingan air dan padatan CaO adalah 1:431 massa. CaO yang terlarut memudahkan terjadinya pembentukan Ca(OH)<sub>2</sub> Reaksi yang terjadi:

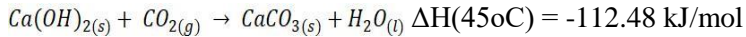


Larutan yang terbentuk terdiri dari kalsium hidroksida larut, ion kalsium (Ca<sup>2+</sup>) dan ion hidroksida (OH<sup>-</sup>).

#### III.1.3.2 *Karbonasi*

Larutan Ca(OH)<sub>2</sub> dari tahap slaking kemudian diumpankan pada bubble column (R-220). 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 32°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 41% massa metana dimurnikan kembali pada bubble column (R-230) untuk didapat gas metana yang bersih dari CO<sub>2</sub>. Gas yang keluar mengandung 1% CO<sub>2</sub> dialirkan menuju adsorber (D-360) untuk dihilangkan kadar airnya.

### **III.1.3.4 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-250) untuk mengeringkan padatan. Air overflow dari Clarifier

dialirkan ke aliran limbah sedangkan filtratnya mengandung 86% massa solid dialirkan ke Plate and Frame Filter Press dengan menggunakan pompa (L-321).

Setelah di press dengan Plate and Frame Filter, kandungan air pada padatan PCC menurun drastis. Diperlukan 4 batch dalam 1 hari dengan waktu 6 jam per cycle pada Plate and Frame Filter Press. Aliran Filtrat dari alat ini dialirkan dengan menggunakan pompa (L-321). Sedangkan cake yang terbentuk dibawa ke Rotary Dryer (B-250) dengan menggunakan Screw Conveyor (J-251).

Sebelum memasuki Rotary Dryer, suhu padatan cake PCC adalah 39,5°C. Udara kering digunakan untuk mengambil kandungan air pada cake. Udara yang masuk bersuhu 50°C. Setelah berkontak, PCC yang keluar menjadi bersuhu 40,3°C. Sedangkan udara keluar bersuhu 30,5°C. PCC yang menjadi produk memiliki kemurnian 99,7%

#### **III.4 Spesifikasi Produk**

Produk utama yang dihasilkan adalah *Biomethane* dengan produk samping adalah pupuk cair, pupuk kompos, dan PCC. Adapun sifat-sifat dari produk-produk tersebut adalah sebagai berikut:

### III.4.1 Sifat Fisika Dan Kimia Gas Metana

#### Sifat Fisika Gas Metana

- Rumus Kimia : CH<sub>4</sub>
- Berat molekul : 16,042
- Titik didih pada 14,7 psia (760 mm) : -161,49°C
- Titik beku pada 14,7 psia (760 mm) : -182,48°C
- Kelarutan dalam air : 35 mg/L
- Tekanan kritis : 45,802 atm
- *Specific gravity* : 0,5553

#### Sifat Kimia Gas Metana

- Tidak berbau dan berwarna
- Tidak larut dalam air
- Tidak beracun
- Eksplosif pada konsentrasi 10-15%

### III.4.2 Sifat Fisika Dan Kimia Gas Karbon Dioksida

#### Sifat Fisika Gas CO<sub>2</sub>

- Rumus kimia : CO<sub>2</sub>
- Berat molekul : 44
- Titik didih pada 14,7 psia (760 mm) : -75,5°C
- Titik beku pada 14,7 psia (760 mm) : -56,6°C
- Kelarutan dalam air : 1,45 g/L

- Tekanan uap : 830 psig
- *Specific gravity* : 1,52

#### Sifat Kimia Gas CO<sub>2</sub>

- Tidak berbau dan berwarna

Berikut merupakan spesifikasi *compresed methane gas* yang akan dialiri gas:

**Tabel III.12** Spesifikasi *Compresed Methane Gas*

<b>Komponen Gas</b>	<b>% Volume</b>
CH <sub>4</sub>	88,53
CO	0,07
CO <sub>2</sub>	0,03
H <sub>2</sub> O	0,01



### III.4.3 Pupuk Organik Padat dan Cair

Berikut merupakan standar parameter teknis minimal

**Tabel III.13** Standar Parameter Teknis Pupuk Padat Organik

NO.	PARAMETER	SATUAN	STANDAR MUTU			
			Granul/Pelet		Remah/Curah	
			Murni	Diperkaya mikroba	Murni	Diperkaya mikroba
1.	C – organik	%	min15	min15	min15	Min15
2.	C / N rasio		15 – 25	15 – 25	15 – 25	15 – 25
3.	Bahan ikutan (plastik,kaca, kerikil)	%	maks 2	maks 2	maks 2	maks 2
4.	Kadar Air <sup>1)</sup>	%	8 – 20	10 – 25	15 – 25	15 – 25
5.	Logam berat: As Hg Pb Cd	ppm ppm ppm ppm	maks 10 maks 1 maks 50 maks 2	maks 10 maks 1 maks 50 maks 2	maks 10 maks1 maks 50 maks 2	maks 10 maks 1 maks 50 maks 2
6.	pH	-	4 – 9	4 – 9	4 – 9	4 – 9
7.	Hara makro (N + P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> + K <sub>2</sub> O)	%	min 4			
8.	Mikroba kontaminan: - <i>E.coli</i> , - <i>Salmonella sp</i>	MPN/g MPN/g	maks 10 <sup>2</sup> maks 10 <sup>2</sup>	maks 10 <sup>2</sup> maks 10 <sup>2</sup>	maks 10 <sup>2</sup> maks 10 <sup>2</sup>	maks 10 <sup>2</sup> maks 10 <sup>2</sup>
9.	Mikroba fungsional: - Penambat N - Pelarut P	cfu/g cfu/g	-	min 10 <sup>3</sup> min 10 <sup>3</sup>	-	min 10 <sup>3</sup> min 10 <sup>3</sup>
10.	Ukuran butiran 2-5 mm	%	min 80	min 80	-	-
11.	Hara mikro : - Fe total atau - Fe tersedia - Mn - Zn	ppm ppm ppm ppm	maks 9000 maks 500 maks 5000 maks 5000	maks 9000 maks 500 maks 5000 maks 5000	maks 9000 maks 500 maks 5000 maks 5000	maks 9000 maks 500 maks 5000 maks 5000
12.	Unsur lain : - La - Ce	ppm ppm	0 0	0 0	0 0	0 0

**Tabel III.14** Standar Parameter Teknis Pupuk Padat Organik

NO.	PARAMETER	SATUAN	STANDAR MUTU
1.	C – organik	%	min 6
2.	Bahan ikutan : (plastik,kaca, kerikil)	%	maks 2
3.	Logam berat: - As - Hg - Pb - Cd	ppm ppm ppm ppm	maks 2,5 maks 0,25 maks 12,5 maks 0,5
4.	pH		4 – 9
5.	Hara makro: - N - P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> - K <sub>2</sub> O	% % %	3 - 6 3 - 6 3 - 6
6.	Mikroba kontaminan: - <i>E.coli</i> , - <i>Salmonella sp</i>	MPN/ml MPN/ml	maks 10 <sup>2</sup> maks 10 <sup>2</sup>
7.	Hara mikro : - Fe total atau - Fe tersedia - Mn - Cu - Zn - B - Co - Mo	ppm ppm ppm ppm ppm ppm ppm ppm	90 - 900 5 - 50 250 - 5000 250 - 5000 250 - 5000 125 - 2500 5 - 20 2 - 10
8.	Unsur lain : - La - Ce	ppm ppm	0 0

### III.4.4 Precipitated Calcium Carbonate

Spesifikasi produk PCC yang dijual di pasaran adalah sebagai berikut :

**Tabel III.15** Spesifikasi Produk PCC

Nama	<i>Precipitated Calcium Carbonate</i>
Rumus Kimia	CaCO <sub>3</sub>
Warna	Putih cerah
Residu pada 325 Mesh	<0.1%
Alkali terlarut	<0.15
pH	9.5-10.2
Ukuran Partikel	2-8 μm
Kemurnian	95-99%

### III. 5 Basis Perhitungan

Dalam pengerjaan “Pabrik Biomethane dan PCC dari Vinasse Pabrik Bioethanol” ini digunakan basis perhitungan sebagai berikut:

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

### III. 6 Kapasitas Produksi

Proses pada pabrik bioethanol secara umum akan menghasilkan 10 liter air limbah yang disebut dengan vinnase untuk setiap 1 liter alkohol yang diproduksi (Amorim, 2008). Dari jumlah limbah tersebut, maka dipilihlah kapasitas

produksi 100% dari total limbah yang dihasilkan yaitu 307.000 ton vinnase per tahun.

## BAB IV

### NERACA MASSA DAN ENERGI

#### IV.1 Neraca Massa

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

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

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

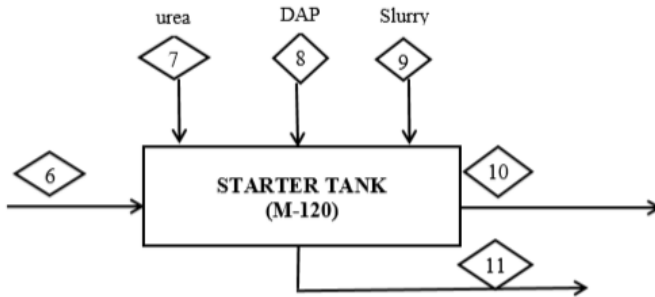
Neraca massa Pabrik Biogas dan PCC dari Limbah Kelapa Sawit dihitung dengan data sebagai berikut:

Basis : 1 jam operasi

Waktu Operasi : 330 Hari/Tahun (1 hari = 24 jam)

Jumlah Vinasse : 38832,931 Kg/jam

### IV.1.1 Tangki Pre-Treatment Tank (M-110)



Tabel IV.1 Neraca Massa Tangki Pre-Treatment

No	Komponen	Masuk					
		Aliran (1)		Aliran (2)		Aliran (3)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0.0026	101.0	0	0	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0.0003	11.6	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0.00111	43.1	0	0	0	0
4	Glukosa	0.04	1553.3	0	0	0	0
5	Cadmium	6.6E-07	0.0	0	0	0	0
6	Timbal	1E-08	0.0	0	0	0	0
7	Arsen	8E-08	0.0	0	0	0	0
8	Air	0.95599	37123.9	1	36875	0	0
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0.0	0	0	1	111.98
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>38832.9</b>	<b>1</b>	<b>36875</b>	<b>1</b>	<b>111.98</b>

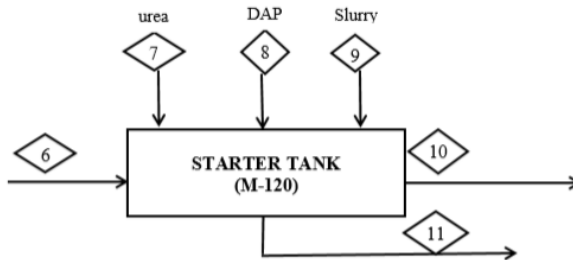
Tabel IV.1 Neraca Massa Tangki Pre-Treatment (Lanjutan)

No	Komponen	Keluar					
		Aliran (4)		Aliran (5)		Aliran (14)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0.00133	100.966	0.00133	23.2998	0.00133	77.6659
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0.00015	11.6499	0.00015	2.68843	0.00015	8.96145
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0.00057	43.1046	0.00057	9.9472	0.00057	33.1573
4	Glukosa	0.02049	1553.32	0.02049	358.458	0.02049	1194.86
5	Cadmium	3.4E-07	0.02563	3.4E-07	0.00591	3.4E-07	0.01972
6	Timbal	5.1E-09	0.00039	5.1E-09	9E-05	5.1E-09	0.0003
7	Arsen	4.1E-08	0.00311	4.1E-08	0.00072	4.1E-08	0.00239
8	Air	0.97598	73998.8	0.97598	17076.7	0.97598	56922.2
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00148	111.98	0.00148	25.8416	0.00148	86.1387
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>75819.9</b>	<b>1</b>	<b>17496.9</b>	<b>1</b>	<b>58323</b>

**Tabel IV.1 Neraca Massa Tangki Pre-Treatment (Lanjutan)**

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (1)	38832.931	Aliran (4)	75819.880
Aliran (2)	36874.968	Aliran (5)	17496.895
Aliran (3)	111.980	Aliran (14)	58322.985
<b>Total</b>	<b>75819.880</b>	<b>Total</b>	<b>75819.880</b>

**IV.1.2 Tangki Starter (M-120)**



**Tabel IV.2 Neraca Massa Tanki Starter**

No	Komponen	Masuk				Masuk			
		Aliran (6)		Aliran (7)		Aliran (8)		Aliran (9)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0.00133	23.2998	0	0	0	0	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0.00015	2.68843	0	0	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0.00057	9.9472	0	0	0	0	0	0
4	Glukosa	0.02049	358.458	0	0	0	0	0	0
5	Cadmium	0.00000	0.00591	0	0	0	0	0	0
6	Timbal	0.00000	9E-05	0	0	0	0	0	0
7	Arsen	0.00000	0.00072	0	0	0	0	0	0
8	Air	0.97598	17076.7	0	0	0	0	0	0
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00148	25.8416	0	0	0	0	0	0
10	DAP	0.00000	0	0	0	1	14.326	0	0
11	Urea	0.00000	0	1	46.213	0	0	0	0
12	Slurry	0.00000	0	0	0	0	0	1	36.1472
13	NH <sub>4</sub> OH	0.00000	0	0	0	0	0	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0.00000	0	0	0	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0.00000	0	0	0	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.00000	0	0	0	0	0	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.00000	0	0	0	0	0	0	0
<b>Total</b>		<b>1.00000</b>	<b>17496.9</b>	<b>1.00000</b>	<b>46.2128</b>	<b>1.00000</b>	<b>14.3260</b>	<b>1.00000</b>	<b>36.1472</b>

**Tabel IV.2 Neraca Massa Tanki Starter**

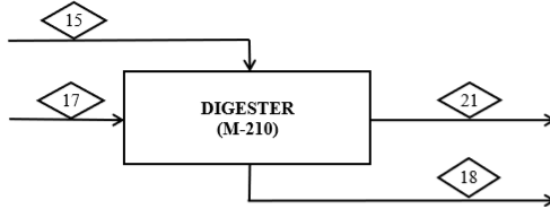
No	Komponen	Keluar			
		Aliran (10)		Aliran (12)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0	0	0.00054	9.320
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0.00016	2.688
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0.00057	9.9472
4	Glukosa	0	0	0.00827	143.383
5	Cadmium	0	0	3.4E-07	0.006
6	Timbal	0	0	5.2E-09	0.000
7	Arsen	0	0	4.1E-08	0.001
8	Air	0.06069	15.8	0.98223	17025.9
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0.00149	25.842
10	DAP	0	0	0.00041	7.163
11	Urea	0	0	0.00133	23.106
12	Slurry	0	0	0.00209	36.147
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	0.00199	34.417
14	CO <sub>2</sub>	0.69816	181.2	0	0.000
15	CH <sub>4</sub>	0.24115	62.5957	0	0.000
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	0.00036	6.240
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	0.00057	9.849
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>259.568</b>	<b>1</b>	<b>17334</b>

**Tabel IV.2 Neraca Massa Tanki Starter (Lanjutan)**

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (6)	17496.895	Aliran (10)	259.568
Aliran (7)	46.213	Aliran (12)	17334.014
Aliran (8)	14.326		
Aliran (9)	36.147		
<b>Total</b>	<b>17593.581</b>	<b>Total</b>	<b>17593.581</b>



### IV.1.3 Tangki Digester (M-210)



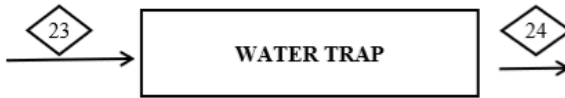
Tabel IV.3 Neraca Massa Tangki Digester

No	Komponen	Masuk				Keluar			
		Aliran (13)		Aliran (15)		Aliran (16)		Aliran (22)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Proterin	0.00054	9.320	0.00133	77.6659	0.00012	8.69858	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0.00016	2.688	0.00015	8.9614	0.00016	11.6499	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0.00057	9.9472	0.00057	33.1573	0.00058	43.1046	0	0
4	Glukosa	0.00827	143.383	0.02049	1194.9	0.00359	267.649	0	0
5	Cadmium	3.4E-07	0.00591	3.4E-07	0.0	3.4E-07	0.02563	0	0
6	Timbal	5.2E-09	9E-05	5.1E-09	0.0	5.2E-09	0.00039	0	0
7	Arsen	4.1E-08	0.00072	4.1E-08	0.0	4.2E-08	0.00311	0	0
8	Air	0.98223	17025.9	0.97598	56922.2	0.98976	73846.1	0.02521	26.3913
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00149	25.8416	0.00148	86.1	0.0015	111.98	0	0
10	DAP	0.00041	7.16299	0	0.0	4.8E-05	3.58149	0	0
11	Urea	0.00133	23.1064	0	0.0	0.00015	11.5532	0	0
12	Slurry	0.00209	36.1472	0	0.0	0.00048	36.1472	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0.00199	34.4169	0	0.0	0.00107	79.9822	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0.0	0	0	0.71162	744.892
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0.0	0	0	0.26317	275.475
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.00036	6.24048	0	0.0	0.00013	9.36072	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.00057	9.84944	0	0.0	0.00087	65.0063	0	0
18	As. Butirat	0	0	0	0.0	0.00061	45.7976	0	0
19	As. Asetat	0	0	0	0.0	0.00093	69.5886	0	0
20	As. Propionat	0	0	0	0.0	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0.0	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0.0	0	0	0	0
Total		1	17334	1	58323.0	1	74610.2	1	1046.76

**Tabel IV.3 Neraca Massa Tangki Digester (Lanjutan)**

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (13)	17334.014	Aliran (16)	74610.240
Aliran (15)	58322.985	Aliran (22)	1046.759
Total	75656.998	Total	75656.998

**IV.1.4 Water Trap (H-312)**



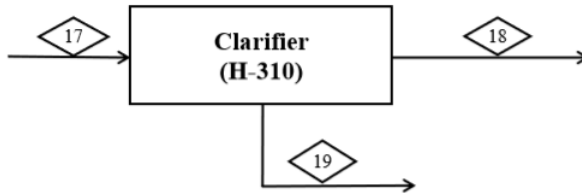
**Tabel IV.4 Neraca Massa Water Trap**

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran (23)		Aliran (24)		Terambil	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Proterin	0	0	0	0	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0	0	0	0
4	Glukosa	0	0	0	0	0	0
5	Cadmium	0	0	0	0	0	0
6	Timbal	0	0	0	0	0	0
7	Arsen	0	0	0	0	0	0
8	Air	0.02521	26.3913	0.00081	0.83133	1	25.56
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
10	DAP	0	0	0	0	0	0
11	Urea	0	0	0	0	0	0
12	Slurry	0	0	0	0	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	0	0	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0.71162	744.892	0.72943	744.892	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0.26317	275.475	0.26976	275.475	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	0	0	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	0	0	0	0
18	As. Butirat	0	0	0	0	0	0
19	As. Asetat	0	0	0	0	0	0
20	As. Propionat	0	0	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Total		1	1046.76	1	1021.2	1	25.56

**Tabel IV.4 Neraca Massa Water Trap (Lanjutan)**

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (23)	1046.759	Aliran (24)	1021.199
		Terambil	25.560
Total	1046.759	Total	1046.759

**IV.1.5 Clarifier (H-310)**



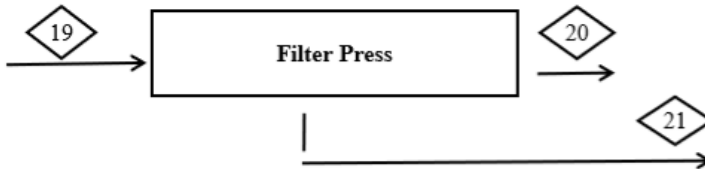
**Tabel IV.5 Neraca Massa Clarifier**

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran (17)		Aliran (18)		Aliran (19)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0.00012	8.69858	0	0	0.01012	8.69858
2	Fosfer (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0.00016	11.6499	0.00016	11.6499	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0.00058	43.1046	0.00058	43.1046	0	0
4	Glukosa	0.00359	267.649	0	0	0.31154	267.649
5	Cadmium	3.4E-07	0.02563	3.5E-07	0.02563	0	0
6	Timbal	5.2E-09	0.00039	5.3E-09	0.00039	0	0
7	Arsen	4.2E-08	0.00311	4.2E-08	0.00311	0	0
8	Air	0.98976	73846.1	0.99921	73692.7	0.17851	153.363
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0015	111.98	0	0	0.13034	111.98
10	DAP	4.8E-05	3.58149	4.9E-05	3.58149	0	0
11	Urea	0.00015	11.5532	0	0	0.01345	11.5532
12	Slurry	0.00048	36.1472	0	0	0.04207	36.1472
13	NH <sub>4</sub> OH	0.00107	79.9822	0	0	0.0931	79.9822
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.00013	9.36072	0	0	0.0109	9.36072
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.00087	65.0063	0	0	0.07567	65.0063
18	As. Butirat	0.00061	45.7976	0	0	0.05331	45.7976
19	As. Asetat	0.00093	69.5886	0	0	0.081	69.5886
20	As. Propionat	0	0	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Total		1	74610.2	1	73751.1	1	859.126

**Tabel IV.5 Neraca Massa Clarifier (Lanjutan)**

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (17)	74610.240	Aliran (18)	73751.114
		Aliran (19)	859.126
Total	74610.240	Total	74610.240

**IV.1.6 Filter Press (H-320)**



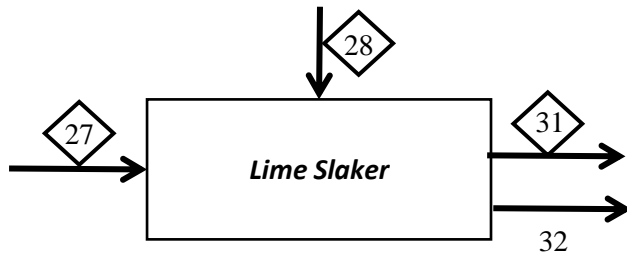
**Tabel IV.6 Neraca Massa Filter Press**

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran (19)		Aliran (20)		Aliran (21)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0.01012	8.69858	0	0	0.01249	8.69858
2	Fosfer (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0	0	0	0
4	Glukosa	0.31154	267.649	0.052	8.46916	0.37225	259.179
5	Cadmium	0	0	0	0	0	0
6	Timbal	0	0	0	0	0	0
7	Arsen	0	0	0	0	0	0
8	Air	0.17851	153.363	0.91334	148.762	0.00661	4.60088
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.13034	111.98	0.03466	5.64611	0.15272	106.334
10	DAP	0	0	0	0	0	0
11	Urea	0.01345	11.5532	0	0	0.01659	11.5532
12	Slurry	0.04207	36.1472	0	0	0.05192	36.1472
13	NH <sub>4</sub> OH	0.0931	79.9822	0	0	0.11488	79.9822
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.0109	9.36072	0	0	0.01344	9.36072
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.07567	65.0063	0	0	0.09337	65.0063
18	As. Butirat	0.05331	45.7976	0	0	0.06578	45.7976
19	As. Asetat	0.081	69.5886	0	0	0.09995	69.5886
20	As. Propionat	0	0	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
	Total	1	859.126	1	162.877	1	696.249

**Tabel IV.6** Neraca Massa Filter Press (Lanjutan)

<b>Massa Masuk (kg)</b>		<b>Massa Keluar (kg)</b>	
Aliran (19)	859.126	Aliran (17)	162.877
		Aliran (18)	696.249
Total	859.126	Total	859.126

#### IV.1.7 Lime Slaker (M-130)



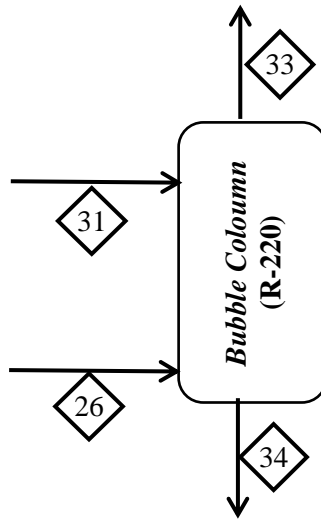
**Tabel IV.7** Neraca Massa Lime slaker

No	Komponen	Masuk			
		Aliran <27>		Aliran <28>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaO	0,92	1045,22	0,00	0,00
2	MgO	0,01	13,23	0,00	0,00
3	SiO <sub>2</sub>	0,01	14,25	0,00	0,00
4	C	0,05	57,67	0,00	0,00
5	S	0,00	0,43	0,00	0,00
6	H <sub>2</sub> O	0,00	0,00	1,00	450525,33
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00
Total		1,00	1130,80	1,00	450525,33

**Tabel IV.7 Neraca Massa Lime Slaker (lanjutan)**

No	Komponen	Generasi (Kg)	Konsumsi (Kg)	Keluar		Keluar	
				Aliran<31>		Aliran<32>	
				Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaO	0,00	1045,22	0,00	0,00	0,00	0,00
2	MgO	0,00	0,00	0,00	12,60	0,00	0,63
3	SiO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	13,57	0,00	0,68
4	C	0,00	0,00	0,00	54,92	0,00	2,75
5	S	0,00	0,00	0,00	0,41	0,00	0,02
6	H <sub>2</sub> O	0,00	335,96	1,00	428752	1,00	21438
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	1381,18	0,00	0,00	1315,41	0,00	65,77
Total		1381,18	1381,18	1,00	430149	1,00	21507

#### IV.1.8 Bubble Coloumn (R-220)



**Tabel IV.8** Neraca Massa Bubble Coloumn (R-220)

No	Komponen	Masuk			
		Aliran <26>		Aliran <31>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	MgO	0,00	0,00	0,00	12,600
2	SiO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	13,570
3	C	0,00	0,00	0,00	54,924
4	S	0,00	0,00	0,00	0,409
5	H <sub>2</sub> O	0,00	0,83	1,00	428751,776
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	1315,411
7	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0,00	0,00	0,00	0,000
8	CH <sub>4</sub>	0,27	275,48	0,00	0,000
9	CO <sub>2</sub>	0,73	744,89	0,00	0,000
10	CO	0,00	0,00	0,00	0,000
Total		1,00	1021,20	1,00	430148,691



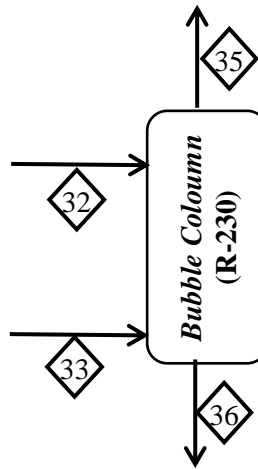
**Tabel IV.8 Neraca Massa Bubble Coloumn Lanjutan**

No	Komponen	Generasi (Kg)	Konsumsi (Kg)	Keluar			
				Aliran <33>		Aliran <34>	
				Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	MgO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	12,600
2	SiO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	13,570
3	C	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	54,924
4	S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,409
5	H <sub>2</sub> O	289,49	0,00	0,05	15,91	1,00	429026
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,00	1190,13	0,00	0,00	0,00	125,277
7	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	1608,29	0,00	0,00	0,00	0,00	1608,29
8	CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,84	275,48	0,00	0,000
9	CO <sub>2</sub>	0,00	707,65	0,11	37,24	0,00	0,000
10	CO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,000
Total		1897,78	1897,78	1,00	328,63	1,00	430841

**Tabel IV.9 Neraca Massa Bubble Coloumn Overall**

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <26>	1021,20	Aliran <33>	328,63
Aliran <31>	430148,69	Aliran <34>	430841,26
Total	431169,89	Total	431169,89

#### IV.1.9 Bubble Column (R-320)



**Tabel IV.10** Neraca Massa Bubble Column (R-320)

No	Komponen	Masuk			
		Aliran <26>		Aliran <31>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	MgO	0,00	0,00	0,00	12,600
2	SiO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	13,570
3	C	0,00	0,00	0,00	54,924
4	S	0,00	0,00	0,00	0,409
5	H <sub>2</sub> O	0,00	0,83	1,00	428751,776
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	1315,411
7	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0,00	0,00	0,00	0,000
8	CH <sub>4</sub>	0,27	275,48	0,00	0,000
9	CO <sub>2</sub>	0,73	744,89	0,00	0,000
10	CO	0,00	0,00	0,00	0,000
Total		1,00	1021,20	1,00	430148,691

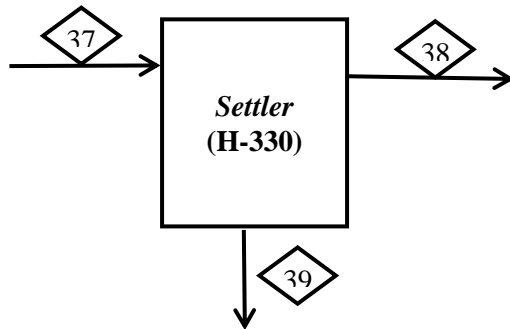
**Tabel IV.10** Neraca Massa Bubble Column (lanjutan)

No	Komponen	Generasi (Kg)	Konsumsi (Kg)	Keluar			
				Aliran <33>		Aliran <34>	
				Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	MgO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	12,600
2	SiO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	13,570
3	C	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	54,924
4	S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,409
5	H <sub>2</sub> O	289,49	0,00	0,05	15,91	1,00	429026
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,00	1190,13	0,00	0,00	0,00	125,277
7	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	1608,29	0,00	0,00	0,00	0,00	1608,29
8	CH <sub>4</sub>	0,00	0,00	0,84	275,48	0,00	0,000
9	CO <sub>2</sub>	0,00	707,65	0,11	37,24	0,00	0,000
10	CO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,000
Total		1897,78	1897,78	1,00	328,63	1,00	430841

**Tabel IV.11** Neraca Massa Bubble Column Overall

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <26>	1021,20	Aliran <33>	328,63
Aliran <31>	430148,69	Aliran <34>	430841,26
Total	431169,89	Total	431169,89

#### IV.1.10 Settler (H-330)



**Tabel IV.12** Neraca Massa Settler

No.	Komponen	Masuk			
		Aliran <37>			
		wet basis		dry basis	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaCO <sub>3</sub>	0,00	1688,70	0,89	1688,70
2	MgO	0,00	13,23	0,01	13,23
3	SiO <sub>2</sub>	0,00	14,25	0,01	14,25
4	C	0,00	57,67	0,03	57,67
5	S	0,00	0,43	0,00	0,43
6	H <sub>2</sub> O	1,00	450481	0,00	0,00
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,00	131,54	0,07	131,54
Total		1,00	452387	1,00	1905,82

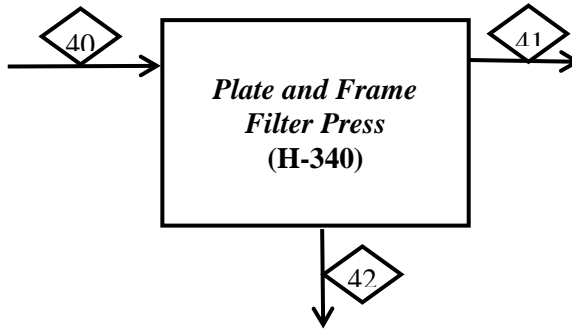
**Tabel IV.12** Neraca Massa Settler (Lanjutan)

No.	Komponen	Keluar			
		Aliran <39>		Aliran <38>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaCO <sub>3</sub>	0,82	1083,16	0,00	605,55
2	MgO	0,01	8,49	0,00	4,74
3	SiO <sub>2</sub>	0,01	9,14	0,00	5,11
4	C	0,03	36,99	0,00	20,68
5	S	0,00	0,28	0,00	0,15
6	H <sub>2</sub> O	0,07	91,68	1,00	450390
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,06	84,37	0,00	47,17
Total		1,00	1314,10	1,00	451073

**Tabel IV.13** Neraca Massa Settler Overall

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <37>	452387,05	Aliran <39>	451072,94
		Aliran <38>	1314,10
Total	452387,05	Total	452387,05

#### IV.1.11 Plate and Frame Filter Press (H-340)



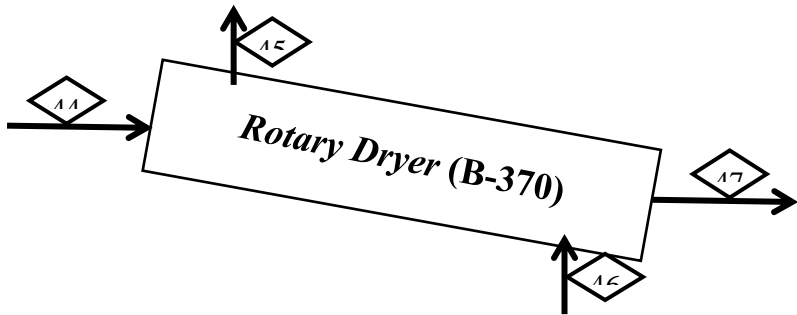
**Tabel IV.14** Neraca Massa Plate and Frame Filter Press

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <40>		Aliran <42>		Aliran <41>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0,82	1083,16	0,86	1083,16	0,00	0,00
2	MgO	0,01	8,49	0,01	8,49	0,00	0,00
3	SiO <sub>2</sub>	0,01	9,14	0,01	9,14	0,00	0,00
4	C	0,03	36,99	0,03	36,99	0,00	0,00
5	S	0,00	0,28	0,00	0,28	0,00	0,00
6	H <sub>2</sub> O	0,07	91,68	0,03	42,17	1,00	49,51
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,06	84,37	0,07	84,37	0,00	0,00
Total		1,00	1314,10	1,00	1264,59	1,00	49,51

**Tabel IV.15** Neraca Massa Plate and Frame Filter Press Overall

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <40>	1314,10	Aliran <42>	1264,59
		Aliran <41>	49,51
Total	1314,10	Total	1314,10

#### IV.1.12 Rotary Dryer (B-370)



**Tabel IV.16** Neraca Massa Rotary Dryer

No	Komponen	Masuk			
		Aliran <44>		Aliran <46>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0,95	1083,2	0,00	0,00
2	MgO	0,01	8,5	0,00	0,00
3	SiO <sub>2</sub>	0,01	9,1	0,00	0,00
4	C	0,03	37,0	0,00	0,00
5	S	0,00	0,3	0,00	0,00
6	H <sub>2</sub> O	0,01	6,6	0,11	42,04
7	Udara kering	0,00	0,0	0,89	338,17
Total		1,00	1144,7	1,00	380,21

**Tabel IV.16** Neraca Massa Rotary Dryer (Lanjutan)

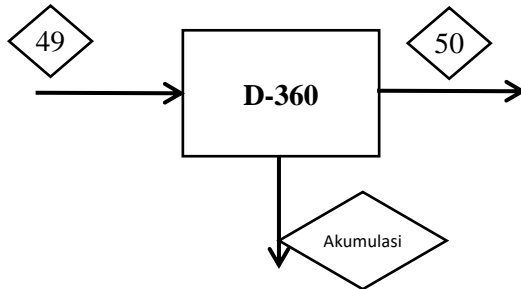
No	Komponen	Keluar			
		Aliran <47>		Aliran <45>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0,95	1083,2	0,00	0,00
2	MgO	0,01	8,5	0,00	0,00
3	SiO <sub>2</sub>	0,01	9,1	0,00	0,00
4	C	0,03	37,0	0,00	0,00
5	S	0,00	0,3	0,00	0,00
6	H <sub>2</sub> O	0,01	6,6	0,11	42,04
7	Udara kering	0,00	0,0	0,89	338,17
Total		1,00	1144,7	1,00	380,21

**Tabel IV.17** Neraca Massa Rotary Dryer Overall

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <44>	1144,66	Aliran <47>	1144,66
Aliran <46>	380,21	Aliran <45>	380,21
Total	1524,87	Total	1524,87



#### IV.1.13 Adsorber (D-360)



**Tabel IV.18** Neraca Massa Adsorber

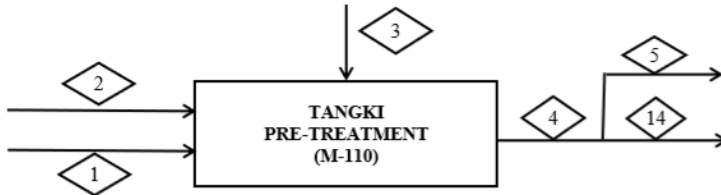
No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <49>		Aliran <50>		Terserap	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CH <sub>4</sub>	0,95	275,48	0,99	275,48	0,00	0,00
2	CO <sub>2</sub>	0,01	1,86	0,01	1,86	0,00	0,00
3	CO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
4	H <sub>2</sub> O	0,04	12,94	0,00	0,00	1,00	12,94
Total		1,00	290,28	1,00	277,34	1,00	12,94

**Tabel IV.19** Neraca Massa Adsorber Overall

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <49>	290,28	Aliran <50>	277,34
		Terserap	12,94
Total	290,28	Total	290,28

## IV.2 Neraca Energi

### IV.2.1 Tangki Pre-Treatment Tank (M-110)

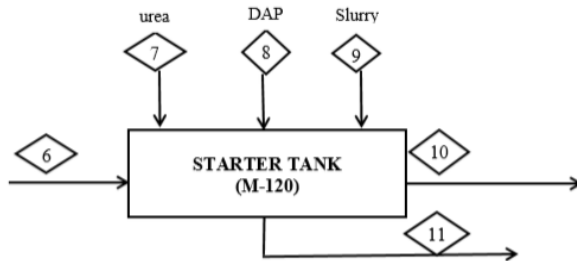


$$\begin{aligned}
 T_{\text{reff}} &= 25^{\circ}\text{C} \\
 T_1 &= 30^{\circ}\text{C} \\
 T_2 &= 30^{\circ}\text{C} \\
 T_3 &= 30^{\circ}\text{C} \\
 T_4 &= 30^{\circ}\text{C} \\
 T_5 &= 30^{\circ}\text{C} \\
 T_{14} &= 30^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

**Tabel IV.20** Neraca Energi Tangki Pre-Treatment

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{\text{in}}$	2.164.954,379	$\Sigma\Delta H_{\text{out}}$	2.164.954,379
		2.164.954,379		2.164.954,379

## IV.2.2 Tangki Starter (M-120)

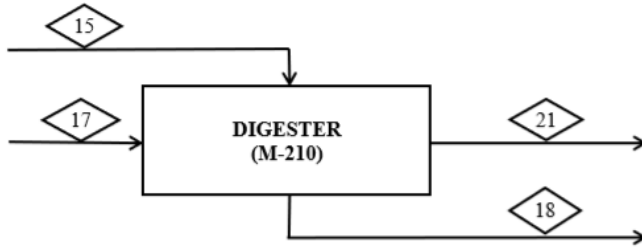


$$\begin{aligned}
 T_{\text{reff}} &= 25^{\circ}\text{C} \\
 T_6 &= 30^{\circ}\text{C} \\
 T_7 &= 30^{\circ}\text{C} \\
 T_8 &= 30^{\circ}\text{C} \\
 T_9 &= 30^{\circ}\text{C} \\
 T_{10} &= 30,45^{\circ}\text{C} \\
 T_{12} &= 30,45^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

**Tabel IV.21** Neraca Energi Tangki Starter

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{\text{in}}$	499.813,870	$\Sigma\Delta H_{\text{out}}$	544.999,290
2			$\Sigma\Delta H_r$	-45.185,420
	Total	499.813,870		499.813,870

### IV.2.3 Tangki Digester

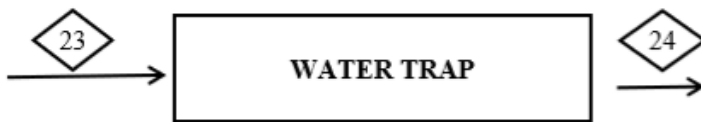


$$\begin{aligned}
 T_{\text{reff}} &= 25^{\circ}\text{C} \\
 T_{12} &= 30,5^{\circ}\text{C} \\
 T_{14} &= 30^{\circ}\text{C} \\
 T_{15} &= 31,13^{\circ}\text{C} \\
 T_{21} &= 31,13^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

**Tabel IV.22** Neraca Energi Tangki Digester

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{\text{in}}$	2.209.385,964	$\Sigma\Delta H_{\text{out}}$	2.651.639,340
2			$\Sigma\Delta H_r$	-442.253,375
Total		2.209.385,964		2.209.385,964

#### IV.2.4 Water Trap (H-312)

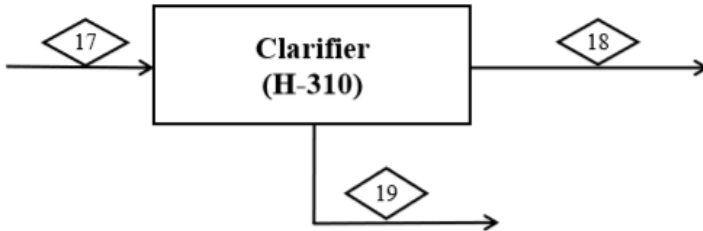


$$\begin{aligned}T_{\text{reff}} &= 25^{\circ}\text{C} \\T_{23} &= 31,13^{\circ}\text{C} \\T_{24} &= 31,13^{\circ}\text{C}\end{aligned}$$

**Tabel IV.23** Neraca Energi Water Trap

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{\text{in}}$	8.371,89	$\Sigma\Delta H_{\text{out}}$	8.371,89
	Total	8.371,89		8.371,89

#### IV.2.5 Clarifier (H-310)

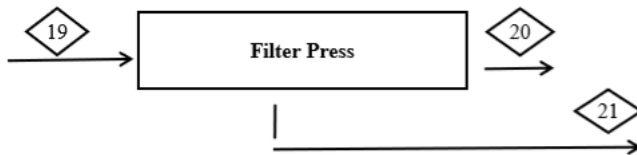


$$\begin{aligned}
 T_{\text{reff}} &= 25^{\circ}\text{C} \\
 T_{17} &= 31^{\circ}\text{C} \\
 T_{18} &= 31,15^{\circ}\text{C} \\
 T_{19} &= 31,15^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

**Tabel IV.24** Neraca Energi Tangki Clarifier

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{\text{in}}$	2.643.032,102	$\Sigma\Delta H_{\text{out}}$	2.643.032,102
	Total	2.643.032,102		2.643.032,102

### IV.2.6 Filter Press (H-320)

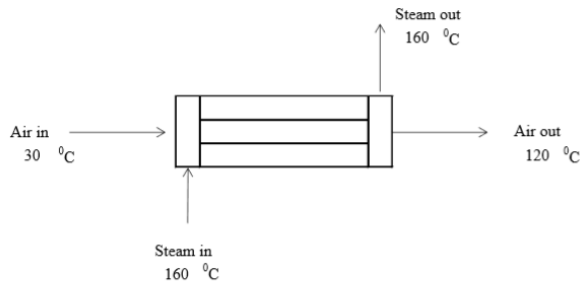


$$\begin{aligned}
 T_{\text{reff}} &= 25^{\circ}\text{C} \\
 T_{19} &= 31^{\circ}\text{C} \\
 T_{20} &= 31,16^{\circ}\text{C} \\
 T_{21} &= 31,16^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

**Tabel IV.25** Neraca Energi Filter Press

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{\text{in}}$	743.498,081	$\Sigma\Delta H_{\text{out}}$	743.498,081
	Total	743.498,081		743.498,081

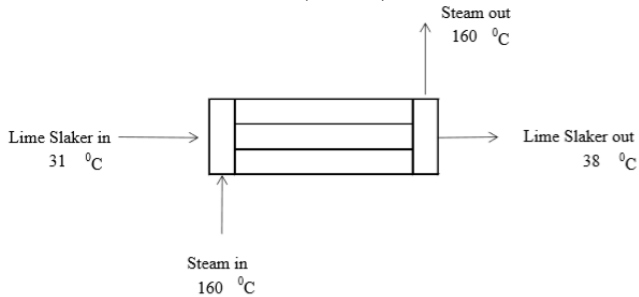
### IV.2.7 Heater Air (E-371)



**Tabel IV.26** Neraca Energi Heater Air

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	192.525,505	$\Sigma\Delta H_{out}$	192.525,505
Total		192.525,505		192.525,505

### IV.2.8 Heater Lime Slaker (E-221)

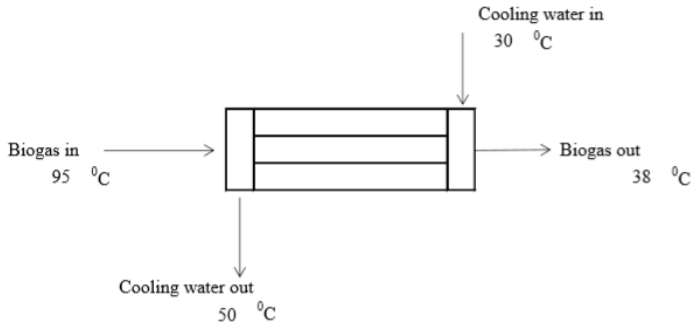


**Tabel IV.27** Neraca Energi Heater Lime Slaker

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	167.346.779,94	$\Sigma\Delta H_{out}$	167.346.779,94
Total		167.346.779,94		167.346.779,94



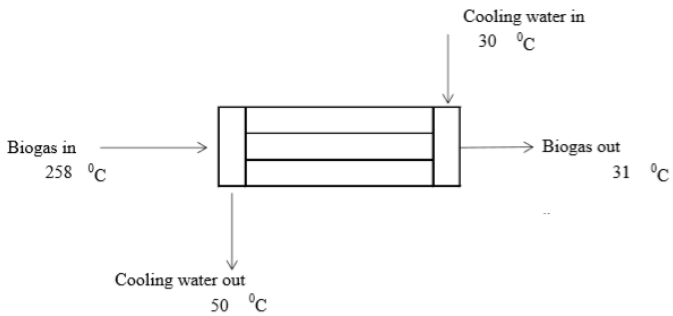
### IV.2.9 Cooler Biogas (E-241)



**Tabel IV.28** Neraca Energi Cooler Biogas

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	116.677,792	$\Sigma\Delta H_{out}$	116.677,792
	Total	116.677,792		116.677,792

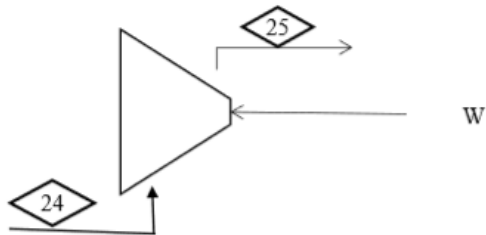
### IV.2.10 Cooler Biogas (E-362)



**Tabel IV.29** Neraca Energi Cooler Biogas

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	257837,708	$\Sigma\Delta H_{out}$	257837,708
	Total	257837,708		257837,708

#### IV.2.11 Kompresor (E-223)

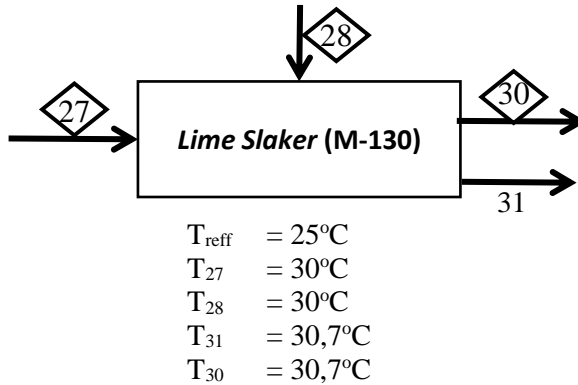


$$\begin{aligned}
 T_{\text{reff}} &= 25^{\circ}\text{C} \\
 T_{24} &= 31^{\circ}\text{C} \\
 T_{25} &= 95^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

**Tabel IV.30** Neraca Energi Kompresor

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/jam)
1	$\Sigma\Delta H_{in}$	7,944	$\Sigma\Delta H_{out}$	96,726
2.	$W_{\text{kompresor}}$	88,782		
	Total	96,726		96,726

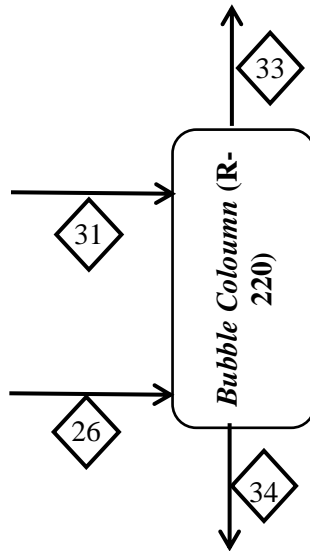
### IV.2.7 Lime Slaker (M-130)



**Tabel IV.31** Neraca Energi Lime Slaker

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<27>	4250,44	Aliran<30>	10161245,97
Aliran<28>	9438605,60	Aliran<31>	508062,30
		$\Delta\text{HR}$	-1226452,23
Total	9442856,039	Total	9442856,039

#### IV.2.8 Bubble Column (R-220)

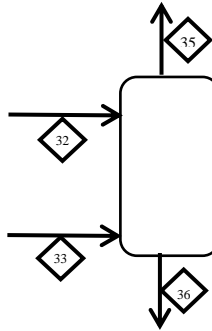


$$\begin{aligned}
 T_{\text{reff}} &= 25^{\circ}\text{C} \\
 T_{26} &= 33,5^{\circ}\text{C} \\
 T_{31} &= 38^{\circ}\text{C} \\
 T_{33} &= 32^{\circ}\text{C} \\
 T_{34} &= 32^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

**Tabel IV.32** Neraca Energi Bubble Column

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<26>	16272,44	Aliran<33>	9941,64
Aliran<31>	23388504,77	Aliran<34>	25205946,25
		$\Delta\text{HR}$	-1811110,68
Total	23404777,21	Total	23404777,21

## IV.2.9 Bubble Column (R-230)

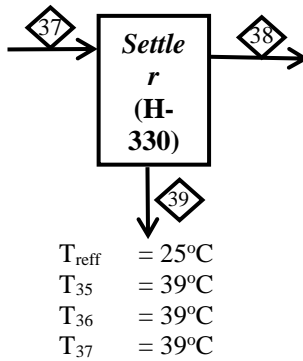


$$\begin{aligned}
 T_{\text{reff}} &= 25^{\circ}\text{C} \\
 T_{32} &= 39^{\circ}\text{C} \\
 T_{33} &= 31^{\circ}\text{C} \\
 T_{35} &= 32^{\circ}\text{C} \\
 T_{36} &= 32^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

**Tabel IV.33** Neraca Energi Bubble Column

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<32>	9230,45	Aliran<35>	25274,01
Aliran<33>	1168883,10	Aliran<36>	1243395,08
		$\Delta\text{HR}$	-90555,53
Total	1178113,55	Total	1178113,55

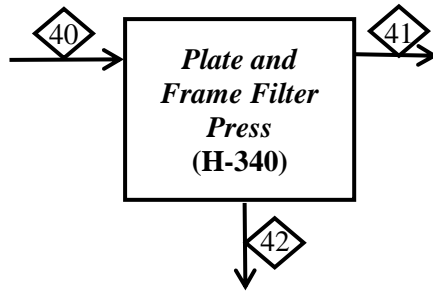
#### IV.2.10 Settler



**Tabel IV.34** Neraca Energi Settler

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<37>	26466461,92	Aliran<38>	26446376,31
		Aliran<39>	20085,61
Total	26466461,92	Total	26466461,92

#### IV.2.11 Plate and Frame Filter Press

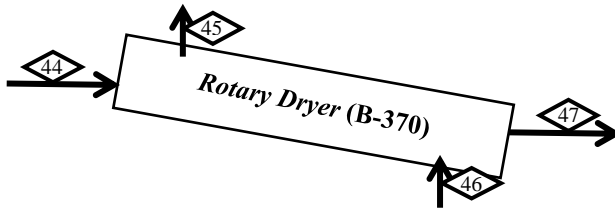


$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C}$   
 $T_{40} = 39^{\circ}\text{C}$   
 $T_{41} = 39^{\circ}\text{C}$   
 $T_{42} = 39^{\circ}\text{C}$

**Tabel IV.35** Neraca Energi Plate and Frame Filter Press

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<40>	20085,61	Aliran<41>	17179,39
		Aliran<42>	2906,23
Total	20085,61	Total	20085,61

### IV.2.12 Rotary Dryer



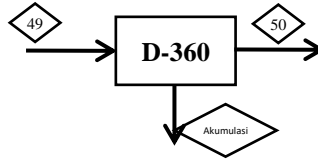
- $T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C}$
- $T_{46} = 60^{\circ}\text{C}$
- $T_{45} = 30,2^{\circ}\text{C}$
- $T_{44} = 39^{\circ}\text{C}$
- $T_{47} = 35^{\circ}\text{C}$

**Tabel IV.36** Neraca Energi Rotary Dryer

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<44>	36319,02	Aliran<45>	31791,36
Aliran<46>	37108,48	Aliran<47>	41636,13
Total	73427,49	Total	73427,49



#### IV.2.14 Adsorber (D-360)



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

$$T_{49} = 39^{\circ}\text{C}$$

$$T_{50} = 39^{\circ}\text{C}$$

**Tabel IV.37** Neraca Energi Adsorber

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<33>	9214,96	Aliran<46>	8465,75
		Terserap	749,21
Total	9214,96	Total	9214,96

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BAB V DAFTAR DAN HARGA ALAT

### V.1 DAFTAR ALAT

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

**Tabel V.1** Spesifikasi Alat Tangki Pre-treatment (M-110)

Kode Alat	: M-110
Fungsi Alat	: Menurunkan nilai COD vinasse dari 137.800 mg/L menjadi 70.000 mg/L dengan cara menambahkan air Menetralkan pH vinasse dengan penambahan Ca(OH) <sub>2</sub>
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>Conical</i>
Kapasitas	: 1806.7 ft <sup>3</sup> = 51.3 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah tangki	: 1 unit
Spek. Tangki	: - Diameter (OD) = 12,00 ft = 3,66 m - Diameter (ID) = 11,95 ft = 3,64 m - Tinggi : shell = 17,92 ft = 5,46 m tutup atas = 1,6 ft = 0,51 m tutup bawah = 1,6 ft = 0,51 m - Tebal : shell = 1/3 in tutup atas = 1/4 in tutup bawah = 1/4 in
Spek. Nozzle Aliran Utama	: - Diameter (OD) = 6,6 in - Jenis pipa = Pipa 6 in sch 40
Spek. Nozzle Aliran Vinasse	: - Diameter (OD) = 5,6 in - Jenis pipa = Pipa 5 in Sch 40
Spek. Nozzle Aliran Air	: - Diameter (OD) = 5,6 in - Jenis pipa = Pipa 5 in Sch 40
Spek. Nozzle Aliran Ca(OH) <sub>2</sub>	: - Diameter (OD) = 0,68 in - Jenis pipa = Pipa 3/8 in Sch 80
Spek. Pengaduk	: - Jenis = <i>Three blade propeller</i> - Jumlah = 2 unit - Diameter = 3,58 ft = 1,09 m - Lebar <i>blade</i> (W) = 0,72 ft = 0,22 m - Panjang <i>blade</i> (L) = 0,90 ft = 0,27 m - Lebar <i>Baffle</i> (J) = 0,36 ft = 0,11 m - Power = 79,43 hp

## 2. Pompa Digester Tank (L-211)

**Tabel V.2** Spesifikasi Alat Pompa Digester Tank (L-211)

Kode Alat	: L-211
Fungsi Alat	: Memompa Vinasse hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki digester
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan	: <i>Cast iron</i>
Kapasitas	: 29161,5 kg/jam
Power	: 2,16 hp
Head	: 7,23 m
Jumlah	: 2 unit

## 3. Pompa Starter Tank (L-121)

**Tabel V.3** Spesifikasi Alat Pompa Starter Tank (L-121)

Kode Alat	: L-121
Fungsi Alat	: Memompa vinasse hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki starter
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan	: <i>Cast iron</i>
Kapasitas	: 17496,9 kg/jam
Power	: 4,06 hp
Head	: 11 m
Jumlah	: 1 unit

## 4. Tangki Starter (M-120)

**Tabel V.4** Spesifikasi Alat Tangki Starter (M-120)

Kode Alat	: M-120
Fungsi Alat	: Tempat penambahan nutrisi dan pembentukan tahap awal Biogas
Tipe	: Tangki dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Kapasitas	: $50231,8 \text{ ft}^3 = 1422,41 \text{ m}^3$
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	: 2 unit
Spek. Tangki	: - Diameter tangki (OD) = 34,0 ft = 10,36 m - Diameter (ID) = 33,9 ft = 10,31 m - Tinggi : shell = 50,8 ft = 15,5 m tutup atas = 4,7 ft = 1,43 m tutup bawah = 4,7 ft = 1,43 m - Tebal : shell = 7/8 in tutup atas = 3/4 in tutup bawah = 3/4 in
Spek. Nozzle Substrat	: - Diameter (OD) = 2,88 in - Jenis pipa = Pipa 2,5 in sch 80

Spek. Nozzle Aliran Manure	:	- Diameter (OD)	=	0,68	in
		- Jenis pipa	=	Pipa 3/8 in sch 80	
Spek. Nozzle DAP	:	- Diameter (OD)	=	0,41	in
		- Jenis pipa	=	Pipa 1/8 in sch 80	
Spek. Nozzle Urea	:	- Diameter (OD)	=	0,68	in
		- Jenis pipa	=	Pipa 3/8 in sch 80	
Spek. Nozzle Biogas	:	- Diameter (OD)	=	3,50	in
		- Jenis pipa	=	Pipa 3 in Sch 40	
Spek. Nozzle Liquid Keluar	:	- Diameter (OD)	=	2,88	in
		- Jenis pipa	=	Pipa 2,5 in sch 80	
Spek. Impeller	:				
		- Jenis Impeller	=	<i>High Efficiency three-blade impeller</i>	
		- Jumlah Impeller	=	2	unit
		- Diameter impeller	=	17	ft
		- Lebar blade (W)	=	3	ft
		- Panjang blade (L)	=	4	ft
		- Lebar Baffle (J)	=	3	ft
		- Power impeller	=	82	Hp

## 5. Pompa Digester (L-212)

**Tabel V.5** Spesifikasi Alat Pompa Digester (L-212)

Kode Alat	:	L-212
Fungsi Alat	:	Memompa Subtrat dari tangki starter menuju digester
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Cast iron</i>
Kapasitas	:	8667,01 kg/jam
Power	:	0,933 hp
Head	:	10,3 m
Jumlah	:	2 unit

## 6. Tangki Digester (M-210)

**Tabel V.6** Spesifikasi Alat Tangki Digester (M-210)

Kode Alat	:	M-210
Fungsi Alat	:	Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas
Tipe	:	Tangki dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Kapasitas	:	778.407,6 ft <sup>3</sup> = 22.042,2 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	:	2 unit
Spek. Tangki	:	
		- Diameter tangki (OD) = 126 ft = 38,4 m
		- Diameter (ID) = 126 ft = 38,4 m
		- Tinggi : shell = 50,2 ft = 15,3 m
		tutup atas = 7,54 ft = 2,3 m
		tutup bawah = 7,54 ft = 2,3 m

- Tebal : shell	=	2 3/4 in
tutup atas	=	2 1/2 in
tutup bawah	=	2 1/2 in
Spek. Nozzle Substrat	:	- Diameter (OD) = 2,88 in - Jenis pipa = Pipa 2,5 in sch 80
Spek. Nozzle Liquid Masuk	:	- Diameter (OD) = 4,50 in - Jenis pipa = Pipa 4 in sch 80
Spek. Nozzle Liquid Keluar	:	- Diameter (OD) = 5,56 in - Jenis pipa = Pipa 5 in sch 80
Spek. Nozzle Biogas	:	- Diameter (OD) = 6,63 in - Jenis pipa = Pipa 6 in Sch 80
Spek. Impeller	:	- Jenis Impeller = High Efficiency three-blade impeller - Jumlah Impeller = 1 unit - Diameter impeller = 31 ft - Lebar blade (W) = 6 ft - Panjang blade (L) = 8 ft - Lebar Baffle (J) = 10 ft - Power impeller = 7682 Hp

## 7. Pompa Effluent (L-311)

**Tabel V.7** Spesifikasi Alat Pompa Effluent (L-311)

Kode Alat	:	L-311
Fungsi Alat	:	Memompa limbah effluent digester menuju clarifier
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan	:	<i>Cast iron</i>
Kapasitas	:	37.305,1 kg/jam
Power	:	0,46 hp
Head	:	1,35 m
Jumlah	:	1 unit

## 8. Clarifier (H-310)

**Tabel V.8** Spesifikasi Alat Clarifier (H-310)

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	:	Tingg: 3,12 m Diam : 3,75 m
Kapasitas	:	20,687 m <sup>3</sup>
Kondisi operasi	:	Suhu : 30 °C Tekan: 1 atm
Waktu tinggal	:	16 menit
Jumlah	:	1 unit

## 9. Filter Press (H-320)

**Tabel V.9** Spesifikasi Alat Filter Press (H-320)

Kode Alat	: H-320
Type	: <i>Horizontal plate &amp; frame</i>
Fungsi	: Memisahkan <i>cake</i> dengan filtrat
Bahan Plate	: <i>Cast iron</i>
Dimensi	: Luas filter = 0,792 m <sup>2</sup> Jumlah frame = 1 buah Jumlah plate = 2 buah
Jumlah cake/siklus:	606,249 kg
Waktu tinggal	: 0,0179 jam
Jumlah	: 1 buah

## 10. Buffer Tank (F-311)

**Tabel V.10** Spesifikasi Alat Buffer Tank (F-311)

Kode Alat	: F-311
Fungsi Alat	: Tempat penyimpanan biogas dari digester
Tipe	: Tangki dome dengan tutup atas dan tutup bawah <i>standart dished head</i>
Kapasitas	: 2.414 ft <sup>3</sup> = 68,4 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	: 2 unit
Spek. Tangki	: - Diameter tangki (OD) = 21,0 ft = 6,4 m - Diameter (ID) = 20,97 ft = 6,39 m - Tinggi : shell = 40,3 in = 12,3 m tutup atas = 1,37 ft = 0,42 m tutup bawah = 4,49 ft = 1,37 - Tebal : shell = 3/16 in tutup atas = 5/16 in tutup bawah = 5/16 in
Spek. Nozzle Biogas Masuk	: - Diameter (OD) = 5,56 in - Jenis pipa = Pipa 5 in sch 80
Spek. Nozzle Biogas Keluar	: - Diameter (OD) = 5,56 in - Jenis pipa = Pipa 5 in sch 80

## 11. Air Heater (E-371)

**Tabel V.11** Spesifikasi Alat Air Heater (E-271)

Kode Alat	: E-371
Fungsi Alat	: Menaikan suhu udara pengering <i>rotary dryer</i>
Tipe	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan kontruksi	: <i>Carbon Steel SA 302</i>
Luas Area	: 70,67 ft <sup>2</sup>
Rd	: 0,42

Tube	:	ID	: 0,78 in
		OD	: 0,75 in
		Panjang	: 20 in
		$\Delta PT$	: 1,75 Psi
Shell	:	de	: 0,95 in
		$\Delta Ps$	: 3,472E-07 Psi

## 12. Air Heater (E-321)

**Tabel V.12** Spesifikasi Alat Air Heater (E-221)

Kode Alat	:	E-321
Fungsi Alat	:	Menaikan suhu lime sliker
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	:	1 unit
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Luas Area	:	685,92 ft <sup>2</sup>
Rd	:	0,04
Tube	:	ID : 0,87 in
		OD : 1 in
		Panjang : 20 in
		$\Delta PT$ : 1,3 Psi
Shell	:	de : 0,95 in
		$\Delta Ps$ : 0,21 Psi

## 13. Cooler (E-321)

**Tabel V.13** Spesifikasi Alat Cooler (E-221)

Kode Alat	:	E-321
Fungsi Alat	:	Menurunkan suhu biogas menuju <i>Bubble Colomn</i>
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	:	1 unit
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Luas Area	:	70,67 ft <sup>2</sup>
Rd	:	0,13
Tube	:	ID : 0,78 in
		OD : 0,75 in
		Panjang : 20 in
		$\Delta PT$ : 1,75 Psi
Shell	:	de : 0,95 in
		$\Delta Ps$ : 4,992E-05 Psi

## 14. Cooler (E-371)

**Tabel V.14** Spesifikasi Alat Cooler (E-271)

Kode Alat	:	E-371
Fungsi Alat	:	Menurunkan suhu <i>biomethane</i> menuju <i>Adsorber</i>



Tipe	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 302</i>
Luas Area	: 70,67 ft <sup>2</sup>
Rd	: 0,16
Tube	: ID : 0,78 in OD : 0,75 in Panjang : 20 in $\Delta$ PT : 0,57 Psi
Shell	: de : 0,95 in $\Delta$ Ps : 3,216E-04 Psi

### 15. Screw Conveyor (J-131)

**Tabel V.15** Spesifikasi Alat Screw Conveyor (J-131)

Kode Alat	: J-131
Fungsi Alat	: Memindahkan CaO menuju slaker tank
Material Classification	: <i>III E</i>
Tipe Bearing	: <i>Sealmaster Bearing</i>
Rotasi Screw	: 2 rpm
Power	: 0,032 Hp
Jumlah	: 1 unit

### 16. Lime Slaker Tank (M-130)

**Tabel V.16** Spesifikasi Alat Tangki Slaker (M-130)

Kode Alat	: M-130
Fungsi Alat	: Mereaksikan CaO dengan H <sub>2</sub> O menghasilkan Ca(OH) <sub>2</sub>
Tipe	: Tangki dome dengan tutup atas <i>standart dished head</i> dan tutup bawah <i>flat bottomed</i> pada pondasi.
Kapasitas	: 2.132,85 ft <sup>3</sup> = 60 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	: 5 unit
Spek. Tangki	: - Diameter tangki (OD) = 13 ft = 4 m - Diameter (ID) = 13 ft = 4 m - Tinggi : shell = 19 ft = 6 m tutup atas = 1 ft = 0,31 m - Tebal : shell = 0,19 in tutup atas = 0,25 in
Spek. Nozzle Substrat	: - Diameter (OD) = 9 in - Jenis pipa = Pipa 8 in sch 80

Spek. Impeller	:	
- Jenis Impeller	=	High Efficiency three-blade impeller
- Jumlah Impeller	=	2 unit
- Diameter impeller	=	1,3 ft
- Lebar blade (W)	=	6,48 ft
- Panjang blade (L)	=	0,2 ft
- Lebar Baffle (J)	=	1,08 ft

**17. Pompa Bubble Column (L-221)****Tabel V.17** Spesifikasi Alat Pompa Bubble Colomn (L-221)

Kode Alat	: L-221
Fungsi Alat	: Memompa larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ menuju Bubble Column
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan	: <i>Cast iron</i>
Kapasitas	: 451.656 kg/jam
Power	: 35 hp
Head	: 15 m
Jumlah	: 1 unit

**18. Bubble Column (R-220)****Tabel V.18** Spesifikasi Alat Bubble Column (R-220)

Kode Alat	: R-220
Fungsi Alat	: Mereaksikan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan $\text{CO}_2$ untuk menjadi PCC
Tipe	: <i>Bubble Reactor</i>
Dimensi	: Diameter shell (D) = 14,9 ft Tinggi shell (H) = 39,2 ft Tebal shell (ts) = 6/16 in Tebal head (th) = 7/16 in
Tekanan Desain	: 8667,01 Psi
Bahan	: <i>High Alloy Stell SA-240 grade M Type 316</i>

**19. Bubble Column (R-230)****Tabel V.19** Spesifikasi Alat Bubble Column (R-230)

Kode Alat	: R-230
Fungsi Alat	: Mereaksikan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan $\text{CO}_2$ untuk menjadi PCC
Tipe	: <i>Bubble Reactor</i>
Dimensi	: Diameter shell (D) = 7 ft Tinggi shell (H) = 19,63 ft Tebal shell (ts) = 3/16 in Tebal head (th) = 1/4 in
Tekanan Desain	: 24,411 Psi
Bahan	: <i>High Alloy Stell SA-240 grade M Type 316</i>

**20. Clarifier (H-330)****Tabel V.20** Spesifikasi Alat Clarifier (H-330)

Kode Alat	: H-330
Fungsi Alat	: Memisahkan air dan mengendapkan PCC
Tipe	: <i>Sludge Recirculation</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA 302</i>
Dimensi	: Tinggi : 11,019 m Diameter : 13,223 m
Kapasitas	: 452.367 kg/jam
Kondisi operasi	: Suhu : 30 °C Tekanan : 1 atm
Waktu tinggal	: 120 menit
Jumlah	: 2 unit

**21. Pompa Clarifier (L-231)****Tabel V.21** Spesifikasi Alat Pompa Clarifier (L-231)

Kode Alat	: L-231
Fungsi Alat	: Memompa PCC menuju Clarifier
Tipe	: <i>Slurry pump</i>
Bahan	: <i>Cast iron</i>
Kapasitas	: 1.314,1 kg/jam
Power	: 0,087 hp
Head	: 12,753 m
Jumlah	: 1 unit

**22. Filter Press (H-320)****Tabel V.22** Spesifikasi Alat Filter Press (H-320)

Kode Alat	: H-340
Type	: <i>Horizontal plate &amp; frame</i>
Fungsi	: Memisahkan <i>cake</i> dengan filtrat
Bahan Plate	: <i>Cast iron</i>
Dimensi	: Luas filter = 0,792 m <sup>2</sup> Jumlah frame = 1 buah Jumlah plate = 2 buah
Jumlah cake/siklus	: 50 kg
Waktu tinggal	: 0,0179 jam
Jumlah	: 1 buah

**23. Cake Storage Tank (F-350)****Tabel V.23** Spesifikasi Alat Cake Storage Tank (F-350)

Kode Alat	: F-350
Fungsi Alat	: Penyimpanan sementara PCC sebelum menuju rotary dryer
Tipe	: Storage berbentuk dome dengan tutup atas <i>conical</i> dan tutup bawah <i>flat bottomed</i> pada pondasi.
Kapasitas	: 37,374 ft <sup>3</sup> = 1,06 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	: 1 unit
Spek. Tangki	:
- Diameter tangki (OD)	= 5 ft = 1,52 m
- Diameter (ID)	= 4,96 ft = 1,51 m
- Tinggi : shell	= 7,44 ft = 2,27 m
tutup atas	= 0,67 ft = 0,2 m
- Tebal : shell	= 0,25 in
tutup atas	= 0,31 in

**24. Screw Conveyor (J-351)****Tabel V.15** Spesifikasi Alat Screw Conveyor (J-351)

Kode Alat	: J-351
Fungsi Alat	: Memindahkan PCC menuju rotary dryer
Material Classification	: <i>III E</i>
Tipe Bearing	: <i>Sealmaster Bearing</i>

Rotasi Screw	: 3 rpm
Power	: 0,116 Hp
Jumlah	: 1 unit

## 25. Rotary Dryer (B-370)

**Tabel V.25** Spesifikasi Alat Rotary Dryer (B-370)

Kode Alat	: B-370
Fungsi Alat	: Mengeringkan PCC
Tipe	: <i>Direct Continuous Rotary Dryer</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	: 2.754,13 kg/jam
Panjang	: 4,636 m
Diameter	: 0,512 m
Putaran	: 14 rpm
Kemiringan	: 1,15 derajat
Waktu tinggal	: 0,3 jam

## 26. Kompresor Biogas (G-312)

**Tabel V.26** Spesifikasi Alat Kompresor Biogas (G-312)

Kode Alat	: G-312
Fungsi Alat	: Menaikan tekanan biomethne menuju adsorber dan CNG storage tank
Tipe	: <i>Centrifugal compressor</i>
Jumlah stage	: 2 buah
Kapasitas	: 396,8 kg/jam
Rasio	: 3 stage
Efisiensi	: 95 %
Power	: 44,175 Hp
Kondisi operasi	: $P_{suction} = 1 \text{ atm}$ $P_{discharge} = 10 \text{ atm}$

## 27. Adsorber (D-360)

**Tabel V.27** Spesifikasi Alat Adsorber (D-360)

Kode Alat	: D-360
Fungsi Alat	: Menghilangkan H <sub>2</sub> O dari biomethane
Tipe	: Silinder packing dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>disk head</i>
Jenis sambungan	: <i>Double welded butt</i>
Jumlah	: 2 unit

Spek. Tangki	:	- Diameter tangki (OD)	=	60 in	=	1,52 m
		- Tinggi shell	=	74,5 in	=	1,89 m
		tutup atas	=	12,3 in	=	0,31 m
		tutup bawah	=	12,3 in	=	0,31 m
		- Tebal shell	=	3/16 in		
		tutup atas	=	3/16 in		
		tutup bawah	=	3/16 in		

## 28. Biogas Storage Tank (F-380)

**Tabel V.28** Spesifikasi Alat Biogas Storage Tank (F-380)

Kode	:	F-380
Type	:	<i>Spherical storage</i>
Fungsi	:	Menyimpan biomethane yang dihasilkan
Jumlah	:	1 buah
Bahan	:	<i>PVC Bag Pondasi Beton</i>
Kapasitas	:	213.274 ft <sup>3</sup>
Spek Tangki	:	Diameter (OD) = 22,975 m Tebal = 2 in

## V.2 Harga Alat

**Tabel V.29** Daftar Harga Alat

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga Satuan		Harga Total Tahun 2023
				Tahun 2014	Tahun 2023	
1	M-110	Pre-Treatment Tank	1	\$ 854,600	\$ 1,023,267	\$ 1,023,267
2	M-120	Starter Tank	1	\$ 2,978,700	\$ 3,566,587	\$ 3,566,587
3	J-131	Screw Conveyor	1	\$ 12,800	\$ 15,326	\$ 15,326
4	M-130	Slaker Tank	3	\$ 2,633,700	\$ 3,153,496	\$ 9,460,489
5	L-211	Digester Pump	1	\$ 12,600	\$ 15,087	\$ 15,087
6	L-121	Starter Tank Pump	1	\$ 9,100	\$ 10,896	\$ 10,896
7	L-212	Digester Pump	1	\$ 9,100	\$ 10,896	\$ 10,896
8	M-210	Digester Tank	2	\$ 8,893,000	\$ 10,648,154	\$ 21,296,307
9	E-371	Heater	1	\$ 89,500	\$ 107,164	\$ 107,164
10	E-221	Heater	1	\$ 92,200	\$ 110,397	\$ 110,397
11	F-221	Buffer Tank	1	\$ 66,600	\$ 79,744	\$ 79,744
12	H-222	Water Trap	1	\$ 45,800	\$ 54,839	\$ 54,839
13	R-220	Bubble Column	1	\$ 388,900	\$ 465,655	\$ 465,655
14	R-230	Bubble Column	1	\$ 198,600	\$ 237,796	\$ 237,796
15	L-311	Clarifier Pump	1	\$ 6,800	\$ 8,142	\$ 8,142
16	H-310	Clarifier	1	\$ 349,800	\$ 418,838	\$ 418,838
17	H-330	Clarifier	1	\$ 384,200	\$ 460,027	\$ 460,027
18	L-312	Plate and Frame Filter Press Pump	1	\$ 6,400	\$ 7,663	\$ 7,663
19	H-340	Plate and Frame Filter Press	1	\$ 128,100	\$ 153,382	\$ 153,382
20	F-350	Cake Storage Tank	1	\$ 128,000	\$ 153,263	\$ 153,263
21	J-351	Screw Conveyor	1	\$ 11,500	\$ 13,770	\$ 13,770
22	B-370	Rotary Dryer	1	\$ 462,600	\$ 553,900	\$ 553,900

23	J-371	Screw Conveyor	1	\$ 12,500	\$ 14,967	\$ 14,967
24	H-320	Plate and Frame Filter Press	1	\$ 120,200	\$ 143,923	\$ 143,923
25	D-360	Adsorber	2	\$ 123,200	\$ 147,515	\$ 295,030
26	F-411	Biomethane Tank	1	\$ 4,898,400	\$ 5,865,165	\$ 5,865,165
27	E-67	Compressor	1	\$ 119,200	\$ 142,726	\$ 142,726
28	E-70	Compressor	1	\$ 111,300	\$ 133,267	\$ 133,267
29	E-68	Cooler	1	\$ 132,400	\$ 158,531	\$ 158,531
30	E-71	Cooler	1	\$ 139,200	\$ 166,673	\$ 166,673
<b>Total Harga Alat</b>					<b>\$ 45,143,718</b>	



## **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 appendix C dihitung berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain yang telah disebutkan di atas, juga diperlukan analisa biaya yang diperlukan untuk beroperasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik. Faktor-faktor yang perlu ditinjau antara lain :

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

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

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

## **VI.1 STRUKTUR ORGANISASI**

### **VI.1.1 Umum**

Bentuk Perusahaan	: PT (Perseroan Terbatas)
Status Perusahaan	: PMDN (Swasta)
Lapangan Usaha	: Pabrik Biogas dan PCC
Lokasi	: Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur
Kapasitas Produksi	: 219653,2 ton biogas per tahun 906602,4 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 Vinnase adalah perusahaan swasta nasional direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Dasar-dasar kepemilikan bentuk perusahaan ini sebagai berikut :

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

### **VI.1.3 Struktur Organisasi**

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

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

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

1. Bentuk organisasi mudah dipahami dan dilaksanakan karena sederhana
2. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal
3. Biasanya digunakan oleh organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinyu
4. Terdapat kesatuan dalam pelaksanaan dan perintah, sehingga mempermudah pemeliharaan disiplin dan tanggung jawab kerja lebih baik
5. Pengambilan keputusan dapat dilaksanakan secara cepat karena komunikasi menjadi lebih mudah
6. Masing-masing kepala bagian atau kepala manager secara langsung bertanggung jawab atas suatu

aktivitas yang diperlukan untuk mencapai tujuan perusahaan

7. Pimpinan tertinggi pabtik 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 *divident* (*Directing*)

### 3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemegang kepemimpinan 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 Vinnase 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 Vinnase ini terdapat tiga manager yaitu, manager produksi, manager keuangan dan pemasaran dan manager SDM. Tugas dan wewenang Manager adalah :

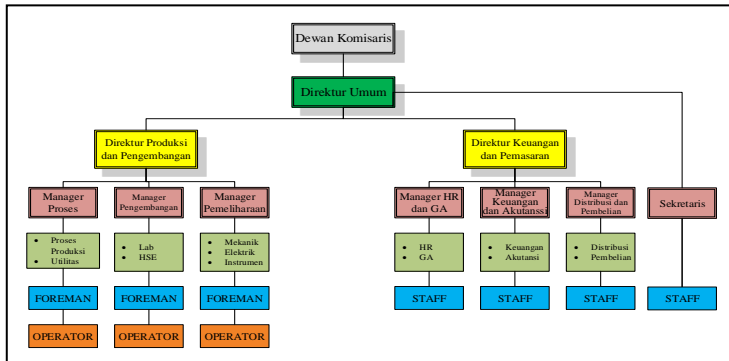
- Mengkoordinasikan aktivitas baik intra & antar departemen yang dibawahinya
- Mempertinggi efektivitas dan efisiensi kerja seluruh karyawannya
- Melaksanakan kebijaksanaan Direktur
- Menjabarkan kebijaksanaan dan langkah yang diambil Direktur

#### 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 Sruktur Organisasi Perusahaan

## VI.2 SISTEM UTILITAS

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

### VI.2.1 Unit Pengolahan Air

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

- Air Sanitasi, meliputi laboratorium dan karyawan.



Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra sedimentasi, bak koagulasi dan flokulasi, tangki tawas, tangki  $\text{Ca(OH)}_2$ , bak pengendap, bak penampung, pompa sand filter, tangki sand filter, bak penampung air bersih, bak penampung air sanitasi, tangki desinfektan, dan pompa air untuk sanitasi.

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

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

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

### **VI.2.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik**

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk Pabrik Biogas dari Vinnase ini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik. Distribusi listrik pada pabrik sebagai berikut :

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

### **VI.2.3 Unit Pendingin**

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

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
  - Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
  - Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
  - Mudah dikendalikan dan dikerjakan
  - Tidak mudah terdekomposisi
- Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :
- *Hardness* : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
  - Besi : penyebab korosi
  - Silika : penyebab kerak
  - Minyak : dapat menyebabkan turunya *heat transfer*
- Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur, dan korosi.

### **VI.3 HARGA PERALATAN**

Harga peralatan cenderung naik tiap tahun, maka untuk menentukan harga peralatan di tahun ini, harga tersebut ditaksir dari harga tahun-tahun sebelumnya

berdasarkan indeks harga. Perhitungan harga peralatan dapat dilihat pada 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 Vinnase ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi.

Faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

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

##### **VI.4.1 Potensial Ekonomi (EP)**

Potensial ekonomi didefinisikan sebagai

$$\begin{aligned} EP &= (\text{Nilai Produk}) - (\text{Biaya Bahan Baku}) \\ &= \text{Rp. } 8.522.722.050.000 - \text{Rp } 26.092.790.724 \\ &= \text{Rp } 8.496.634.259.276 \end{aligned}$$

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

##### **VI.4.2 Laju Pengembalian Modal (IRR)**

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga  $i = 53,85\%$ . Harga  $i$  yang diperoleh lebih besar dari nilai bunga pinjaman modal sehingga pabrik ini layak didirikan.

#### **VI.4.3 Waktu Pengembalian Modal (POT)**

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendix D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 3 tahun 3 bulan.

#### **VI.4.4 Titik Impas (BEP)**

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan biaya variable (VC), biaya semi variable (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendix D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 14,83 %.

## **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 Vinnase 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 Vinasse Pabrik Bioethanol dapat didirikan di Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur, dengan Kapasitas 307.557 ton vinasse per tahun , yang akan memproduksi 219653,2 ton biogas per tahun dan 906602,4 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 58,85% per tahun, dimana lebih besar dari suku bunga bank yang sebesar 7% per tahun.
- b. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*) adalah 3,3 tahun.
- c. Titik Impas (*Break Even Point/BEP*) sebesar 14,83 %.

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

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## 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., And 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, And Wiebke Beyrich. 2013. *"Biogas Upgrading To Bimethane."* In *The Biogas Handbook*, By Arthur Wellinger, Jerry Murphy And David Baxter, 342-377. Woodhead Publishing Limited.
- Bochmann, G., And 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.
- Budzianowski, Wojciech M., And 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.
- Cortez, Luís Augusto Barbosa. 2014. *R&D Needs In The Industrial Production Of Vinasse*. P.619-636. In Luis Augusto Barbosa Cortez (Coord.). *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
- 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.
- Kajian Supply Demand Energy 2012*. Pusat Data dan Informasi Energi dan Sumber Daya Mineral Kementrian Energi dan Sumber Daya Mineral.
- 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
- 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, And B.V. Appa Rao. 2013. *"Biogas Purification, Compression*



- And Bottling." Global Journal Of Engineering, Design & Technology 2 (6): 34-38.*
- 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 Pembenh Tanah
- 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*
- Ryckeboosh, E., M. Drouillon, And 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.
- Schafer, Perry L. 2002. "*Advanced Anaerobic Digestion Performance Comparisons*". Water Environment Federation
- Schnürer, A., And 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. Drosch, And 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
- Shahinour, 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.
- 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.
- 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
- 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, And 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.
- Uli, W., Ulrich, S., Nicolai, H., 1989, *Biogas Plants In Animal Husbandry*, Gtz, Germany.
- 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.
- 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
- Sundaram, V. S. Meenakshi, etc. 2004. *Methods for modifying electrical properties of papermaking compositions using carbon dioxide*. Perancis. WO2004029359 A1
- Ukrainczyk, Marko. 2006. *Experimental design approach to calcium carbonate precipitation in a semicontinuous process*. *Powder Technology* 171 (2007) 192–199
- 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

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BIODATA PENULIS



**Muhammad Faidlal Aslah** lahir di Semarang, 25 April 1997. Penulis menempuh pendidikan formal di SDN Muhammadiyah Salatiga (2003-2009), SMPN 1 Salatiga (2009-2012), dan SMAN 1 Salatiga (2012-2015). Setelah lulus dari jenjang SMA, penulis melanjutkan ke jenjang Strata I (S-1) Teknik Kimia di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis melaksanakan Kerja Praktik di PT. Pupuk Kalimantan Timur yang berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur. Selain kesibukan akademik, penulis juga aktif di Badan Eksekutif Mahasiswa FTI ITS pada tahun 2016-2018. Pada akhir studinya, Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dipilih penulis untuk menyelesaikan tugas akhir. Bersama partnernya, Farisa Triyoga, penulis menyelesaikan “Pra Desain Pabrik Biomethane dan PCC dari Vinasse Pabrik Bioethanol” dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M. Eng dan Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng. Dan juga menyelesaikan skripsi yang berjudul “Eksperimen dan Simulasi Ekstraksi Kurkumin dari Temulawak dengan Menggunakan CO<sub>2</sub> Superkritis” dibawah bimbingan Dr. Siti Machmudah, S.T., M. Eng. dan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng

Nama : Muhammad Faidlal Aslah  
Alamat : Jalan Mulyosari Tengah No. 52 Surabaya  
No. HP : +6285743233233  
Email : faidlal.aslah@gmail.com



**Farisa Triyoga** lahir di Klaten, 5 September 1997. Penulis menempuh pendidikan formal di SDN 1 Sidomulyo Kabupaten Klaten (2003-2009), SMPN 1 Delanggu Kabupaten Klaten (2009-2012), dan SMAN 3 Surakarta (2012-2015). Setelah lulus dari jenjang SMA, penulis melanjutkan ke jenjang Strata I (S-1) Teknik Kimia di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis melaksanakan Kerja Praktik di PT. Pupuk Kalimantan Timur yang berlokasi di Bontang, Kalimantan Timur. Selain kesibukan akademik, penulis juga aktif di Badan Eksekutif Mahasiswa FTI ITS pada tahun 2016-2018. Pada akhir studinya, Laboratorium Mekanika Fluida dan Pencampuran dipilih penulis untuk menyelesaikan tugas akhir. Bersama partnernya, Muhammad Faidlal Aslah, penulis menyelesaikan “Pra Desain Pabrik Biomethane dan PCC dari Vinasse Pabrik Bioethanol” dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M. Eng dan Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng. Dan juga menyelesaikan skripsi yang berjudul “Eksperimen dan Simulasi Ekstraksi Kurkumin dari Temulawak dengan Menggunakan CO<sub>2</sub> Superkritis” dibawah bimbingan Dr. Siti Machmudah, S.T., M. Eng. dan Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng

Nama : Farisa Triyoga  
Alamat : Jalan Gebang Kidul No. 22 Surabaya  
No. HP : +6285643607138  
Email : triyogafarisa@gmail.com

**APPENDIKS A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA BIOGAS**

Basis Perhitungan	= 1 jam operasi	
Waktu Operasi	= 330 hari/tahun	( 1 hari = 24 Jam)
s.g Vinasse	= 1,02	(Sumber : <i>PT Energi Argo Nusantara Mojokerto</i> )
s.g Ethanol	= 0,786	
$\rho$ air ( T = 70 °C)	= 977,78 kg/m <sup>3</sup>	(Sumber: <i>Tabel A.2-3 Transport Processes and Separation Process Principles</i> )
$\rho$ Vinnase	= s.g Vinasse x $\rho$ air ( T = 70 °C)	
	= 1,02 x 977,78	
	= 997,336 kg/m <sup>3</sup>	
$\rho$ Ethanol	= s.g Ethanol x $\rho$ air ( T = 70 °C)	
	= 0,786 x 977,78	
	= 768,535 kg/m <sup>3</sup>	
Kapasitas Produksi Ethanol dari pabrik Ethanol dalam satuan rate massa	= 71,8181 ton/hari atau 23700 ton/tahun	
	= 71818,1 kg/hari	
	= 2992,42 kg/jam	
Kapasitas Produksi Ethanol dari pabrik ethanol dalam satuan rate volume	= Kapasitas Produksi dalam Kg/jam : $\rho$ ethanol	
	= 2992,42 kg/jam : 768,535 kg/m <sup>3</sup>	
	= 3,894 m <sup>3</sup> /jam	
	= 3893,67 L/jam	
Limbah Vinnase	= 38936,7 L/jam	(Asumsi 1 L Ethanol = 10 L Vinnase)
	= 934480 L/hari	
	= 308378 m <sup>3</sup> /tahun	
Rate Massa	= Rate Volume x $\rho$ vinnase	
	= 308378 x 997,336	
	= 307556816 kg/tahun	
	= 931990,351 kg/hari	
	= 38832,9313 kg/jam	
HRT Reaktor	= 18 hari	(Sumber : Schafer dkk, 2002)

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

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

### A.1 Bahan Baku

Bahan baku pembuatan methana adalah limbah bioetanol berupa Vinnase dari PT. Energi Agro Nusantara Mojokerto pada suhu : 30 °C dan tekanan : 1 atm

**Tabel A.1** Karakteristik Vinasse PT. Energi Agro Nusantara Mojokerto

Parameter Uji	Hasil Pengujian
pH	4,18
BOD, mg/L	36793
COD, mg/L	137800
Total Dissolve Solids, %	4,81
Total Suspended Solids, %	0,08
Protein, %	0,26
Fosfor, %	0,03
Kalium, %	1,1
Glukosa, %	3,98
Cadmium, %	0,66
Timbal, %	0,01
Arsen, %	0,08
Air, %	95,617

(Sumber : PT. Energi Agro Nusantara Mojokerto)

Data komposisi bahan baku disajikan pada tabel A.2 berikut:

**Tabel A.2** Komposisi Bahan Baku (Vinnase)

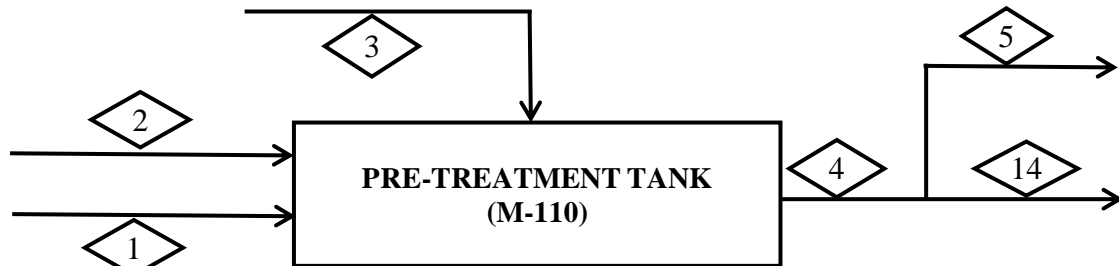
No	Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mol
1	Protein	352	0,0026	100,9656	0,2868	0,0001
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	142	0,0003	11,6499	0,0820	3,9597E-05
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	94,2	0,00111	43,1046	0,4576	0,0002
4	Glukosa	180	0,04	1553,3173	8,6295	0,0042
5	Cadmium	112	6,60E-07	0,0256	2,28E-04	1,1006E-07
6	Timbal	207	1,00E-08	0,0004	1,87E-06	9,0457E-10
7	Arsen	33	8,00E-08	0,0031	9,41E-05	4,5437E-08
8	Air	18	0,9560	37123,8649	2062,43694	0,9954
<b>Total</b>			1,0000	38832,9313	2071,8933	1,0000

(Sumber : PT. Energi Agro Nusantara Mojokerto)



## A.2 Pre-Treatment Tank

- Tujuan :
- Menurunkan nilai COD dari 137800 mg/L menjadi 70000 mg/L dengan cara menambahkan air
  - Meningkatkan pH vinnase dari 4,18 menjadi 7 dengan menambahkan basa (Ca(OH)<sub>2</sub>)



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

$$\begin{aligned} \text{Volumetric Rate} &= \text{Kapasitas produksi Vinnase} : \rho \text{ Vinnase} \\ &= 38832,9313 \text{ kg/jam} : 997,336 \text{ kg/m}^3 \\ &= 38,9367 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 38936,6742 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Konsentrasi COD awal} = 137800 \text{ mg/L}$$

$$\text{Konsentrasi COD diinginkan} = 70000 \text{ mg/L}$$

$$M_1 \times V_1 + M_2 \times V_2 = M_3 \times V_3$$

$$\begin{aligned} 137800 \times 38,9367 + 0 \times V_2 &= 70000 \times (38,9367 + V_2) \\ &= 37,7130 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka jumlah air yang perlu ditambahkan adalah} &: 37,7130 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 36875 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan pH setelah pengenceran

pH awal Vinnase masuk adalah 4,18

$$\text{pH} = -\log(\text{H}^+)$$

$$\text{H}^+ = 10^{-4,18}$$

$$= 6,6\text{E-}05$$

$$\text{mol H}^+ = 10^{-4,18} \times \text{Volume desain Vinnase}$$

$$= 6,6\text{E-}05 \times 38936,6742$$

$$= 2,5725 \text{ kmol/jam}$$

Volumetric Rate dalam tangki setelah pengenceran :

$$= \text{Rate Vinnase} + \text{Rate Air Masuk}$$

$$= 38,9367 + 37,7130$$

$$= 76,6496 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 76649,624 \text{ L/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi H}^+ \text{ setelah pengenceran} &= \frac{\text{mol H}^+}{\text{Volumetric Rate dalam Tangki}} \\ &= \frac{2,5725}{76649,624} \\ &= 3,356\text{E-}05 \text{ kmol/L} \end{aligned}$$

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

pH setelah pengenceran adalah = 4,474

$$\text{pH} = -\log(\text{H}^+)$$

$$\text{H}^+ = 10^{-4.474}$$

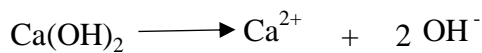
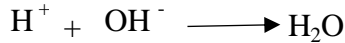
$$= 3,4\text{E-}05$$

$$\text{mol H}^+ = 10^{-4.474} \times \text{Volume desain Vinnase}$$

$$= 3,4\text{E-}05 \times 76649,624$$

$$= 2,5725 \text{ kmol/jam (STP)}$$

Reaksi yang terjadi dalam netralisasi Vinnase



$$\text{mol OH}^- = \text{mol H}^+ = 2,5725 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{mol Ca(OH)}_2 = 1,2863 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{konversi reaksi} = 0,85$$

$$\text{mol Ca(OH)}_2 \text{ yang dibutuhkan} = 1,5132 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{massa Ca(OH)}_2 \text{ yang dibutuhkan} = \text{mol Ca(OH)}_2 \times \text{BM Ca(OH)}_2$$

$$= 1,5132 \text{ kmol/jam} \times 74 \text{ kg/kmol}$$

$$= 111,980 \text{ kg/jam}$$

Vinasse dengan pH netral dan COD 70000 mg/L ini kemudian akan didistribusi ke tangki starter dan ke reaktor, dengan perbandingan 3 : 10

**Tabel A.3** Neraca Massa Tangki Pre-treatment

No	Komponen	Masuk					
		Aliran (1)		Aliran (2)		Aliran (3)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0,0026	101,0	0	0	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0,0003	11,6	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0,00111	43,1	0	0	0	0
4	Glukosa	0,04	1553,3	0	0	0	0
5	Cadmium	6,6E-07	0,0256	0	0	0	0
6	Timbal	1E-08	0,0004	0	0	0	0
7	Arsen	8E-08	0,0031	0	0	0	0
8	Air	0,95599	37123,9	1	36875	0	0
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0	0	1	111,980
<b>Total</b>		1	38832,9	1	36875	1	111,980

**Tabel A.3** Neraca Massa Tangki Pre-treatment (Lanjutan)

No	Komponen	Keluar					
		Aliran (4)		Aliran (5)		Aliran (14)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0,0013	100,966	0,0013	23,2998	0,0013	77,666
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0,0002	11,650	0,0002	2,6884	0,0002	8,961

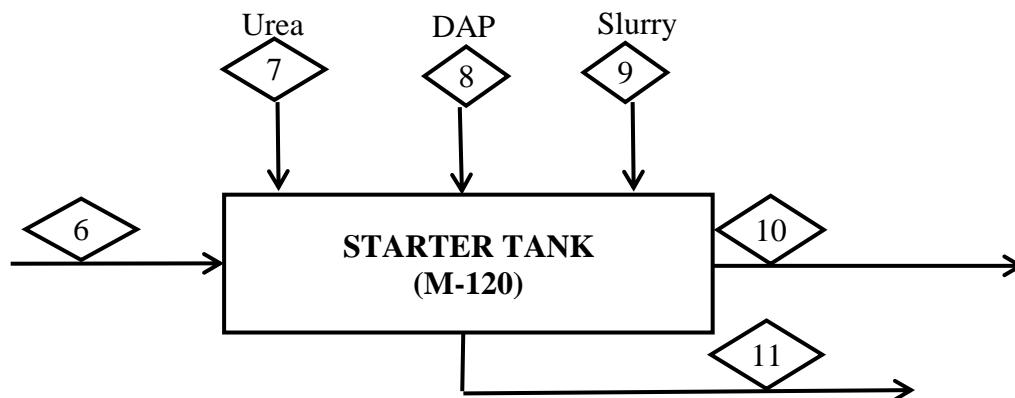
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0,0006	43,105	0,0006	9,9472	0,0006	33,157
4	Glukosa	0,0205	1553,32	0,0205	358,458	0,0205	1194,86
5	Cadmium	0,0000	0,026	0,0000	0,0059	0,0000	0,020
6	Timbal	0,0000	0,000	0,0000	0,0001	0,0000	0,000
7	Arsen	0,0000	0,003	0,0000	0,0007	0,0000	0,002
8	Air	0,9760	73998,8	0,9760	17076,7	0,9760	56922,2
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0015	111,980	0,0015	25,8416	0,0015	86,139
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>75819,9</b>	<b>1</b>	<b>17496,9</b>	<b>1</b>	<b>58323,0</b>

**Tabel A.4 Neraca Massa Tangki Pre-treatment Overall**

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (1)	38832,93	Aliran (4)	75819,880
Aliran (2)	36874,97	Aliran (5)	17496,90
Aliran (3)	111,9803	Aliran (14)	58322,98
<b>Total</b>	<b>75819,88</b>	<b>Total</b>	<b>75819,88</b>

### A.3 Starter Tank

Tujuan : - Untuk pengkondisian awal proses pengolahan vinnase sebelum masuk reaktor. Saat masuk tangki starter, vinnase ditambahkan dengan kotoran sapi dan nutrisi yang dibutuhkan.



#### Penambahan kotoran sapi (slurry)

Penambahan kotoran sapi (slurry) dihitung berdasarkan persamaan berikut:

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

(Sundstrom eq. 5.3)

dimana  $S$  = massa substrat keluar reaktor = 276,34709 kg substrat/jam  
= 276347088 mg substrat/jam  
= 3644,7840 mg substrat/liter

$S^0$  = massa substrat awal = 1425,22832 kg substrat/jam  
= 1425228322 mg substrat/jam  
= 15273,013 mg substrat/L

$X^0$  = massa bakteri dibutuhkan = 8974,49512 mg bakteri/L  
dari table 6-4 sundstrom didapatkan

$Y$  = 0,291 mg MLVSS/mg bakteri

$K_m$  = -3,11 mg/L

$$k_0 = 0,00099 \text{ jam}^{-1}$$

$$t = 18 \text{ hari} = 432 \text{ jam}$$

maka

$$8,201052 = 9,9537847 + -4743,907 - -4742,294$$

$$8,201052 = 8,340$$

kesalahan = 0,0170 (dibawah 2%, sehingga trial dapat diterima)

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

(Sundstrom eq. 5.4)

dimana  $S^0$  = massa substrat masuk starter = 358,4578 kg substrat/jam  
= 358457827 mg substrat/jam  
= 4727,755 mg substrat/L

(trial)  $X^0$  = massa bakteri yang dibutuhkan = 8530,7355 mg bakteri/L

$X$  = massa bakteri keluar starter = 8974,49512 mg bakteri/L

dari table 6-4 sundstrom didapatkan

$Y$  = 0,291 mg MLVSS/mg bakteri

$K_m$  = -3,11 mg/L

$k_0$  = 0,00099  $\text{jam}^{-1}$

$t$  = 5 hari = 120 jam

maka

$$9,102141957 = 0,1188 + 9,05143 - -9,1E-05 \times 6,8881$$

$$9,102141957 = 9,17086012$$

kesalahan = 0,00755 (dibawah 2%, sehingga trial dapat diterima)

diketahui kotoran sapi mengandung 236000000 CFU/gram kotoran sapi dan 0 gram bakteri/CFU

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

maka, kebutuhan kotoran sapi sebesar = 0,00024 gram bakteri/gram kotoran sapi

= 36147,2 gram kotoran sapi

= 36,1472 kg

Jumlah slurry yang ditambahkan = 36,1472 kg/jam

### Penambahan DAP

Penambahan DAP dilakukan sebagai penambah unsur P dalam reaktor.

Dasar perhitungan jumlah DAP adalah jumlah BOD dalam Vinnase

Jumlah DAP yang ditambahkan adalah 1% kadar BOD

BM DAP = 132

BOD dalam Vinnase = 36793 mg/L

Rate Vinnase = 38936,674 L/jam

= 1432,597 kg/Jam

Jumlah DAP yang ditambahkan = 14,326 kg/Jam

### 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 = 0,0323 dari kadar C (BOD) pada Vinnase

BM Urea = 60

Jumlah Urea yang ditambahkan = 46,213 kg/jam

**Tabel A.5** Reaksi yang Terjadi pada Tangki Starter

No	Reaksi	Konversi
1	Glukosa $\longrightarrow$ $3\text{CO}_2 + 3\text{CH}_4$	60%
2	Protein + $18.5\text{H}_2\text{O}$ $\longrightarrow$ $8.25\text{CH}_4 + 3.75\text{CO}_2 + 4\text{NH}_4\text{OH} + 4\text{H}_2\text{CO}_3$	60%
3	$\text{CO}(\text{NH}_2)_2 + 3\text{H}_2\text{O}$ $\longrightarrow$ $2\text{NH}_4\text{OH} + \text{CO}_2$	50%
4	$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 + \text{H}_2\text{O}$ $\longrightarrow$ $\text{NH}_4\text{OH} + \text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$	50%

**Reaksi 1**

Glukosa masuk = 358,4578 kg/jam  
 = 1,9914 kmol/jam

Mol glukosa bereaksi = % konversi reaksi 1 x mol glukosa masuk  
 = 60% x 1,9914  
 = 1,1949 kmol/jam

Massa glukosa bereaksi = mol glukosa bereaksi x BM  
 = 1,1949 x 180  
 = 215,075 kg/jam

Mol glukosa sisa = mol glukosa masuk - mol glukosa bereaksi  
 = 1,9914 - 1,1949  
 = 0,7966 kmol/jam

Mol  $\text{CH}_4$  terbentuk = mol glukosa bereaksi x faktor stokiometri  
 = 1,1949 x 3  
 = 3,585 kmol/jam

Massa  $\text{CH}_4$  terbentuk = mol  $\text{CH}_4$  terbentuk x BM  $\text{CH}_4$   
 = 3,585 x 16  
 = 57,353 kg/jam

Mol  $\text{CO}_2$  terbentuk = mol glukosa bereaksi x faktor stokiometri  
 = 1,1949 x 3  
 = 3,585 kmol/jam

Massa  $\text{CO}_2$  terbentuk = mol  $\text{CO}_2$  terbentuk x BM  $\text{CO}_2$   
 = 3,585 x 44  
 = 157,721 kg/jam

	Glukosa	$\longrightarrow$	$3\text{CO}_2$	+	$3\text{CH}_4$
M	1,9914				
R	1,1949		3,585		3,585
S	0,7966		3,585		3,585

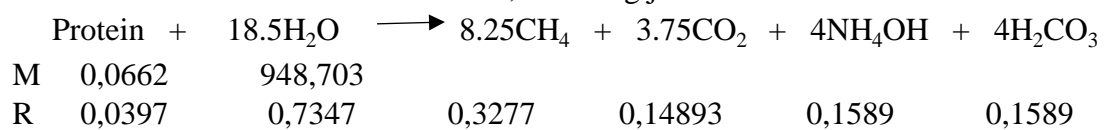
**Reaksi 2**

Protein masuk = 23,2998 kg/jam  
 = 0,0662 kmol/jam

Mol protein bereaksi = % konversi reaksi 2 x mol protein masuk  
 = 60% x 0,0662  
 = 0,0397 kmol/jam

Massa Protein bereaksi = mol protein bereaksi x BM Protein  
 = 0,0397 x 352

$$\begin{aligned}
&= 13,9799 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol Protein Sisa} &= \text{mol protein masuk} - \text{mol protein bereaksi} \\
&= 0,0662 - 0,0397 \\
&= 0,0265 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa Protein Sisa} &= \text{mol protein sisa} \times \text{BM Protein} \\
&= 0,0265 \times 352 \\
&= 9,320 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,0397 \times 18,5 \\
&= 0,7347 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \times \text{BM H}_2\text{O} \\
&= 0,7347 \times 18 \\
&= 13,225 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O masuk} - \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \\
&= 948,703 - 0,7347 \\
&= 947,968 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O sisa} \times \text{BM H}_2\text{O} \\
&= 947,968 \times 18 \\
&= 17063,4 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,0397 \times 3,75 \\
&= 0,14893 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol CO}_2 \text{ terbentuk} \times \text{BM CO}_2 \\
&= 0,14893 \times 44 \\
&= 6,5531 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol CH}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,0397 \times 8,25 \\
&= 0,3277 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CH}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol CH}_4 \text{ terbentuk} \times \text{BM CH}_4 \\
&= 0,3277 \times 16 \\
&= 5,242 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol NH}_4\text{OH terbentuk} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,0397 \times 4 \\
&= 0,1589 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa NH}_4\text{OH terbentuk} &= \text{mol NH}_4\text{OH terbentuk} \times \text{BM NH}_4\text{OH} \\
&= 0,1589 \times 35 \\
&= 5,5602 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{CO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,0397 \times 4 \\
&= 0,1589 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{CO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2\text{CO}_3 \text{ terbentuk} \times \text{BM H}_2\text{CO}_3 \\
&= 0,1589 \times 62 \\
&= 9,8494 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$



S	0,0265	947,968	0,3277	0,14893	0,1589	0,1589
---	--------	---------	--------	---------	--------	--------

### Reaksi 3

Urea masuk	=	46,213	kg/jam
	=	0,770	kmol/jam
Mol Urea bereaksi	=	% konversi reaksi 3 x mol urea masuk	
	=	50% x 0,770	
	=	0,3851	kmol/jam
Massa Urea bereaksi	=	mol urea bereaksi x BM	
	=	0,3851 x 60	
	=	23,106	kg/jam
Mol Urea sisa	=	mol urea masuk - mol urea bereaksi	
	=	0,770 - 0,3851	
	=	0,3851	kmol/jam
Massa Urea sisa	=	mol urea sisa x BM	
	=	0,3851 x 60	
	=	23,106	kg/jam
Mol H <sub>2</sub> O yang bereaksi	=	mol urea bereaksi x faktor stokiometri	
	=	0,3851 x 3	
	=	1,1553	kmol/jam
Massa H <sub>2</sub> O bereaksi	=	mol H <sub>2</sub> O bereaksi x BM	
	=	1,1553 x 18	
	=	20,796	kg/jam
Mol H <sub>2</sub> O sisa	=	mol H <sub>2</sub> O masuk - mol H <sub>2</sub> O bereaksi	
	=	947,968 - 1,1553	
	=	946,813	kmol/jam
Massa H <sub>2</sub> O sisa	=	mol H <sub>2</sub> O sisa x BM	
	=	946,813 x 18	
	=	17042,6	kg/jam
Mol NH <sub>4</sub> OH terbentuk	=	mol urea bereaksi x faktor stokiometri	
	=	0,3851 x 2	
	=	0,7702	kmol/jam
Massa NH <sub>4</sub> OH terbentuk	=	mol NH <sub>4</sub> OH terbentuk x BM	
	=	0,7702 x 35	
	=	26,957	kg/jam
Mol CO <sub>2</sub> terbentuk	=	mol urea bereaksi x faktor stokiometri	
	=	0,3851 x 1	
	=	0,3851	kmol/jam
Massa CO <sub>2</sub> terbentuk	=	mol CO <sub>2</sub> terbentuk x BM	
	=	0,3851 x 44	
	=	16,9447	kg/jam

	CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	+	3H <sub>2</sub> O	→	2NH <sub>4</sub> OH	+	CO <sub>2</sub>
M	0,770		947,968				
R	0,3851		1,1553		0,7702		0,3851
S	0,3851		946,813		0,7702		0,3851

### Reaksi 4

DAP masuk	=	14,326	kg/jam
	=	0,1085	kmol/jam

$$\begin{aligned}
\text{Mol DAP bereaksi} &= \% \text{ konversi reaksi } 4 \times \text{mol DAP masuk} \\
&= 50\% \times 0,1085 \\
&= 0,0543 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa DAP bereaksi} &= \text{mol DAP bereaksi} \times \text{BM} \\
&= 0,0543 \times 132 \\
&= 7,1630 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol DAP sisa} &= \text{mol DAP masuk} - \text{mol DAP bereaksi} \\
&= 0,1085 - 0,0543 \\
&= 0,0543 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa DAP sisa} &= \text{mol DAP sisa} \times \text{BM} \\
&= 0,0543 \times 132 \\
&= 7,1630 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol DAP bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,0543 \times 1 \\
&= 0,0543 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \times \text{BM} \\
&= 0,0543 \times 18 \\
&= 0,9768 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O masuk} - \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \\
&= 946,813 - 0,0543 \\
&= 946,759 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O sisa} \times \text{BM} \\
&= 946,759 \times 18 \\
&= 17041,7 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol NH}_4\text{OH terbentuk} &= \text{mol DAP bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,0543 \times 1 \\
&= 0,0543 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa NH}_4\text{OH terbentuk} &= \text{mol NH}_4\text{OH terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 0,0543 \times 35 \\
&= 1,8993 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol DAP bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,0543 \times 1 \\
&= 0,0543 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4 \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 0,0543 \times 115 \\
&= 6,240 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

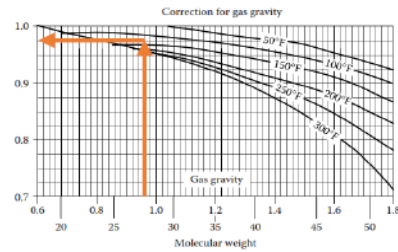
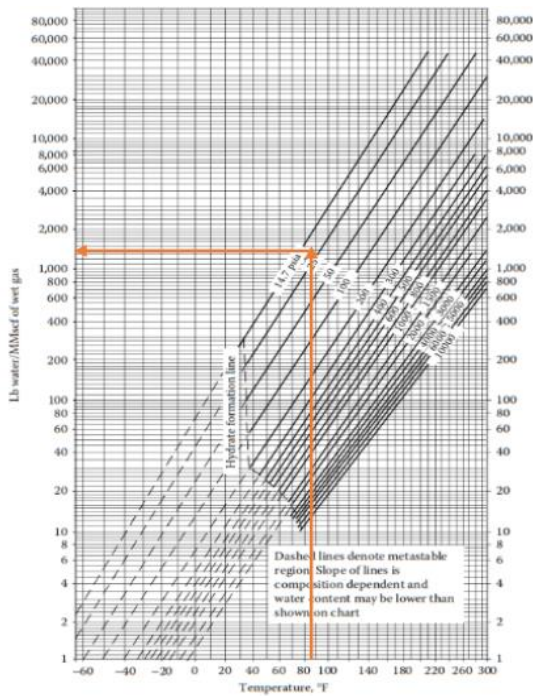
	$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	+	$\text{H}_2\text{O}$	$\longrightarrow$	$\text{NH}_4\text{OH}$	+	$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$
M	0,1085		946,813				
R	0,0543		0,0543		0,0543		0,0543
S	0,0543		946,759		0,0543		0,0543

### Menghitung Jumlah Air pada Biogas

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

P biogas pada gas holder adalah 1 bar = 14,5038 psia pada 30 °C





**Gambar A.2** Faktor Koreksi

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

Dari grafik didapatkan kandungan air adalah : 5000 lb/MMScf

Densitas Biogas : 1,1 kg/m<sup>3</sup> (Peiris, 2016)

$\rho$  udara ( 31 °C ) = 1,21 kg/m<sup>3</sup> (Tabel A.3-3 Transport Processes and Separation Process Principles)

Sehingga s.g Biogas adalah = 0,909

Dari grafik didapatkan faktor koreksi = 0,97

Sehingga kadar air = 4850 lb/MMScf

Asumsi gas ideal, sehingga menggunakan persamaan :

$$P V = n R T$$

$$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \quad \text{Mol CO}_2 = 4,119 \text{ kmol/jam}$$

$$T = 35 \text{ }^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K} \quad \text{Mol CH}_4 = 3,912 \text{ kmol/jam}$$

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

$$\text{Volume CO}_2 = 104,137 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume CH}_4 = 98,919 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Total Volume} &= 203,057 \text{ m}^3 \\ &= 0,00717 \text{ MMScf} \end{aligned}$$

Massa air dalam biogas

$$\text{Didapatkan kadar air dalam biogas} = 4850 \text{ lb/MMScf}$$

$$\text{Total Volume} = 0,00717 \text{ MMScf}$$

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

$$= 4850 \times 0,00717$$

Mol air = 34,774 lb = 15,753 kg  
 = Massa air / BM  
 = 0,875 kmol

**Tabel A.6 Neraca Massa Tangki Starter**

No	Komponen	Masuk			
		Aliran (6)		Aliran (7)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0,00133	23,2998	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0,00015	2,6884	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0,00057	9,9472	0	0
4	Glukosa	0,02049	358,458	0	0
5	Cadmium	0,00000	0,00591	0	0
6	Timbal	0,00000	0,0001	0	0
7	Arsen	0,00000	0,0007	0	0
8	Air	0,97598	17076,7	0	0
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,00148	25,842	0	0
10	DAP	0,00000	0	0	0
11	Urea	0,00000	0	1	46,213
12	Slurry	0,00000	0	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0,00000	0	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0,00000	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0,00000	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0,00000	0	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,00000	0	0	0
Total		1,00000	17496,9	1,00000	46,2128

**Tabel A.6 Neraca Massa Tangki Starter (Lanjutan)**

No	Komponen	Masuk			
		Aliran (8)		Aliran (9)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Proterin	0	0	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0	0
4	Glukosa	0	0	0	0
5	Cadmium	0	0	0	0
6	Timbal	0	0	0	0
7	Arsen	0	0	0	0

8	Air	0	0	0	0
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0	0
10	DAP	1	14,326	0	0
11	Urea	0	0	0	0
12	Slurry	0	0	1	36,1472
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	0	0
Total		1,00000	14,3260	1,00000	36,1472

**Tabel A.6** Neraca Massa Tangki Starter (Lanjutan)

No	Komponen	Keluar			
		Aliran (10)		Aliran (12)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0	0	0,00054	9,320
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0,00016	2,688
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0,00057	9,9472
4	Glukosa	0	0	0,00827	143,383
5	Cadmium	0	0	3,4E-07	0,006
6	Timbal	0	0	5,2E-09	9E-05
7	Arsen	0	0	4,1E-08	0,0007
8	Air	0,06069	15,8	0,98223	17025,9
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0,00149	25,842
10	DAP	0	0	0,00041	7,163
11	Urea	0	0	0,00133	23,106
12	Slurry	0	0	0,00209	36,147
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	0,00199	34,417
14	CO <sub>2</sub>	0,69816	181,2	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0,24115	62,5957	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	0,00036	6,240
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	0,00057	9,849
Total		1	259,568	1	17334

**Tabel A.6** Neraca Massa Tangki Starter (Lanjutan)

No	Komponen	Reaksi			
		Generasi		Konsumsi	
		Mol	Massa (kg)	Mol	Massa (kg)
1	Proterin	0	0	0,0397	13,9799
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0	0

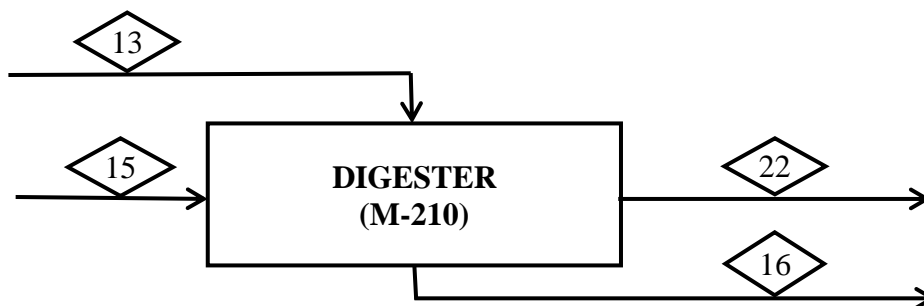
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0	0
4	Glukosa	0	0	1,1949	215,075
5	Cadmium	0	0	0	0
6	Timbal	0	0	0	0
7	Arsen	0	0	0	0
8	Air	0	0	1,9443	34,998
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0	0
10	DAP	0	0	0,0543	7,163
11	Urea	0	0	0,3851	23,106
12	Slurry	0	0	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0,9833	34,417	0	0
14	CO <sub>2</sub>	4,1186	181,219	0	0
15	CH <sub>4</sub>	3,9122	62,596	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0,0543	6,24048	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,1589	9,8494	0	0
<b>Total</b>		<b>9,22732</b>	<b>294,322</b>	<b>3,61827</b>	<b>294,322</b>

**Table A.7** Neraca Massa Tangki Starter Overall

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (6)	17496,90	Aliran (10)	259,568
Aliran (7)	46,21281	Aliran (12)	17334,014
Aliran (8)	14,32597		
Aliran (9)	36,14718		
Total	17593,58	Total	17593,58

#### A.4 Digester

Fungsi : Untuk tempat terjadinya reaksi. Reaktor yang digunakan dengan kondisi anaerob



BM Glukosa	=	180	kg/kmol
BM As. Butirat	=	88	kg/kmol
BM As. Asetat	=	60	kg/kmol
BM As. Propionat	=	74	kg/kmol
BM CO <sub>2</sub>	=	44	kg/kmol
BM CO	=	28	kg/kmol
BM H <sub>2</sub>	=	2	kg/kmol
BM Ca(OH) <sub>2</sub>	=	74	kg/kmol

$$\text{BM CH}_4 = 16 \text{ kg/kmol}$$

Table A.8 Reaksi pada Tangki Digester

No	Reaksi yang Terjadi	Konversi
<b>Reaksi Asidogenesis</b>		
1	Glukosa $\longrightarrow$ 3 Asam Asetat	10%
2	Glukosa $\longrightarrow$ As. Butirat + 2CO <sub>2</sub> + 2H <sub>2</sub>	70%
3	Glukosa $\longrightarrow$ As. Propionat + CO <sub>2</sub> + 2CO + 3H <sub>2</sub>	0%
<b>Reaksi Asitogenesis</b>		
4	As. Propionat + 2H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ As. Asetat + CO <sub>2</sub> + 3H <sub>2</sub>	0%
5	As. Butirat + 2H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ 2 As. Asetat + 2H <sub>2</sub>	90%
<b>Reaksi Metanogenesis</b>		
6	As. Asetat $\longrightarrow$ CH <sub>4</sub> + CO <sub>2</sub>	90%
7	CO <sub>2</sub> + 4H <sub>2</sub> $\longrightarrow$ CH <sub>4</sub> + 2H <sub>2</sub> O	100%
<b>Reaksi Tambahan</b>		
8	Protein + 18.5H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ 8.25CH <sub>4</sub> + 3.75CO <sub>2</sub> + 4NH <sub>4</sub> OH + 4H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	90%
9	CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> + 3H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ 2NH <sub>4</sub> OH + CO <sub>2</sub>	50%
10	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> + H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ NH <sub>4</sub> OH + NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	50%

(\*Sumber : Ting, C.H dan Lee, D.J. International Journal of Hydrogen Energy 32 (2007) 677-682)

### Reaksi Asidogenesis

#### Reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \text{Glukosa masuk} &= 1338,24 \text{ kg/jam} \\
 &= 7,4347 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Mol Glukosa bereaksi} &= \% \text{ konversi reaksi 1 x mol glukosa masuk} \\
 &= 10\% \times 7,4347 \\
 &= 0,74347 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa Glukosa bereaksi} &= \text{mol glukosa bereaksi x BM} \\
 &= 0,74347 \times 180 \\
 &= 133,824 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mul Glukosa sisa} &= \text{mol glukosa masuk - mol glukosa bereaksi} \\
 &= 7,4347 - 0,74347 \\
 &= 6,6912 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa Glukosa sisa} &= \text{mol glukosa sisa x BM} \\
 &= 6,6912 \times 180 \\
 &= 1204,42 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol as. asetat terbentuk} &= \text{mol glukosa bereaksi x faktor stokiometri} \\
 &= 0,74347 \times 3 \\
 &= 2,2304 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa as. asetat terbentuk} &= \text{mol asam asetat terbentuk x BM} \\
 &= 2,2304 \times 60 \\
 &= 133,824 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

	Glukosa	→	3 Asam asetat
M	7,4347		
R	0,74347		2,2304
S	6,69121		2,2304

### Reaksi 2

Mol glukosa bereaksi	= % konversi reaksi 2 x mol glukosa masuk
	= 70% x 7,4347
	= 5,2043 kmol/jam
Massa glukosa bereaksi	= mol glukosa bereaksi x BM
	= 5,2043 x 180
	= 936,770 kg/jam
Mol glukosa sisa	= mol glukosa masuk - mol glukosa bereaksi
	= 7,43468 - 5,2043
	= 2,23040 kmol/jam
Massa glukosa sisa	= mol glukosa sisa x BM
	= 2,23040 x 180
	= 401,473 kg/jam
Mol as. butirrat terbentuk	= mol glukosa bereaksi x faktor stokiometri
	= 5,2043 x 1
	= 5,2043 kmol/jam
Massa as. butirrat terbentuk	= mol asam butirrat terbentuk x BM
	= 5,2043 x 88
	= 457,976 kg/jam
Mol CO <sub>2</sub> terbentuk	= mol glukosa bereaksi x faktor stokiometri
	= 5,2043 x 2
	= 10,4086 kmol/jam
Massa CO <sub>2</sub> terbentuk	= mol CO <sub>2</sub> terbentuk x BM
	= 10,4086 x 44
	= 457,976 kg/jam
Mol H <sub>2</sub> terbentuk	= mol glukosa bereaksi x faktor stokiometri
	= 5,2043 x 2
	= 10,4086 kmol/jam
Massa H <sub>2</sub> terbentuk	= mol H <sub>2</sub> terbentuk x BM
	= 10,4086 x 2
	= 20,8171 kg/jam

	Glukosa	→	As. Butirat	+	2CO <sub>2</sub>	+	2 H <sub>2</sub>
M	7,43468						
R	5,2043		5,2043		10,4086		10,4086
S	2,23040		5,2043		10,4086		10,4086

### Reaksi 3

Mol glukosa bereaksi	= % konversi reaksi 3 x mol glukosa masuk
	= 0% x 7,4347

$$\begin{aligned}
&= 0,00000 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa glukosa bereaksi} &= \text{mol glukosa bereaksi} \times \text{BM} \\
&= 0,00000 \times 180 \\
&= 0,000 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol glukosa sisa} &= \text{mol glukosa masuk} - \text{mol glukosa bereaksi} \\
&= 7,43468 - 0,00000 \\
&= 7,43468 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa glukosa sisa} &= \text{mol glukosa sisa} \times \text{BM} \\
&= 7,43468 \times 180 \\
&= 1338,24 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

	Glukosa	→	As. Propionat	+	CO <sub>2</sub>	+	2CO	+	3H <sub>2</sub>
M	7,43468								
R	0		0		0		0		0
S	7,43468		0		0		0		0

## Reaksi Asitogenesis

### Reaksi 5

$$\begin{aligned}
\text{Mol as. butirrat bereaksi} &= \% \text{ konversi reaksi 5} \times \text{mol as. butirrat masuk} \\
&= 90\% \times 5,2043 \\
&= 4,6838 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa as. butirrat bereaksi} &= 4,6838 \times 88 \\
&= 412,179 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol as. butirrat sisa} &= \text{mol as. butirrat masuk} - \text{mol as. butirrat bereaksi} \\
&= 5,2043 - 4,6838 \\
&= 0,5204 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa as. butirrat sisa} &= \text{mol as. butirrat sisa} \times \text{BM} \\
&= 0,5204 \times 88 \\
&= 45,7976 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol as. butirrat bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 4,6838 \times 2 \\
&= 9,3677 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \times \text{BM} \\
&= 9,3677 \times 18 \\
&= 168,62 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O masuk} - \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \\
&= 4108,23 - 9,3677 \\
&= 4098,86 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O sisa} \times \text{BM} \\
&= 4098,86 \times 18 \\
&= 73779,5 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol as. asetat terbentuk} &= \text{mol as. butirrat bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 4,6838 \times 2 \\
&= 9,3677 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa as. asetat terbentuk} &= \text{mol asam asetat terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 9,3677 \times 60 \\
&= 562,062 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Mol H}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol as. butirat bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 4,6838 \times 2 \\
&= 9,3677 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2 \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 9,3677 \times 2 \\
&= 18,7354 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

	As. Butirat	+	2H <sub>2</sub> O	→	2 As. Asetat	+	2H <sub>2</sub>
M	5,2043		4108,23				
R	4,6838		9,3677		9,3677		9,3677
S	0,5204		4098,86		9,3677		9,3677

### Reaksi Metanogenesis

#### Reaksi 6

$$\begin{aligned}
\text{Mol as. asetat bereaksi} &= \% \text{ konversi reaksi 6} \times \text{mol as. asetat masuk} \\
&= 90\% \times 11,5981 \\
&= 10,4383 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa as. asetat bereaksi} &= \text{mol as. asetat bereaksi} \times \text{BM} \\
&= 10,4383 \times 60 \\
&= 626,298 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol as. asetat sisa} &= \text{mol as. asetat masuk} - \text{mol as. asetat bereaksi} \\
&= 11,5981 - 10,4383 \\
&= 1,1598 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa as. asetat sisa} &= \text{mol as. asetat sisa} \times \text{BM} \\
&= 1,1598 \times 60 \\
&= 69,589 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol CH}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol as. asetat bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 10,4383 \times 1 \\
&= 10,4383 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CH}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol CH}_4 \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 10,4383 \times 16 \\
&= 167,013 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol as. asetat bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 10,4383 \times 1 \\
&= 10,4383 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol CO}_2 \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 10,4383 \times 44 \\
&= 459,285 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

	As. Asetat	→	CH <sub>4</sub>	+	CO <sub>2</sub>
M	11,5981				
R	10,4383		10,4383		10,4383
S	1,1598		10,4383		10,4383

#### Reaksi 7

$$\text{Mol H}_2 \text{ bereaksi} = \% \text{ konversi reaksi 7} \times \text{mol H}_2 \text{ masuk}$$



$$\begin{aligned}
&= 100\% \times 19,7763 \\
&= 19,7763 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2 \text{ bereaksi} &= \text{mol H}_2 \text{ bereaksi} \times \text{BM} \\
&= 19,7763 \times 2 \\
&= 39,5525 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2 \text{ sisa} &= \text{mol H}_2 \text{ masuk} - \text{mol H}_2 \text{ bereaksi} \\
&= 19,7763 - 19,7763 \\
&= 0,0000 \\
\text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} &= \text{mol H}_2 \text{ bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 19,7763 \times 0,25 \\
&= 4,9441 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol CO}_2 \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 4,9441 \times 44 \\
&= 217,54 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol CO}_2 \text{ sisa} &= \text{mol CO}_2 \text{ masuk} - \text{mol CO}_2 \text{ bereaksi} \\
&= 10,4383 - 4,9441 \\
&= 5,4942 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CO}_2 \text{ sisa} &= \text{mol CO}_2 \text{ sisa} \times \text{BM} \\
&= 5,4942 \times 44 \\
&= 241,746 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol CH}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2 \text{ bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 19,7763 \times 0,25 \\
&= 4,9441 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CH}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol CH}_4 \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 4,9441 \times 16 \\
&= 79,1050 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2 \text{ bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 19,7763 \times 0,5 \\
&= 9,8881 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2\text{O} \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 9,8881 \times 18 \\
&= 177,986 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

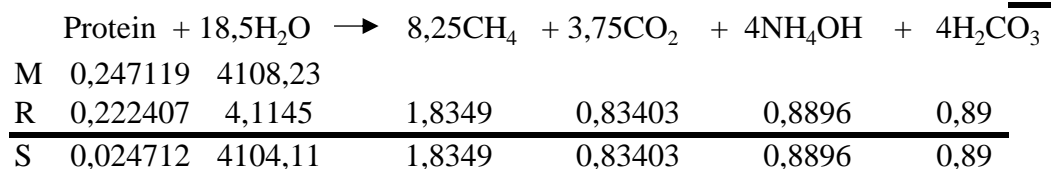
	$\text{CO}_2$	+	$4\text{H}_2$	$\longrightarrow$	$\text{CH}_4$	+	$2\text{H}_2\text{O}$
M	10,4383		19,7763				
R	4,9441		19,7763		4,9441		9,8881
S	5,4942		0,0000		4,9441		9,8881

### Reaksi Tambahan

#### Reaksi 8

$$\begin{aligned}
\text{Protein masuk} &= 86,9858 \text{ kg/jam} \\
&= 0,2471 \text{ kmol/jam} \\
\text{Mol protein bereaksi} &= \% \text{ konversi reaksi 8} \times \text{mol protein masuk} \\
&= 90\% \times 0,2471 \\
&= 0,22241 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa protein bereaksi} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{BM}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0,22241 \times 352 \\
&= 78,2872 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol protein sisa} &= \text{mol protein masuk} - \text{mol protein bereaksi} \\
&= 0,2471 - 0,22241 \\
&= 0,02471 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa protein sisa} &= \text{mol protein sisa} \times \text{BM} \\
&= 0,02471 \times 352 \\
&= 8,6986 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,22241 \times 18,5 \\
&= 4,1145 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \times \text{BM} \\
&= 4,1145 \times 18 \\
&= 74,061 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O masuk} - \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \\
&= 4108,23 - 4,1145 \\
&= 4104,11 \text{ kmol/jam} \\
\text{Mol CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,22241 \times 3,75 \\
&= 0,83403 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol CO}_2 \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 0,83403 \times 44 \\
&= 36,6971 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol CH}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,22241 \times 8,25 \\
&= 1,8349 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa CH}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol CH}_4 \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 1,8349 \times 16 \\
&= 29,3577 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol NH}_4\text{OH terbentuk} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,2224 \times 4 \\
&= 0,8896 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa NH}_4\text{OH terbentuk} &= \text{mol NH}_4\text{OH terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 0,8896 \times 35 \\
&= 31,137 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{CO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{mol protein bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
&= 0,22241 \times 4 \\
&= 0,88963 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{CO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{mol H}_2\text{CO}_3 \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
&= 0,88963 \times 62 \\
&= 55,1569 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$



### Reaksi 9

Urea yang tidak bereaksi di tangki starter akan bereaksi di reaktor

$$\begin{aligned} \text{Urea masuk} &= 23,1064 \text{ kg/jam} \\ &= 0,3851 \text{ kmol/jam} \\ \text{Mol urea bereaksi} &= \% \text{ konversi reaksi 9 x mol urea masuk} \\ &= 50\% \times 0,3851 \\ &= 0,1926 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa urea bereaksi} &= \text{mol urea bereaksi x BM} \\ &= 0,1926 \times 60 \\ &= 11,5532 \text{ kg/jam} \\ \text{Mol urea sisa} &= \text{mol urea masuk} - \text{mol urea bereaksi} \\ &= 0,3851 - 0,1926 \\ &= 0,1926 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa urea sisa} &= \text{mol urea sisa x BM} \\ &= 0,1926 \times 60 \\ &= 11,5532 \text{ kg/jam} \\ \text{Mol H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol urea bereaksi x faktor stokiometri} \\ &= 0,1926 \times 3 \\ &= 0,5777 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol H}_2\text{O bereaksi x BM} \\ &= 0,5777 \times 18 \\ &= 10,3979 \text{ kg/jam} \\ \text{Mol H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O masuk} - \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \\ &= 4108,2 - 0,5777 \\ &= 4107,6 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O sisa x BM} \\ &= 4107,6 \times 18 \\ &= 73937,7 \text{ kg/jam} \\ \text{Mol NH}_4\text{OH terbentuk} &= \text{mol urea bereaksi x faktor stokiometri} \\ &= 0,1926 \times 2 \\ &= 0,3851 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa NH}_4\text{OH terbentuk} &= \text{mol NH}_4\text{OH terbentuk x BM} \\ &= 0,3851 \times 35 \\ &= 13,4787 \text{ kg/jam} \\ \text{Mol CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol urea bereaksi x faktor stokiometri} \\ &= 0,1926 \times 1 \\ &= 0,1926 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa CO}_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol CO}_2 \text{ terbentuk x BM} \\ &= 0,1926 \times 44 \\ &= 8,4723 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

	$\text{CO(NH}_2)_2$	+	$3\text{H}_2\text{O}$	$\longrightarrow$	$2\text{NH}_4\text{OH}$	+	$\text{CO}_2$
M	0,3851		4108,23				
R	0,1926		0,5777		0,3851		0,1926
S	0,1926		4107,65		0,3851		0,1926

**Reaksi 10**

DAP yang tidak bereaksi di tangki starter akan bereaksi di reaktor

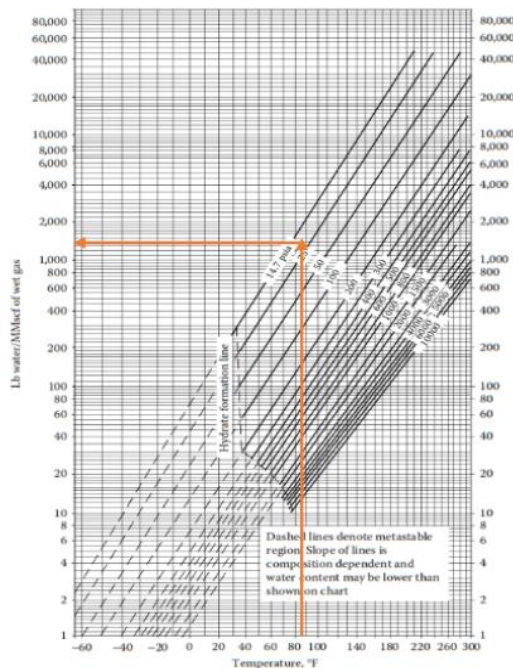
$$\begin{aligned}
 \text{DAP masuk} &= 7,1630 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,0543 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Mol DAP bereaksi} &= \% \text{ konversi reaksi } 2 \times \text{mol DAP masuk} \\
 &= 50\% \times 0,0543 \\
 &= 0,0271 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa DAP bereaksi} &= \text{mol DAP bereaksi} \times \text{BM} \\
 &= 0,0271 \times 132 \\
 &= 3,5815 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol DAP sisa} &= \text{mol DAP masuk} - \text{mol DAP bereaksi} \\
 &= 0,0543 - 0,0271 \\
 &= 0,0271 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa DAP sisa} &= \text{mol DAP sisa} \times \text{BM} \\
 &= 0,0271 \times 132 \\
 &= 3,5815 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol DAP bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
 &= 0,0271 \times 1 \\
 &= 0,0271 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O yang bereaksi} &= \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \times \text{BM} \\
 &= 0,0271 \times 18 \\
 &= 0,4884 \\
 \text{Mol H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O masuk} - \text{mol H}_2\text{O bereaksi} \\
 &= 4108,23 - 0,0271 \\
 &= 4108,20 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O sisa} &= \text{mol H}_2\text{O sisa} \times \text{BM} \\
 &= 4108,20 \times 18 \\
 &= 73947,6 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol NH}_4\text{OH terbentuk} &= \text{mol DAP bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
 &= 0,0271 \times 1 \\
 &= 0,0271 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa NH}_4\text{OH terbentuk} &= \text{mol NH}_4\text{OH terbentuk} \times \text{BM} \\
 &= 0,0271 \times 35 \\
 &= 0,9496 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol DAP bereaksi} \times \text{faktor stokiometri} \\
 &= 0,0271 \times 1 \\
 &= 0,0271 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4 \text{ terbentuk} \times \text{BM} \\
 &= 0,0271 \times 115 \\
 &= 3,1202 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

	$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	+	$\text{H}_2\text{O}$	$\longrightarrow$	$\text{NH}_4\text{OH}$	+	$\text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$
M	0,0543		4108,23				
R	0,0271		0,0271		0,0271		0,0271
S	0,0271		4108,20		0,0271		0,0271

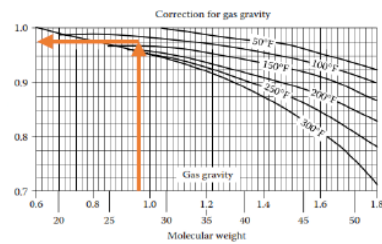
## Menghitung Jumlah Air pada Biogas

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

P biogas pada gas holder adalah 1 atm gauge = 15,453 psia



Gambar A.3 Kadar Air dalam Gas



Gambar A.4 Faktor Koreksi

Dari grafik didapatkan kandungan air adalah : 2000 lb/MMScf

Densitas Biogas : 1,1 kg/m<sup>3</sup> (Swedish Gas Centre, 2012)

$\rho$  udara(T=35°C) = 1,144 kg/m<sup>3</sup> (tabel A.3-3 Transport Processes and Separation Process Principles)

Sehingga s.g Biogas adalah : 0,962

Dari grafik didapatkan faktor koreksi : 0,97

Sehingga kadar air = 1940 lb/MMScf

Asumsi gas ideal, sehingga menggunakan persamaan :

$$P V = n R T$$

$$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \quad \text{Mol CO}_2 = 16,9294 \text{ kmol}$$

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \quad \text{Mol CH}_4 = 17,217 \text{ kmol}$$

$$R = 8314 \text{ m}^3\text{Pa/kmol K} \quad \text{Mol CO} = 0,0000 \text{ kmol}$$

$$\text{Volume CO}_2 = 421,106 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume CH}_4 = 428,266 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume CO} = 0,000 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Total Volume} &= 849,372 \text{ m}^3 \\ &= 0,02999 \text{ MMScf} \end{aligned}$$

Massa air dalam biogas

Didapatkan kadar air dalam biogas = 1940 lb/MMScf

Total volume = 0,02999 MMScf

Massa air = Kadar air x Total volume  
 = 1940 x 0,02999  
 = 58,1832 lb  
 = 26,3913 kg  
 Mol air = Massa air / BM  
 = 26,3913 / 18  
 = 1,4662 kmol

**Table A.9 Neraca Massa Digester**

No	Komponen	Masuk			
		Aliran (13)		Aliran (15)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Proterin	0,00054	9,320	0,00133	77,6659
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0,00016	2,688	0,00015	8,9614
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0,00057	9,9472	0,00057	33,1573
4	Glukosa	0,00827	143,383	0,02049	1194,9
5	Cadmium	3,4E-07	0,00591	3,4E-07	0,01972
6	Timbal	5,2E-09	9E-05	5,1E-09	0,0003
7	Arsen	4,1E-08	0,00072	4,1E-08	0,00239
8	Air	0,98223	17025,9	0,97598	56922,2
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,00149	25,8416	0,00148	86,1387
10	DAP	0,00041	7,16299	0	0
11	Urea	0,00133	23,1064	0	0
12	Slurry	0,00209	36,1472	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0,00199	34,4169	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0,00036	6,24048	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,00057	9,84944	0	0
18	As. Butirat	0	0	0	0
19	As. Asetat	0	0	0	0
20	As. Propionat	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0
Total		1	17334	1	58323

**Tabel A.9** Neraca Massa Digester (Lanjutan)

No	Komponen	Keluar			
		Aliran (16)		Aliran (22)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Proterin	0,00012	8,69858	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0,00016	11,6499	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0,00058	43,1046	0	0
4	Glukosa	0,00359	267,65	0	0
5	Cadmium	3,4E-07	0,02563	0	0
6	Timbal	5,2E-09	0,00039	0	0
7	Arsen	4,2E-08	0,00311	0	0
8	Air	0,98976	73846,1	0,02521	26,3913
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0015	111,98	0	0
10	DAP	4,8E-05	3,58149	0	0
11	Urea	0,00015	11,5532	0	0
12	Slurry	0,00048	36,1472	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0,00107	79,9822	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0,71162	744,89
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0,26317	275,48
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0,00013	9,3607	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,00087	65,0063	0	0
18	As. Butirat	0,00061	45,7976	0	0
19	As. Asetat	0,00093	69,5886	0	0
20	As. Propionat	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0
Total		1	74610,2	1	1046,76

**Tabel A.9** Neraca Massa Digester (Lanjutan)

No	Komponen	Reaksi			
		Generasi		Konsumsi	
		Mol	Massa (kg)	Mol	Massa (kg)
1	Proterin	0	0	0,222	78,2872
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0	0
4	Glukosa	0	0	5,9477	1070,59
5	Cadmium	0	0	0	0
6	Timbal	0	0	0	0
7	Arsen	0	0	0	0

8	Air	9,8881	177,986	14,0870	253,566
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0	0
10	DAP	0	0	0,0271	3,5815
11	Urea	0	0	0,1926	11,5532
12	Slurry	0	0	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	1,3019	45,5653	0	0
14	CO <sub>2</sub>	21,8734	962,43	4,9441	217,539
15	CH <sub>4</sub>	17,2172	275,475	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0,0271	3,1202	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,88963	55,157	0	0
18	As. Butirat	5,2043	457,976	4,6838	412,179
19	As. Asetat	11,5981	695,886	10,4383	626,298
20	As. Propionat	0,00000	0,000	0,00000	0,0000
21	CO	0,0000	0,000	0	0
22	H <sub>2</sub>	19,7763	39,5525	19,7763	39,5525
Total		87,776	2713,15	40,5431	2713,15

**Tabel A.10** Neraca Massa Digester Overall

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (13)	17334,01	Aliran (16)	74610,240
Aliran (15)	58322,9846	Aliran (22)	1046,759
Total	75657,00	Total	75657,00

### A.5 Water Trap

Fungsi : untuk menghilangkan kadar air dalam biogas



Prosentase air yang diambil sebesar 96,85%

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air yang terambil} &= \text{Massa air masuk water trap} \times \text{Prosentase air terambil} \\
 &= 26,39 \text{ kg} \times 96,85\% \\
 &= 25,56 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air yang lolos} &= \text{Massa air masuk water trap} - \text{Massa air yang terambil} \\
 &= 26,39 \text{ kg} - 25,56 \text{ kg} \\
 &= 0,83 \text{ kg}
 \end{aligned}$$



Tabel A.11 Neraca Massa Water Trap

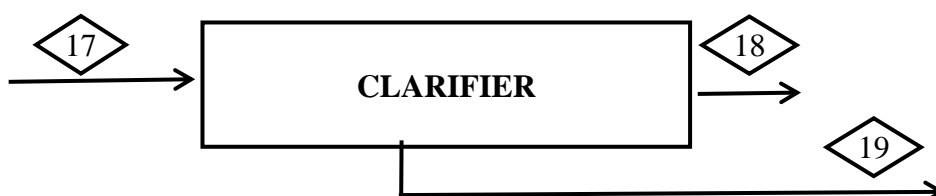
No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran (23)		Aliran (24)		Terambil	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Proterin	0	0	0	0	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0	0	0	0
4	Glukosa	0	0	0	0	0	0
5	Cadmium	0	0	0	0	0	0
6	Timbal	0	0	0	0	0	0
7	Arsen	0	0	0	0	0	0
8	Air	0,02521	26,3913	0,00081	0,8313	1	25,5600
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
10	DAP	0	0	0	0	0	0
11	Urea	0	0	0	0	0	0
12	Slurry	0	0	0	0	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	0	0	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0,71162	744,892	0,72943	744,89	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0,26317	275,475	0,26976	275,48	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	0	0	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	0	0	0	0
18	As. Butirat	0	0	0	0	0	0
19	As. Asetat	0	0	0	0	0	0
20	As. Propionat	0	0	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Total		1	1046,76	1	1021,20	1	25,56

Ma Massa Water Trap Overall

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (23)	1046,76	Aliran (24)	1021,199
		Terambil	25,560
Total	1046,76	Total	1046,76

### A.6 Clarifier

Fungsi : untuk memisahkan air serta bahan inorganik



Asumsi: Sludge yang keluar clarifier tidak mengandung inert inorganik (sundstrom eq 6-7)

$$X (MLSS) = X_{act}(1 + 0,1 K_d \theta_c) + \left(\frac{\theta_c}{\theta}\right)(X_{i0}+X_{i1})$$

dimana

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

$$S^0 = \text{massa substrat masuk reaktor} = 4727,76 \text{ mg substrat/liter}$$

$$S = \text{massa substrat keluar reaktor} = 3644,78 \text{ mg substrat/liter}$$

$$X^0 = \text{massa bakteri masuk reaktor} = 8530,74 \text{ mg bakteri/liter}$$

$$X = \text{massa bakterikeluar reaktor} = 8974,5 \text{ mg bakteri/liter}$$

dari table 6-4 sundstrom didapatkan

$$Y = 0,291 \text{ mg MLVSS/mg bakteri} \quad k_d = 0,00075$$

$$K_m = -3,11 \text{ mg/l} \quad \theta_c = 18 \text{ hari} = 432 \text{ jam}$$

$$K^0 = 0,0001 \text{ jam}^{-1} \quad \theta = 18 \text{ hari} = 432 \text{ jam}$$

$$X^{0,ic} = \text{massa inert organik} = 705,763 \text{ kg inert/jam}$$

$$= 7,1E+08 \text{ mg substrat/jam}$$

$$= 9459,34 \text{ mg substrat/liter}$$

$$\text{maka, } X_{act} = 2,4871$$

$$X (MLVSS) = 9461,9 \text{ mg/liter}$$

$$= 21,9026 \text{ mg/liter jam} = 0,294 \text{ kg/jam}$$

**Table A.13** Neraca Massa Clarifier

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran (17)		Aliran (18)		Aliran (19)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0,00012	8,69858	0	0	0,01012	8,69858
2	Fosfer (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0,00016	11,6499	0,00016	11,6499	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0,00058	43,1046	0,00058	43,1046	0	0
4	Glukosa	0,00359	267,649	0	0	0,31154	267,649
5	Cadmium	3,4E-07	0,02563	3,5E-07	0,02563	0	0
6	Timbal	5,2E-09	0,00039	5,3E-09	0,00039	0	0
7	Arsen	4,2E-08	0,00311	4,2E-08	0,00311	0	0
8	Air	0,98976	73846,1	0,99921	73692,7	0,17851	153,363
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,0015	111,98	0	0	0,13034	111,98
10	DAP	4,8E-05	3,58149	4,9E-05	3,58149	0	0
11	Urea	0,00015	11,5532	0	0	0,01345	11,5532
12	Slurry	0,00048	36,1472	0	0	0,04207	36,1472
13	NH <sub>4</sub> OH	0,00107	79,9822	0	0	0,0931	79,9822
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0,00013	9,36072	0	0	0,0109	9,36072
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,00087	65,0063	0	0	0,07567	65,0063
18	As. Butirat	0,00061	45,7976	0	0	0,05331	45,7976
19	As. Asetat	0,00093	69,5886	0	0	0,081	69,5886
20	As. Propionat	0	0	0	0	0	0

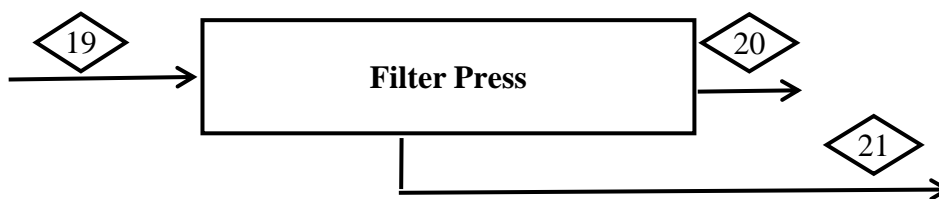
21	CO	0	0	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Total		1	74610,2	1	73751,1	1	859,126

**Tabel A.12** Neraca Massa Clarifire Overall

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (17)	74610,24	Aliran (18)	73751,114
		Aliran (19)	859,126
Total	74610,24	Total	74610,24

### A.7 Filter Press

Fungsi : Untuk memisahkan air dengan kompos



Kandungan air yang terkandung dalam sludge 34% dan kompos sebesar 66%

$$\begin{aligned} \text{Air} &= 859,126 \times 34\% \\ &= 153,3627 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kompos} &= 859,126 \times 66\% \\ &= 705,763 \text{ kg} \end{aligned}$$

Setelah melalui *expeller press*, sisa air yang terikat dalam kompos sebesar 3-5% dan kompos yang terikat dalam air sebesar 2% (Bailey)

Maka :

Kompos	=	705,763	kg
Air	=	153,363	kg
Air dalam Kompos	=	4,601	kg
Kompos keluar expeller	=	691,648	kg
Kompos dalam Air	=	14,115	kg
Air	=	148,762	kg

**Table A.14** Neraca Massa Filter Press

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran (19)		Aliran (20)		Aliran (21)	
		Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
1	Protein	0,01012	8,69858	0	0	0,01249	8,69858
2	Fosfer (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0	0	0	0
4	Glukosa	0,31154	267,649	0,052	8,469	0,37225	259,179
5	Cadmium	0	0	0	0	0	0
6	Timbal	0	0	0	0	0	0
7	Arsen	0	0	0	0	0	0

8	Air	0,17851	153,363	0,91334	148,762	0,00661	4,60088
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0,13034	111,98	0,03466	5,64611	0,15272	106,334
10	DAP	0	0	0	0	0	0
11	Urea	0,01345	11,5532	0	0	0,01659	11,5532
12	Slurry	0,04207	36,1472	0	0	0,05192	36,1472
13	NH <sub>4</sub> OH	0,0931	79,9822	0	0	0,11488	79,9822
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0,0109	9,36072	0	0	0,01344	9,36072
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0,07567	65,0063	0	0	0,09337	65,0063
18	As. Butirat	0,05331	45,7976	0	0	0,06578	45,7976
19	As. Asetat	0,081	69,5886	0	0	0,09995	69,5886
20	As. Propionat	0	0	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Total		1	859,126	1	162,877	1	696,249

**Tabel A.15** Neraca Massa Filter Press Overall

Massa Masuk (kg)		Massa Keluar (kg)	
Aliran (19)	859,13	Aliran (20)	162,877
		Aliran (21)	696,249
Total	859,13	Total	859,13

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

Basis Perhitungan = 1 jam operasi  
 Waktu operasi = 330 hari/tahun (1 hari = 24 jam)  
 Akumulasi = Massa Masuk - Massa Keluar + Generasi - Konsumsi

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

Karbonasi

CO<sub>2</sub> aliran (22) = 744.89 kg/jam  
 CO<sub>2</sub> aliran (23) = 744.89 kg/jam  
                           = 16.9294 kgmol/jam  
                           = 16929.4 mol/jam

Konversi CO<sub>2</sub> = 95% = 0.95

Mol CO<sub>2</sub> bereaksi = CO<sub>2</sub> awal x konversi CO<sub>2</sub>  
                           = 16.9294 x 95%  
                           = 16.0829 kgmol/jam

Massa CO<sub>2</sub> terkonsumsi = mol CO<sub>2</sub> bereaksi x Mr CO<sub>2</sub>  
                                   16.0829 x 44  
                                   = 707.647 kg/jam

Mol Ca(OH)<sub>2</sub> bereaksi = CO<sub>2</sub> yang bereaksi x  $\frac{\text{koefisien reaksi Ca(OH)}_2}{\text{koefisien CO}_2}$   
                                   = 16.0829 x 1  
                                   = 16.0829 kgmol/jam

Massa Ca(OH)<sub>2</sub> bereaksi = Mol Ca(OH)<sub>2</sub> bereaksi x Mr Ca(OH)<sub>2</sub>  
                                   = 16.0829 x 74  
                                   = 1190.13 kg/jam

Mol Ca(OH)<sub>2</sub> awal = Mol Ca(OH)<sub>2</sub> bereaksi : konversi Ca(OH)<sub>2</sub>  
                           = 16.0829 kmol/jam : 95%  
                           = 16.929 kmol/jam

Massa Ca(OH)<sub>2</sub> awal = Mol Ca(OH)<sub>2</sub> awal x Mr Ca(OH)<sub>2</sub>  
                           = 16.929 x 74  
                           = 1252.77 kg/jam

Mol CO<sub>2</sub> sisa = Mol CO<sub>2</sub> awal - Mol CO<sub>2</sub> bereaksi  
                   = 16.9294 - 16.0829  
                   = 0.84647 kmol/jam

Mol CO<sub>2</sub> sisa direaksikan kembali pada bubble column (R-230)

$$\text{Konversi CO}_2 = 95\% = 0.95$$

$$\begin{aligned} \text{Mol CO}_2 \text{ sisa bereaksi} &= \text{CO}_2 \text{ sisa} \times \text{konversi CO}_2 \\ &= 0.84647 \times 95\% \\ &= 0.80414 \text{ kgmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CO}_2 \text{ sisa terkonsumsi} &= \text{mol CO}_2 \text{ sisa bereaksi} \times \text{Mr CO}_2 \\ &= 0.80414 \times 44 \\ &= 35.3824 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} = \text{CO}_2 \text{ yang bereaksi} \times \frac{\text{koefisien reaksi Ca(OH)}_2}{\text{koefisien CO}_2}$$

$$\begin{aligned} &= 0.80414 \times 1 \\ &= 0.80414 \text{ kgmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Mr Ca(OH)}_2 \\ &= 0.80414 \times 74 \\ &= 59.5067 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ awal} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} : \text{konversi Ca(OH)}_2 \\ &= 0.8041 \text{ kgmol/jam} : 95\% \\ &= 0.846 \text{ kgmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ awal} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ awal} \times \text{Mr Ca(OH)}_2 \\ &= 0.846 \times 74 \\ &= 62.6386 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

perbandingan kebutuhan massa Ca(OH)<sub>2</sub> untuk reaksi :

$$\text{Kebutuhan massa total Ca(OH)}_2 = 1315.41 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Presentase kebutuhan massa Ca(OH)}_2 \text{ di R-220} = 0.95238$$

$$\text{Presentase kebutuhan massa Ca(OH)}_2 \text{ di R-230} = 0.0476$$

pada reaktor R-220 dan pada reaktor R-230

Dengan excess Ca(OH)<sub>2</sub> 5% dari mol awal, perhitungan menjadi 18.6646 kmol

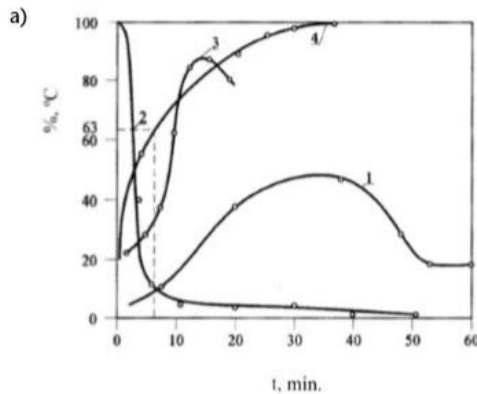
Sehingga massa Ca(OH)<sub>2</sub> yang ditambahkan adalah

$$\begin{aligned} \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ awal} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \times \text{Mr Ca(OH)}_2 \\ &= 18.6646 \times 74 \\ &= 1381.18 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

	Ca(OH) <sub>2</sub>	+	CO <sub>2</sub>	→	CaCO <sub>3</sub>	+	H <sub>2</sub> O
M	16.9		16.9294				
R	16.0829		16.0829		16.0829		16.0829
S	0.8		0.84647		16.0829		16.0829

## 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 Slaking = 40 menit

Tekanan operasi = 1 atm

Suhu awal = 30 °C

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

Mol  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  terbentuk =  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  awal  
= 18.7 kmol/jam

Massa  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  terbentuk = Mol  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  terbentuk x Mr  $\text{Ca}(\text{OH})_2$   
= 18.7 x 74  
= 1381.18 kg/jam

Mol  $\text{H}_2\text{O}$  bereaksi = Massa  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  terbentuk x Koefisien reaksi  
= 18.7 x 1  
= 18.7 kmol/jam

Massa  $\text{H}_2\text{O}$  bereaksi = Mol  $\text{H}_2\text{O}$  bereaksi x Mr  $\text{H}_2\text{O}$   
= 18.7 x 18  
= 335.963 kg/jam

Mol  $\text{CaO}$  bereaksi = Mol  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  terbentuk x koefisien reaksi  
= 18.7 x 1  
= 18.6646 kmol/jam

Mol  $\text{CaO}$  awal = (100% konversi  $\text{CaO}$ ) x  $\text{CaO}$  bereaksi  
= ( 100% : 100% ) x 18.6646  
= 18.6646 kmol/jam

Massa  $\text{CaO}$  awal = Mol  $\text{CaO}$  awal x Mr  $\text{CaO}$   
= 18.6646 x 56  
= 1045.22 kg/jam

Membuat larutan Ca(OH)<sub>2</sub> dengan kelarutan CaO didalam air sebanyak dua kali kelarutan CaO didalam air, maka perbandingan CaO : air adalah 1 : 431.03

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O awal} &= \text{Massa CaO awal} \times \text{Rasio massa} \\
 &= 1045.22 \text{ kg/jam} \times 431.034 \\
 &= 450525 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol H}_2\text{O awal} &= \text{Massa H}_2\text{O awal} : \text{Mr. H}_2\text{O} \\
 &= 450525 : 18 \\
 &= 25029.2 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

	CaO	+	H <sub>2</sub> O	→	Ca(OH) <sub>2</sub>
M	18.6646		25029.2		
R	18.6646		18.7		18.7
S	0		25010.5		18.7

### A.8 Bahan Baku PCC

Komposisi Batu kapur adalah sebagai berikut

**Tabel A.16** Komposisi Batu Kapur

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

(Sumber : PT Primajaya, Palembang, Sumatra Selatan)

$$\begin{aligned}
 \text{Massa CaO yang dibutuhkan} &= \text{Mol CaO} \times \text{Mr. CaO} \\
 &= 18.6646 \times 56 \\
 &= 1045.22 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa quicklime yang dibutuhkan} &= ( 100\% : 0.92 ) \times \text{Massa CaO} \\
 &= 1130.8 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

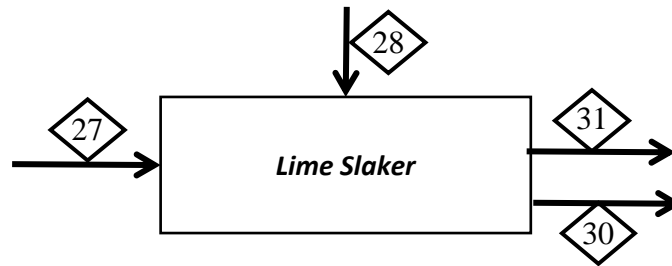
**Tabel A.17** Komposisi Bahan Baku

No	Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (Kg)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
1	CaO	56	0.92	1045.22	0.78	18.66
2	MgO	40	0.01	13.23	0.01	0.33
3	SiO <sub>2</sub>	84	0.01	14.25	0.01	0.17
4	C	12	0.05	57.67	0.20	4.81
5	S	32	0.00	0.43	0.00	0.01
Total			1.00	1130.80	1.00	23.98

(Sumber : Putra Primajaya, Palembang, Sumatra Selatan)



### A.9 Lime Slaker (M-130)



No	Reaksi yang terjadi	Konversi
1	$\text{CaO} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{Ca(OH)}_2$	100%

#### Reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \text{Mol CaO awal} &= 18.6646 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Mol CaO bereaksi} &= \text{Mol CaO awal} \times \text{Konversi reaksi} \\
 &= 18.6646 \times 100\% \\
 &= 18.6646 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CaO bereaksi} &= \text{Mol CaO bereaksi} \times \text{Mr. CaO} \\
 &= 18.6646 \times 56 \\
 &= 1045.22 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol CaO sisa} &= \text{Mol CaO awal} - \text{Mol CaO bereaksi} \\
 &= 18.6646 - 18.6646 \\
 &= 0 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CaO sisa} &= \text{Mol CaO sisa} \times \text{Mr. CaO} \\
 &= 0 \times 56 \\
 &= 0 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ terbentuk} &= \text{Mol CaO bereaksi} \times \text{Koefisien reaksi} \\
 &= 18.6646 \times 1.00 \\
 &= 18.6646 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ terbentuk} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ terbentuk} \times \text{Mr. Ca(OH)}_2 \\
 &= 18.6646 \times 74 \\
 &= 1381.18 \text{ kg/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O awal} &= \text{Mol H}_2\text{O awal} \times \text{Mr. H}_2\text{O} \\
 &= 25029.2 \times 18 \\
 &= 450525 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol H}_2\text{O bereaksi} &= \text{Mol CaO bereaksi} \times \text{koefisien reaksi} \\
 &= 18.6646 \times 1 \\
 &= 18.6646 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O bereaksi} &= \text{Mol H}_2\text{O bereaksi} \times \text{Mr. H}_2\text{O} \\
 &= 18.6646 \times 18 \\
 &= 335.963 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol H}_2\text{O sisa} &= \text{Mol H}_2\text{O awal} - \text{Mol H}_2\text{O bereaksi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 25029.2 - 18.6646 \\
 &= 25010.5 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O sisa} &= \text{Mol H}_2\text{O sisa} \times \text{Mr. H}_2\text{O} \\
 &= 25010.5 \times 18 \\
 &= 450189 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

	CaO	+	H <sub>2</sub> O	→	Ca(OH) <sub>2</sub>
M	18.6646		25029.2		
R	18.6646		18.665		18.665
S	0		25010.5		18.665

**Tabel A.18** Neraca Massa *Slaker*

No	Komponen	Masuk			
		Aliran <27>		Aliran <28>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaO	0.92	1045.22	0.00	0.00
2	MgO	0.01	13.23	0.00	0.00
3	SiO <sub>2</sub>	0.01	14.25	0.00	0.00
4	C	0.05	57.67	0.00	0.00
5	S	0.00	0.43	0.00	0.00
6	H <sub>2</sub> O	0.00	0.00	1.00	450525.33
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00
Total		1.00	1130.80	1.00	450525.33

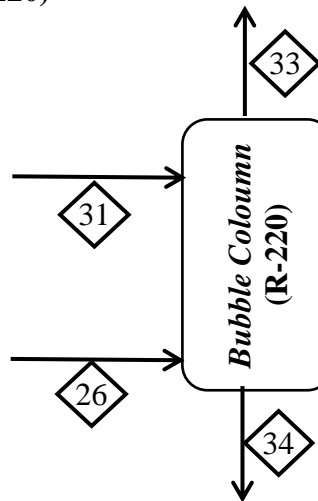
**Tabel A.19** Neraca Massa *Slaker* (lanjutan)

No	Komponen	Generasi (Kg)	Konsumsi (Kg)	Keluar		Keluar	
				Aliran<31>		Aliran<30>	
				Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaO	0.00	1045.22	0.00	0.00	0.00	0.00
2	MgO	0.00	0.00	0.00	12.6003	0.00	0.63002
3	SiO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	13.5696	0.00	0.67848
4	C	0.00	0.00	0.00	54.9245	0.00	2.74622
5	S	0.00	0.00	0.00	0.40924	0.00	0.02046
6	H <sub>2</sub> O	0.00	335.96	1.00	428752	1.00	21437.6
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	1381.18	0.00	0.00	1315.41	0.00	65.7706
Total		1381.18	1381.18	1.00	430149	1.00	21507.4

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <27>	1130.80	Aliran <30>	430148.69
Aliran <28>	450525.33	Aliran <31>	21507.43453

Total	451656.13	Total	451656.13
-------	-----------	-------	-----------

### A.10 Bubble Column (R-220)



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

**Reaksi 1** Konversi  $\text{CO}_2$  = 95%

#### Reaksi 1

Mol  $\text{CO}_2$  awal = 16.9294 kmol/jam  
 Massa  $\text{CO}_2$  awal = Mol  $\text{CO}_2$  awal x Mr.  $\text{CO}_2$   
 = 16.9294 x 44  
 = 744.892 kg/jam  
 Mol  $\text{CO}_2$  bereaksi = Mol  $\text{CO}_2$  awal x Konversi  $\text{CO}_2$   
 = 16.9294 x 95%  
 = 16.0829 kmol/jam  
 Massa  $\text{CO}_2$  bereaksi = Mol  $\text{CO}_2$  bereaksi x Mr.  $\text{CO}_2$   
 = 16.0829 x 44  
 = 707.647 kg/jam  
 Mol  $\text{CO}_2$  sisa = Mol  $\text{CO}_2$  awal - Mol  $\text{CO}_2$  bereaksi  
 = 16.9294 - 16.0829  
 = 0.84647 kmol/jam  
 Massa  $\text{CO}_2$  sisa = Mol  $\text{CO}_2$  sisa x Mr.  $\text{CO}_2$   
 = 0.84647 x 44  
 = 37.2446 kg/jam  
 Mol  $\text{CaCO}_3$  terbentuk = Mol  $\text{CO}_2$  bereaksi x Koefisien reaksi  
 = 16.0829 x 1  
 = 16.0829 kmol/jam  
 Massa  $\text{CaCO}_3$  terbentuk = Mol  $\text{CaCO}_3$  terbentuk x Mr.  $\text{CaCO}_3$   
 = 16.0829 x 100  
 = 1608.29 kg/jam  
 Mol  $\text{Ca(OH)}_2$  awal = Massa  $\text{Ca(OH)}_2$  awal : Mr.  $\text{Ca(OH)}_2$

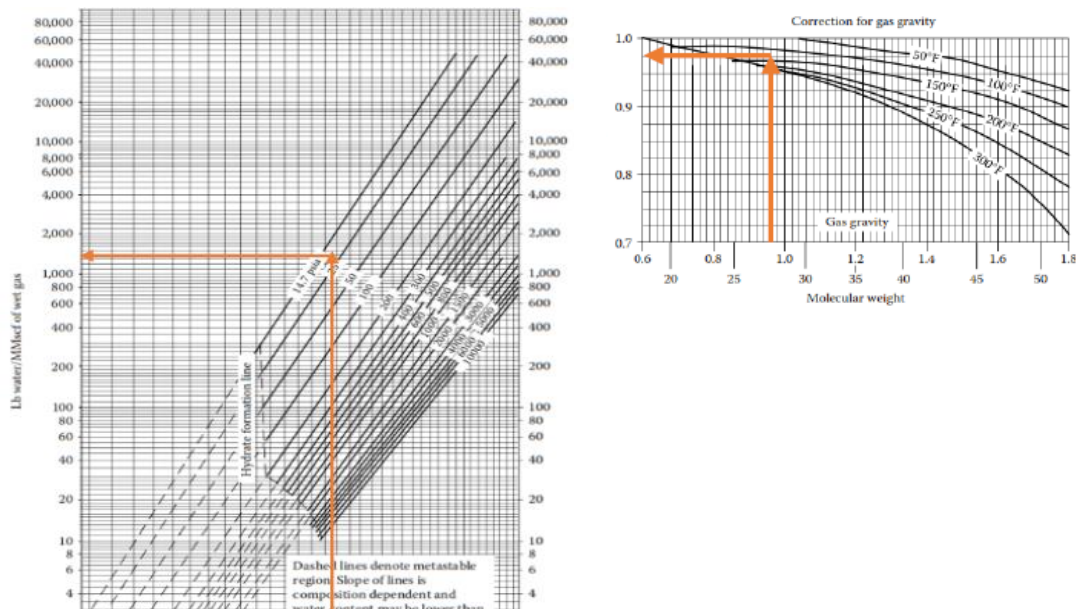
$$\begin{aligned}
 &= 1315.41 \text{ kg/jam} : 74 \\
 &= 17.7758 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Koefisien reaksi} \\
 &= 16.0829 \times 1 \\
 &= 16.0829 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Mr. Ca(OH)}_2 \\
 &= 16.0829 \times 74 \\
 &= 1190.13 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ sisa} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ awal} - \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 17.7758 - 16.0829 \\
 &= 1.69294 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ sisa} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ sisa} \times \text{Mr. Ca(OH)}_2 \\
 &= 1.69294 \times 74 \\
 &= 125.277 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Koefisien reaksi} \\
 &= 16.0829 \times 1 \\
 &= 16.0829 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \text{Mol H}_2\text{O} \text{ terbentuk} \times \text{Mr. H}_2\text{O} \\
 &= 16.0829 \times 18 \\
 &= 289.492 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

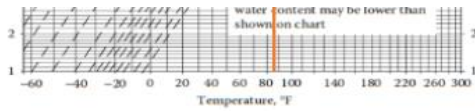
	Ca(OH) <sub>2</sub>	+	CO <sub>2</sub>	→	CaCO <sub>3</sub>	+	H <sub>2</sub> O
M	17.7758		16.9294				
R	16.0829		16.0829		16.0829	16.0829	
S	1.69294		0.84647		16.0829	16.0829	

### Menghitung jumlah air pada fase gas

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

P gas pada gas reaktor adalah 1 atm gauge = 15 psia





$$L = 2000 \text{ lb/MMScf}$$

$$\text{Densitas CO}_2 = 1.84 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas CO} = 1.17 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas CH}_4 = 0.67 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Mol CO}_2 = 0.84647 \text{ kmol}$$

$$\text{Mol CO} = 1.48694 \text{ kmol}$$

$$\text{Mol CH}_4 = 18.8789 \text{ kmol}$$

$$\text{Massa CO}_2 = \text{Mol CO}_2 \times \text{Mr. CO}_2 = 0.84647 \times 44 = 37.2446 \text{ kg}$$

$$\text{Massa CO} = 41.6342 \text{ kg}$$

$$\text{Massa CH}_4 = 302.062 \text{ kg}$$

$$\text{Volume CO}_2 = \text{massa} : \text{densitas} = 37.2446 : 1.84 = 20.2416 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume CO} = \text{massa} : \text{densitas} = 41.6342 : 1.17 = 35.5848 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume CH}_4 = \text{massa} : \text{densitas} = 302.062 : 0.67 = 450.838 \text{ m}^3$$

$$\text{Densitas total} = \text{massa total} : \text{volume total}$$

$$= 380.941 : 506.665$$

$$= 0.75186 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ udara } (T = 40^\circ\text{C}) = 1.20 \text{ kg/m}^3$$

(tabel A.3-3 Transport Processes and Separation Process Principles)

$$\text{Sehingga s.g gas campuran adalah} = 0.62655$$

$$\text{Dari grafik didapatkan faktor koreksi} = 0.98$$

$$\text{Sehingga kadar air} = 1960 \text{ lb/MMScf}$$

Asumsi gas ideal, sehingga menggunakan persamaan

$$P V = n R T$$

$$P = 1 \text{ atm} = 101000 \text{ Pa} \quad \text{Mol CO}_2 = 0.84647 \text{ kmol}$$

$$T = 35^\circ\text{C} = 308.15 \text{ K} \quad \text{Mol CO} = 1.48694 \text{ kmol}$$

$$R = 8314 \text{ m}^3 \text{ Pa/Kmol K} \quad \text{Mol CH}_4 = 18.8789 \text{ kmol}$$

Massa air dalam biogas

$$\text{Didapatkan kadar air dalam biogas} = 1960 \text{ lb/MMScf}$$

$$\text{Total volume} = 506.665 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.01789 \text{ MMScf}$$

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

$$= 1960 \times 0.01789$$

$$= 35.0651 \text{ lb} = 15.9052 \text{ kg}$$

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

$$= 15.9052 : 18$$

$$= 0.88362 \text{ kmol}$$

**Tabel A.20** Neraca Massa *Bubble Column*

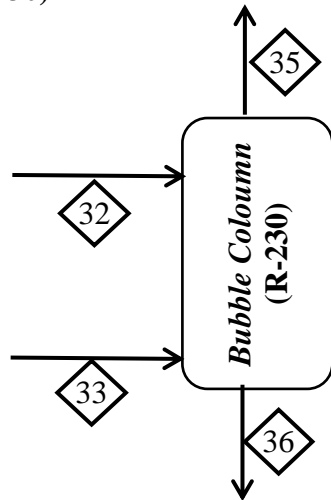
No	Komponen	Masuk			
		Aliran <26>		Aliran <31>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	MgO	0.00	0.00	0.00	12.600
2	SiO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	13.570
3	C	0.00	0.00	0.00	54.924
4	S	0.00	0.00	0.00	0.409
5	H <sub>2</sub> O	0.00	0.83	1.00	428751.78
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	1315.411
7	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0.00	0.00	0.00	0.00
8	CH <sub>4</sub>	0.27	275.48	0.00	0.00
9	CO <sub>2</sub>	0.73	744.89	0.00	0.00
10	CO	0.00	0.00	0.00	0.00
Total		1.00	1021.2	1.00	430148.69

**Tabel A.20** Neraca Massa *Bubble Column* (lanjutan)

No	Komponen	Generasi (Kg)	Konsumsi (Kg)	Keluar			
				Aliran <33>		Aliran <34>	
				Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	MgO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	12.600
2	SiO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	13.570
3	C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	54.924
4	S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.409
5	H <sub>2</sub> O	289.492	0.00	0.048	15.91	1.00	429026
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	1190.13	0.00	0.00	0.00	125.28
7	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	1608.29	0.00	0.00	0.00	0.00	1608.29
8	CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.838	275.48	0.00	0.00
9	CO <sub>2</sub>	0.00	707.65	0.113	37.2446	0.00	0.00
10	CO	0.00	0.00	0.000	0.00	0.00	0.00
Total		1897.781	1897.78	1.00	328.6	1.00	430841

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <26>	1021.20	Aliran <33>	328.63
Aliran <31>	430148.69	Aliran <34>	430841.26
Total	431169.89	Total	431169.89

### A.11 Bubble Column (R-230)



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

**Reaksi 1** Konversi  $\text{CO}_2$  = 95%

#### Reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \text{Mol CO}_2 \text{ awal} &= 0.84647 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CO}_2 \text{ awal} &= \text{Mol CO}_2 \text{ awal} \times \text{Mr. CO}_2 \\
 &= 0.84647 \times 44 \\
 &= 37.2446 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Mol CO}_2 \text{ awal} \times \text{Konversi CO}_2 \\
 &= 0.84647 \times 95\% \\
 &= 0.80414 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CO}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Mr. CO}_2 \\
 &= 0.80414 \times 44 \\
 &= 35.3824 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol CO}_2 \text{ sisa} &= \text{Mol CO}_2 \text{ awal} - \text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 0.84647 - 0.80414 \\
 &= 0.04232 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CO}_2 \text{ sisa} &= \text{Mol CO}_2 \text{ sisa} \times \text{Mr. CO}_2 \\
 &= 0.04232 \times 44 \\
 &= 1.86 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol CaCO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Koefisien reaksi} \\
 &= 0.804 \times 1 \\
 &= 0.804 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CaCO}_3 \text{ terbentuk} &= \text{Mol CaCO}_3 \text{ terbentuk} \times \text{Mr. CaCO}_3 \\
 &= 0.80414 \times 100 \\
 &= 80.41 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

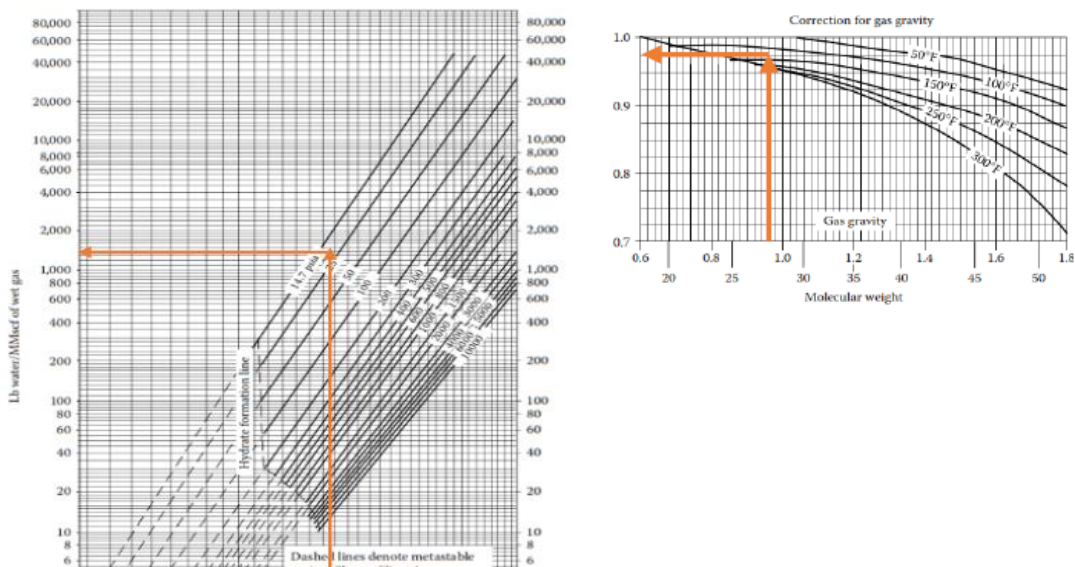
$$\begin{aligned}
\text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ awal} &= \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ awal} : \text{Mr. Ca(OH)}_2 \\
&= 65.77 \text{ kg/jam} : 74 \\
&= 0.8888 \text{ kmol/jam} \\
\text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Koefisien reaksi} \\
&= 0.80414 \times 1 \\
&= 0.80414 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Mr. Ca(OH)}_2 \\
&= 0.80414 \times 74 \\
&= 59.5067 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ sisa} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ awal} - \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} \\
&= 0.88879 - 0.80414 \\
&= 0.08465 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ sisa} &= \text{Mol Ca(OH)}_2 \text{ sisa} \times \text{Mr. Ca(OH)}_2 \\
&= 0.08465 \times 74 \\
&= 6.26386 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \text{Mol CO}_2 \text{ bereaksi} \times \text{Koefisien reaksi} \\
&= 0.80414 \times 1 \\
&= 0.80414 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= \text{Mol H}_2\text{O} \text{ terbentuk} \times \text{Mr. H}_2\text{O} \\
&= 0.80414 \times 18 \\
&= 14.4746 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

	Ca(OH) <sub>2</sub>	+	CO <sub>2</sub>	→	CaCO <sub>3</sub>	+	H <sub>2</sub> O
M	0.88879		0.84647				
R	0.80414		0.80414		0.80414	0.80414	
S	0.08465		0.04232		0.80414	0.80414	

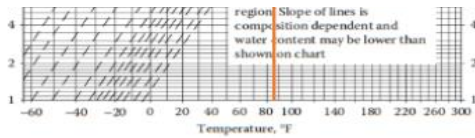
### Menghitung jumlah air pada fase gas

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

P gas pada gas reaktor adalah 1 atm gauge = 15 psia







Dari grafik didapatkan kandungan air udara = 2000 lb/MMScf

Densitas CO<sub>2</sub> = 1.84 kg/m<sup>3</sup>

Densitas CO = 1.17 kg/m<sup>3</sup>

Densitas CH<sub>4</sub> = 0.67 kg/m<sup>3</sup>

Mol CO<sub>2</sub> = 0.04232 kmol

Mol CO = 0.00 kmol

Mol CH<sub>4</sub> = 17.2175 kmol

Massa CO<sub>2</sub> = Mol CO<sub>2</sub> x Mr. CO<sub>2</sub> = 0.04232 x 44 = 1.86223 kg

Massa CO = 0 kg

Massa CH<sub>4</sub> = 275.48 kg

Volume CO<sub>2</sub> = massa : densitas = 1.86223 : 1.84 = 1.01208 m<sup>3</sup>

Volume CO = massa : densitas = 0 : 1.17 = 0 m<sup>3</sup>

Volume CH<sub>4</sub> = massa : densitas = 275.48 : 0.67 = 411.164 m<sup>3</sup>

Densitas total = massa total : volume total

= 277.342 : 412.176

= 0.67287 kg/m<sup>3</sup>

ρ udara (T = 40 °C) = 1.20 kg/m<sup>3</sup> (tabel A.3-3 Transport Processes and Separation Process Principles)

Sehingga s.g gas campuran adalah = 0.56073

Dari grafik didapatkan faktor koreksi = 0.98

Sehingga kadar air = 1960 lb/MMScf

Asumsi gas ideal, sehingga menggunakan persamaan

$$P V = n R T$$

P = 1 atm = 101000 Pa Mol CO<sub>2</sub> = 0.04232 kmol

T = 35 °C = 308.15 K Mol CO = 0 kmol

R = 8314 m<sup>3</sup> Pa/Kmol K Mol CH<sub>4</sub> = 17.2175 kmol

Massa air dalam biogas

Didapatkan kadar air dalam biogas = 2000 lb/MMScf

Total volume = 412.176 m<sup>3</sup>/jam = 0.01455 MMScf

Massa air = kadar air x Total volume

= 1960 x 0.01455

= 28.5257 lb = 12.9391 kg

Mol air = Massa air / BM

= 12.9391 : 18

$$= 0.71884 \text{ kmol}$$

**Tabel A.21** Neraca Massa *Bubble Column*

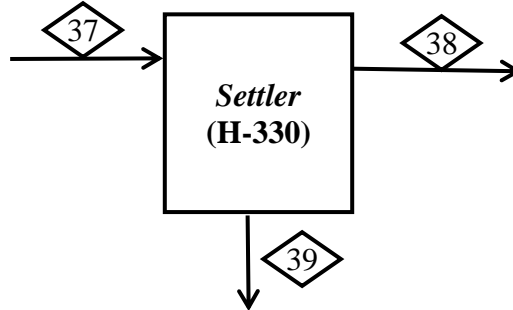
No	Komponen	Masuk			
		Aliran <33>		Aliran <32>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	MgO	0.00	0.00	0.00	0.630
2	SiO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.678
3	C	0.00	0.00	0.00	2.746
4	S	0.00	0.00	0.00	0.020
5	H <sub>2</sub> O	0.05	15.91	1.00	21437.589
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	65.771
7	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0.00	0.00	0.00	0.00
8	CH <sub>4</sub>	0.84	275.48	0.00	0.00
9	CO <sub>2</sub>	0.11	37.2446	0.00	0.00
10	CO	0.00	0	0.00	0.00
Total		1.00	328.6	1.00	21507.43

**Tabel A.21** Neraca Massa *Bubble Column* (lanjutan)

No	Komponen	Generasi (Kg)	Konsumsi (Kg)	Keluar			
				Aliran <35>		Aliran <36>	
				Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	MgO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.630
2	SiO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.678
3	C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.746
4	S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.020
5	H <sub>2</sub> O	14.475	0.00	0.04	12.94	1.00	21455
6	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	59.51	0.00	0.00	0.00	6.26
7	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	80.41	0.00	0.00	0.00	0.00	80.41
8	CH <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.95	275.48	0.00	0.00
9	CO <sub>2</sub>	0.00	35.38	0.01	1.86	0.00	0.00
10	CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Total		94.889	94.89	1.00	290.3	1.00	21546

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <33>	328.63	Aliran <35>	290.28
Aliran <32>	21507.43	Aliran <36>	21545.78
Total	21836.06	Total	21836.06

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



Tabel A.22 Spesifikasi komponen aliran <37>

No	Komponen	Aliran <37>		Massa Jenis (Kg/m <sup>3</sup> )	Xi/pi
		Fraksi massa	Massa (Kg)		
1	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0.00	1688.7	2710	1.3774E-06
2	MgO	0.00	13.23	3580	8.1692E-09
3	SiO <sub>2</sub>	0.00	14.25	2642	1.1921E-08
4	C	0.00	57.67	2090.00	6.0996E-08
5	S	0.00	0.43	2070.00	4.5887E-10
6	H <sub>2</sub> O	1.00	450481.22	995.37	0.00100042
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	131.54	2210	1.3157E-07
Total		1.00	452387.0		0.00100201

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} = 997.996 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume} = \frac{453.295 \text{ m}^3/\text{jam}}{24 \text{ jam}} = 0.12592 \text{ m}^3/\text{s}$$

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

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

Area Settler = 314.286 m<sup>2</sup>  
 Debit masuk = 1.E-01 m<sup>3</sup>/s  
 Massa jenis partikel = 2710.00 kg/m<sup>3</sup>  
 Massa jenis fluida = 997.996 kg/m<sup>3</sup>  
 Gravitasi = 9.8 m/s<sup>2</sup>  
 Diameter partikel = 5E-06 m

Viskositas = 0.0008 Ns/m<sup>2</sup> = 0.8007 cp  
 Berdasarkan persamaan diatas didapatkan nilai efisiensi sebesar

7.01%

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

$$7.01\% = \% \text{ massa liquid pada outlet} : 0.996$$

$$\% \text{ massa liquid pada outlet} = 0.0698$$

$$\text{Ratio aliran } \langle x \rangle : \text{aliran } \langle x \rangle = 1 : 344.26$$

**Tabel A.23 Neraca Massa pada Settler**

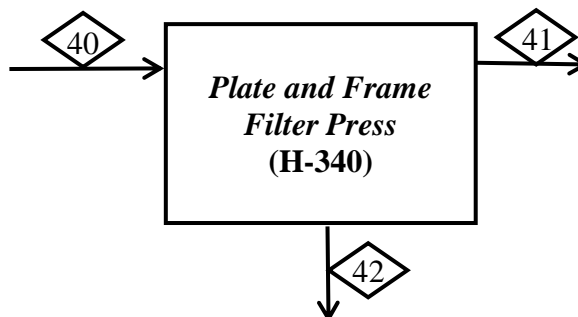
No.	Komponen	Masuk			
		Aliran <37>			
		wet basis		dry basis	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaCO <sub>3</sub>	0.00	1688.70	0.89	1688.70
2	MgO	0.00	13.23	0.01	13.23
3	SiO <sub>2</sub>	0.00	14.25	0.01	14.25
4	C	0.00	57.67	0.03	57.67
5	S	0.00	0.43	0.00	0.43
6	H <sub>2</sub> O	1.00	450481	0.00	0.00
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	131.54	0.07	131.54
Total		1.00	452387	1.00	1905.82

**Tabel A.23 Neraca Massa pada Settler (lanjutan)**

No.	Komponen	Keluar			
		Aliran <39>		Aliran <38>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaCO <sub>3</sub>	0.82	1083.16	0.00	605.55
2	MgO	0.01	8.49	0.00	4.74
3	SiO <sub>2</sub>	0.01	9.14	0.00	5.11
4	C	0.03	36.99	0.00	20.68
5	S	0.00	0.28	0.00	0.15
6	H <sub>2</sub> O	0.07	91.68	1.00	#####
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.06	84.37	0.00	47.17
Total		1.00	1314.10	1.00	#####

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <37>	452387.05	Aliran <39>	451072.94
		Aliran <38>	1314.10
Total	452387.05	Total	452387.05

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



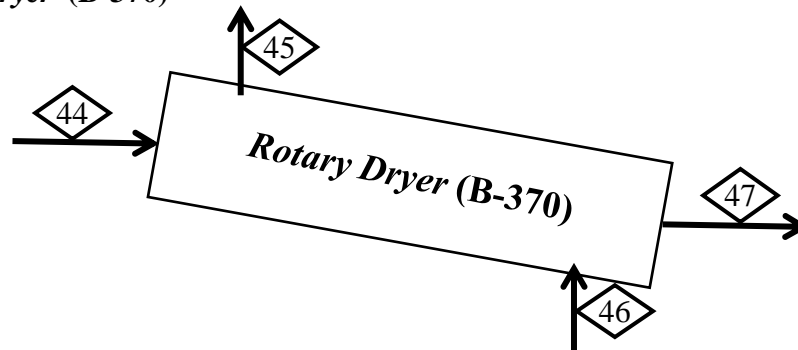
Efisiensi	=	45.96%
Massa H <sub>2</sub> O yang hilang	=	46.0%
$\frac{\text{Massa H}_2\text{O awal} - \text{Massa H}_2\text{O keluar}}{\text{Massa H}_2\text{O awal}}$	=	46.0%
Massa H <sub>2</sub> O keluar	=	49.5093

**Tabel A.24** Neraca Massa *Plate and Filter Press*

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <40>		Aliran <42>		Aliran <41>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0.82	1083.16	0.86	1083.16	0.00	0.00
2	MgO	0.01	8.49	0.01	8.49	0.00	0.00
3	SiO <sub>2</sub>	0.01	9.14	0.01	9.14	0.00	0.00
4	C	0.03	36.99	0.03	36.99	0.00	0.00
5	S	0.00	0.28	0.00	0.28	0.00	0.00
6	H <sub>2</sub> O	0.07	91.68	0.03	42.17	1.00	49.51
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.06	84.37	0.07	84.37	0.00	0.00
Total		1.00	1314.10	1.00	1264.59	1.00	49.51

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <40>	1314.10	Aliran <43>	1264.59
		Aliran <41>	49.51
Total	1314.10	Total	1314.10

#### A.14 Rotary Dryer (B-370)



Komposisi H <sub>2</sub> O yang diinginkan	=	0.005
RH <sub>0</sub> = Relative Humidity	=	0.7
T <sub>0</sub> = Udara masuk	=	30 °C
T <sub>1</sub> = Suhu Pemanasan udara	=	60 °C
T <sub>s</sub> = Suhu Saturated (dari grafik)	=	25.5 °C

Keterangan :

Aliran <44> = *Wet PCC* sebelum proses pengeringan.

Aliran <46> = Udara Pengeringan masuk.

Aliran <45> = Udara Pengeringan keluar.

Aliran <47> = *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)	=	0.0188 kg air/kg udara kering
Humidity udara keuar (H2)	=	0.12198 kg air/kg udara kering
Udara yang dibutuhkan	=	344.649 kg/jam
Udara kering (dry basis)	=	338.17 kg/jam
Moisture content PCC awal (x1)	=	0.03
Kandungan air pada PCC awal (M1)	=	42.17 kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Air pada udara masuk (m1)} &= H1 \times m \text{ udara} \\
 &= 0.0188 \times 344.649 \\
 &= 6.4794 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Air pada udara keluar (m2)} &= H2 \times m \text{ udara} \\
 &= 0.12198 \times 344.649
 \end{aligned}$$

$$= 42.0413 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Total

$$\begin{aligned} m1 + M1 &= m2 + M2 \\ 6.48 + 42.17 &= 42.04 + M2 \\ M2 &= 6.61 \end{aligned}$$

**Tabel A.25** Neraca Massa *Rotary Dryer*

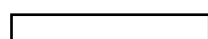
No	Komponen	Masuk			
		Aliran <44>		Aliran <46>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0.92	1083.2	0.00	0.00
2	MgO	0.01	8.5	0.00	0.00
3	SiO <sub>2</sub>	0.01	9.1	0.00	0.00
4	C	0.03	37.0	0.00	0.00
5	S	0.00	0.3	0.00	0.00
6	H <sub>2</sub> O	0.04	42.2	0.02	6.48
7	Udara kering	0.00	0.0	0.98	338.2
Total		1.00	1180.2	1.00	344.6

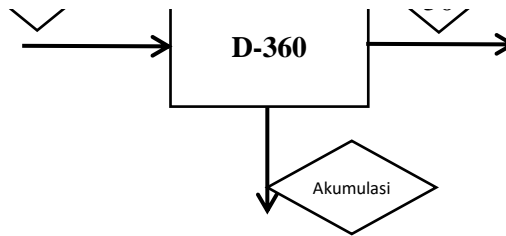
**Tabel A.25** Neraca Massa *Rotary Dryer* (lanjutan)

No	Komponen	Keluar			
		Aliran <47>		Aliran <45>	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0.95	1083.2	0.00	0.00
2	MgO	0.01	8.49	0.00	0.00
3	SiO <sub>2</sub>	0.01	9.14	0.00	0.00
4	C	0.03	36.99	0.00	0.00
5	S	0.00	0.28	0.00	0.00
6	H <sub>2</sub> O	0.01	6.61	0.11	42.04
7	Udara kering	0.00	0.0	0.89	338.2
Total		1.00	1144.7	1.00	380.2

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <44>	1180.22	Aliran <47>	1144.66
Aliran <46>	344.65	Aliran <45>	380.21
Total	1524.87	Total	1524.87

### A.15 Adsorber (D-360)





**Fungs** Mengurangi kadar H<sub>2</sub>O dalam komposisi Biogas

Massa keluar H<sub>2</sub>O adalah 0.1 ppm

$$1 \text{ ppm} = 0.0001\%$$

$$\text{Jadi, } 0.1 \text{ ppm} = 0.00001\%$$

$$\text{H}_2\text{O keluar} = 0.00001\% \times \text{Biogas}$$

$$= 0.00001\% \times 290.3$$

$$= 2.9028\text{E-}05 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O masuk} = \text{H}_2\text{O keluar}$$

$$\text{Feed} = \text{H}_2\text{O keluar} + \text{H}_2\text{O terserap}$$

$$12.9391 = 2.9028\text{E-}05 + \text{H}_2\text{O terserap}$$

$$\text{H}_2\text{O terserap} = 12.9390 \text{ kg}$$

**Tabel A.26** Neraca Massa Adsorber

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran <49>		Aliran <50>		Terserap	
		Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)	Fraksi massa	Massa (Kg)
1	CH <sub>4</sub>	0.95	275.48	0.99	275.48	0.00	0.00
2	CO <sub>2</sub>	0.01	1.86	0.01	1.86	0.00	0.00
3	CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4	H <sub>2</sub> O	0.04	12.94	0.00	0.00	1.00	12.9390
Total		1.00	290.28	1.00	277.34	1.00	12.94

Massa masuk (Kg)		Massa keluar (Kg)	
Aliran <49>	290.28	Aliran <50>	277.34
		Terserap	12.94
Total	290.28	Total	290.28



**APPENDIKS B**  
**NERACA ENERGI**

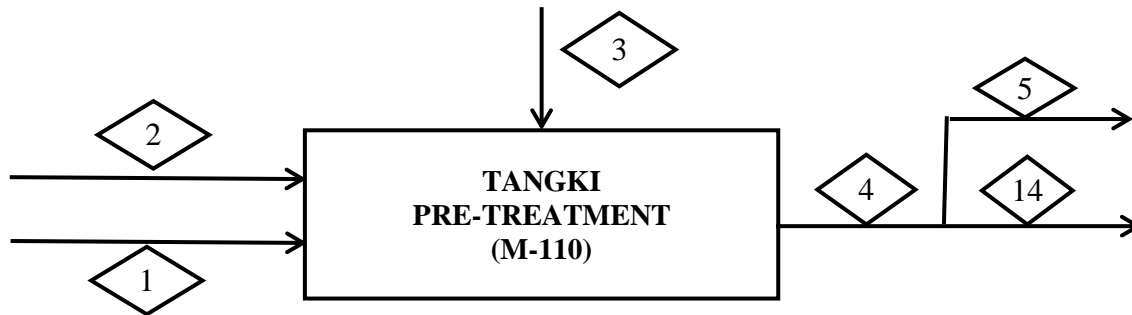
**Tabel B.1** Cp dan Heat of Formation ( $H_f$ )

No	Komponen	A	B	C	D	$\Delta h^{\circ}f$	$C_p$	Ref
						(kJ/kmol)	kJ/kmol K	
1	Protein					-973300	232	3
2	Fosfor ( $P_2O_5$ )					-2E-07	202	13
3	Kalium ( $K_2O$ )					-363200	84	6
4	Glukosa					-1271000	219	5
5	Cadmium	5.46	0.002466			0		2
6	Timbal	5.77	0.00202			0		2
7	Arsen	5.17	0.00202			0		2
8	Air	8.712	0.00125	-2E-07		-285830		1
9	$Ca(OH)_2$	9,597	0.005435			-986090		1
10	DAP					-1566910	188	5,8
11	Urea					-335000	94	4,7
12	Slurry					0		
13	$NH_4OH$					-275000	155	9,10
14	$CO_2$	5.457	0.001045		-115700	-393509		1
15	$CH_4$	1.702	0.009081	0.000002		-74520		1
16	$NH_4H_2PO_4$					-1445070	142	5,11
17	$H_2CO_3$					-700000	182	12
18	As. Butirat					-533920	179	3
19	As. Asetat					-432800	63	3,4
20	As. Propionat					-455800	159	7
21	CO	3.376	0.000557		-3100	-110000		1
22	$H_2$	3.249	0.000422		8300			1
23	Uap Air	3.47	0.00145		12100	-241800		1

Referensi :

- |   |                                      |    |                          |
|---|--------------------------------------|----|--------------------------|
| 1 | Van Ness, 2001                       | 8  | Wolfram Alpha            |
| 2 | Perry, 1999                          | 9  | A.D. Fortes et al., 2001 |
| 3 | Prabhu et al.,                       | 10 | matweb.com               |
| 4 | Canadian Metric Practice Guide, 1995 | 11 | David N., 2006           |
| 5 | wikipedia.com                        | 12 | scilearn.sydney.edu.au   |
| 6 | chemister.ru                         | 13 | Toxicology Data Network  |
| 7 | webbook.nist.gov                     |    |                          |

## B.1 Tangki Pre-Treatment



### i) Menghitung Perubahan Enthalpi karena Perubahan Suhu

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

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

Dimana :

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

$T$  = Suhu operasi (K)

$T^0$  = Suhu reference (K)

$R$  = 8.314 kJ/kmol K

Lalu menghitung perubahan enthalpi dengan rumus :

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

$\Delta H$  = Perubahan Enthalpi (kJ)

$m$  = Massa Zat (kg)

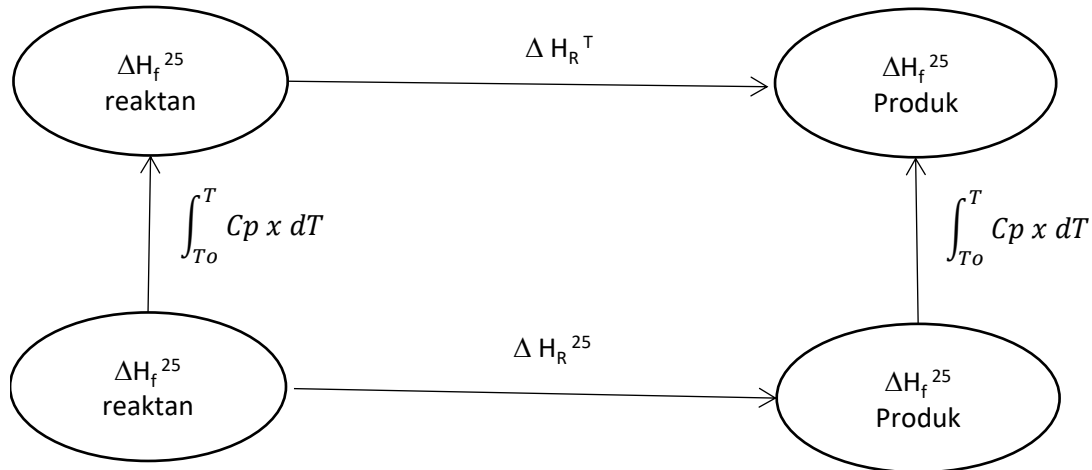
$BM$  = Berat Molekul (kg/ kmol)

$C_p$  = Specific Heat (kJ/ kmol K)

$T$  = Temperature (K)

### ii) Menghitung Perubahan Enthalpi karena Reaksi Kimia

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



Kondisi operasi

- Tekanan = 1 atm = 101.325 kPa = 1.013 bar  
 Suhu Aliran ( 1 ) = 30 °C = 303.15 K  
 Suhu Aliran ( 2 ) = 30 °C = 303.15 K  
 Suhu Aliran ( 3 ) = 30 °C = 303.15 K  
 Suhu Reference = 25 °C = 298.15 K  
 R = 8.314 kJ/kmol K  
 $\tau_1 = 1.02$   
 $\tau_2 = 1.02$   
 $\tau_3 = 1.02$

**Tabel B.2** Arus Energi Masuk Pre-treatment

No	Komponen	Masuk					
		Aliran (1)		Aliran (2)		Aliran (3)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Protein	100.9656	332.7276	0	0	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	11.64988	82.86182	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	43.10455	192.5948	0	0	0	0
4	Glukosa	1553.317	9449.347	0	0	0	0
5	Cadmium	0.02563	0.059004	0	0	0	0
6	Timbal	0.000388	0.000497	0	0	0	0
7	Arsen	0.003107	0.00995	0	0	0	0
8	Air	37123.86	778152.5	36874.97	772935.4	0	0
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0	0	111.9803	603808.9
<b>Total</b>		<b>38832.93</b>	<b>788210.1</b>	<b>36874.97</b>	<b>772935.4</b>	<b>111.9803</b>	<b>603808.9</b>

b. Energi Keluar

$$\text{Suhu Aliran ( 5 )} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.1526 \text{ K (Trial)}$$

$$\text{Suhu Aliran ( 14 )} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu Reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

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

$$\tau_5 = 1.0168$$

$$\tau_{14} = 1.0168$$

**Tabel B.3** Arus Energi Keluar Tangki Pre-Treatment (M-110)

No	Komponen	Keluar			
		Aliran (5)		Aliran (14)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Protein	23.29976	76.8225	77.66586	256.075
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	2.688434	19.13172	8.961446	63.7724
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	9.947205	44.46765	33.15735	148.2255
4	Glukosa	358.4578	2181.732	1194.859	7272.439
5	Cadmium	0.005915	0.013621	0.019715	0.045402
6	Timbal	8.96E-05	0.000115	0.000299	0.000383
7	Arsen	0.000717	0.002297	0.00239	0.007656
8	Air	17076.65	357871.1	56922.18	1192904
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	25.84161	139411.6	86.1387	464705.4
<b>Total</b>		17496.9	499604.9	58322.98	1665350

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

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/Jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/Jam)
1	H Aliran Masuk	2164954.397	H Aliran Keluar	2164954.397
Total		2164954.397	2164954.397	

Sistem Steady State, akumulasi =0

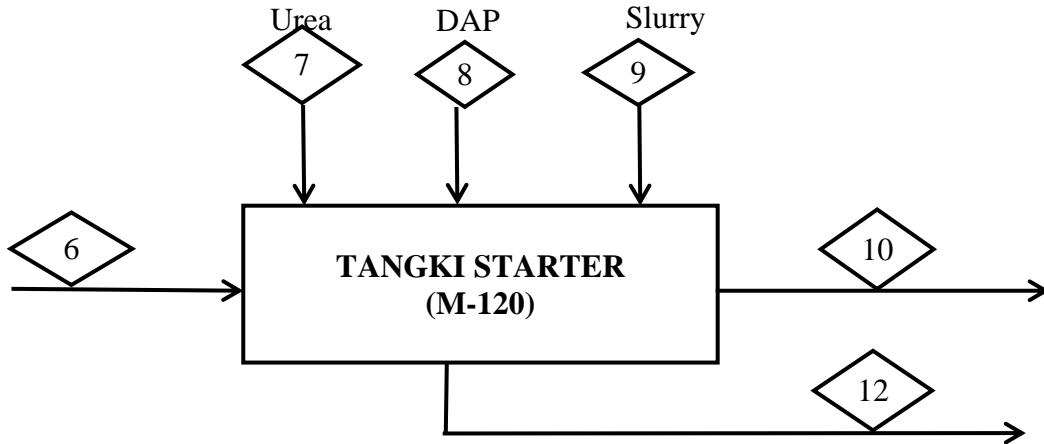
Akumulasi = Total Enthalpi masuk - Total Enthalpi keluar + ΔH reaksi

Kemudian diakukan Goal seek pada suhu keluaran sehingga akumulasi

Energi=0

0 = Total Enthalpi masuk - Total Enthalpi keluar + ΔH reaksi

## B.2 Tangki Starter



i) Menghitung Perubahan Enthalpi karena Perubahan Suhu

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

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

Dimana :

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

T = Suhu operasi (K)

T<sup>o</sup> = Suhu reference (K)

R = 8.314 kJ/kmol K

Lalu menghitung perubahan enthalpi dengan rumus :

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

Δ H = Perubahan Enthalpi (kJ)

m = Massa Zat (kg)

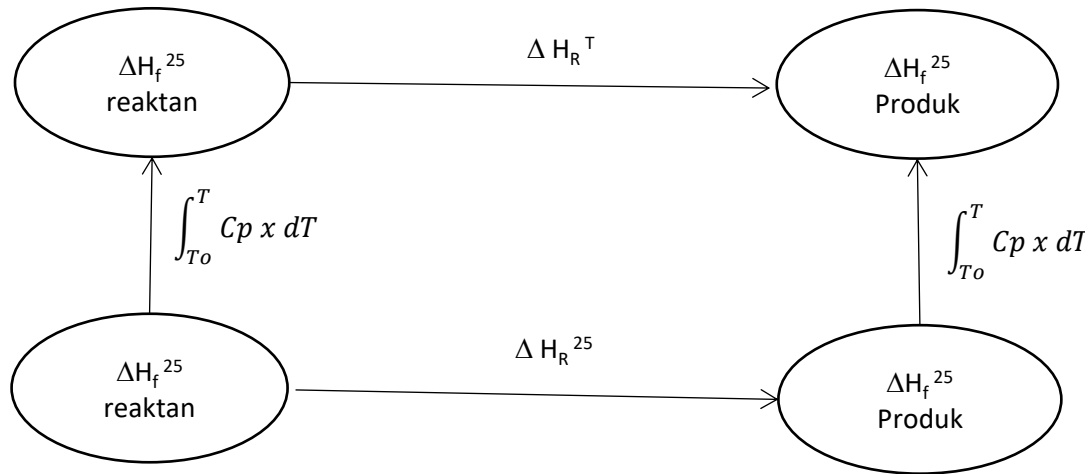
BM = Berat Molekul (kg/ kmol)

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

$P = 1 \text{ atm} = 303.15 \text{ kPa} = 1.013 \text{ bar}$

Suhu Aliran ( 6 ) =  $30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$

Suhu Aliran ( 7 ) =  $30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$

Suhu Aliran ( 8 ) =  $30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$

Suhu Aliran ( 9 ) =  $30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$

Suhu Reference =  $25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$

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

$\tau_6 = 1.01677$

$\tau_7 = 1.01677$

$\tau_8 = 1.01677$

$\tau_9 = 1.01677$

**Tabel B.5** Arus Energi Masuk Tangki Starter

No	Komponen	Masuk			
		Aliran (6)		Aliran (7)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Proterin	23.29976	76.7833	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	2.688434	19.12196	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	9.947205	44.44496	0	0
4	Glukosa	358.4578	2180.618	0	0
5	Cadmium	0.005915	0.013614	0	0
6	Timbal	8.96E-05	0.000115	0	0
7	Arsen	0.000717	0.002296	0	0
8	Air	17076.65	357688.4	0	0
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	25.84161	139340.5	0	0
10	DAP	0	0	0	0

11	Urea	0	0	46.21281	362.0003
12	Slurry	0	0	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	0	0
Total		17496.9	499349.9	46.21281	362.0003

**Tabel B.5** Arus Energi Masuk Tangki Starter (Lanjutan)

No	Komponen	Masuk			
		Aliran (8)		Aliran (9)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Proterin	0	0	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0	0
4	Glukosa	0	0	0	0
5	Cadmium	0	0	0	0
6	Timbal	0	0	0	0
7	Arsen	0	0	0	0
8	Air	0	0	0	0
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0	0
10	DAP	14.32597	102.0183	0	0
11	Urea	0	0	0	0
12	Slurry	0	0	36.14718	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	0	0
Total		14.32597	102.0183	36.14718	0

b. Reaksi Kimia

**Tabel B.6** Reaksi pada Tangki Starter

No	Reaksi
1	Glukosa $\longrightarrow$ 3CO <sub>2</sub> + 3CH <sub>4</sub>
2	Protein + 18.5H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ 8.25CH <sub>4</sub> + 3.75CO <sub>2</sub> + 4NH <sub>4</sub> OH + 4H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>

3	$\text{CO}(\text{NH}_2)_2 + 3\text{H}_2\text{O} \longrightarrow 2\text{NH}_4\text{OH} + \text{CO}_2$
4	$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{NH}_4\text{OH} + \text{NH}_4\text{H}_2\text{PO}_4$

**Tabel B.7** Panas Reaksi pada Tangki Starter

No	Komponen	$\Delta\text{H}_f^0$ (kJ/kmol)	Kmol Bereaksi	$\Delta\text{H}$ (kJ)	$\Delta\text{H}_R$ (kJ)
1	Glukosa	-1271000	1.1949	-1518666.33	-159020.256
	CO <sub>2</sub>	-393509	3.5846	-1410563.81	
	CH <sub>4</sub>	-74520	3.5846	-267122.773	
2	Protein	-973300	0.0397	-38655.0941	10751.2335
	Air	-285830	0.7347	-210009.794	
	CH <sub>4</sub>	-74520	0.3277	-24416.6910	
	CO <sub>2</sub>	-393509	0.1489	-58606.5220	
	NH <sub>4</sub> OH	-275000	0.1589	-43687.0477	
	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-700000	0.1589	-111203.394	
3	Urea	-335000	0.3851	-129010.756	95884.2599
	Air	-285830	1.1553	-330225.174	
	NH <sub>4</sub> OH	-275000	0.7702	-211808.704	
	CO <sub>2</sub>	-393509	0.3851	-151542.966	
4	DAP	-1566910	0.0543	-85028.4336	7199.3428
	Air	-285830	0.0543	-15510.5763	
	NH <sub>4</sub> OH	-275000	0.0543	-14922.8860	
	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	-1445070	0.0543	-78416.7812	
Total			12.8456		-45185.420

c. Energi Keluar

$$\text{Suhu Aliran ( 10 )} = 30.45033 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.6003 \text{ K (Trial)}$$

$$\text{Suhu Aliran ( 11 )} = 30.45033 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.6003 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Reference} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

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

$$\tau_{10} = 1.01828$$

$$\tau_{11} = 1.01828$$



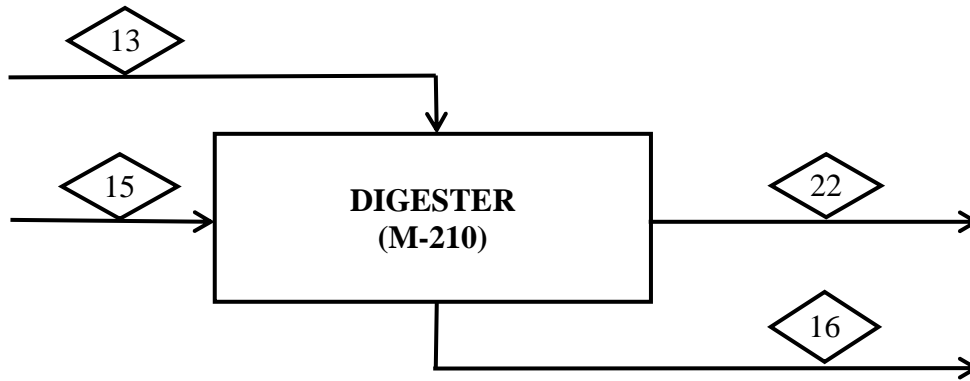
**Tabel B.8** Arus Energi Keluar Tangki Starter

No	Komponen	Keluar			
		Aliran (10)		Aliran (11)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Proterin	0	0	9.3199	33.47952
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	2.6884	20.84418
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	9.9472	48.4479
4	Glukosa	0	0	143.3831	950.8065
5	Cadmium	0	0	0.0059	0.014841
6	Timbal	0	0	0.0001	0.000125
7	Arsen	0	0	0.0007	0.002503
8	Air	15.7527	359.6843	17025.9	388755.8
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	25.8416	151890.2
10	DAP	0	0	7.1630	55.60329
11	Urea	0	0	23.1064	197.302
12	Slurry	0	0	36.1472	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	34.4169	830.7266
14	CO <sub>2</sub>	181.2192	838.575	0	0
15	CH <sub>4</sub>	62.596	818.1959	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	6.2405	41.99823
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	9.8494	157.5846
Total		259.568	2016.455	17334.01	542982.8

**Tabel B.9** Neraca Energi Tangki Starter

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/Jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/Jam)
1	H Aliran Masuk	499813.870	H Aliran Keluar	544999.290
2			ΔH reaksi	-45185.420
Total		499813.870		499813.870

### B.3 Tangki Digester



i) Menghitung Perubahan Enthalpi karena Perubahan Suhu

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

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

Dimana :

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

T = Suhu operasi (K)

T° = Suhu reference (K)

R = 8.314 kJ/kmol K

Lalu menghitung perubahan enthalpi dengan rumus :

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

Δ H = Perubahan Enthalpi (kJ)

m = Massa Zat (kg)

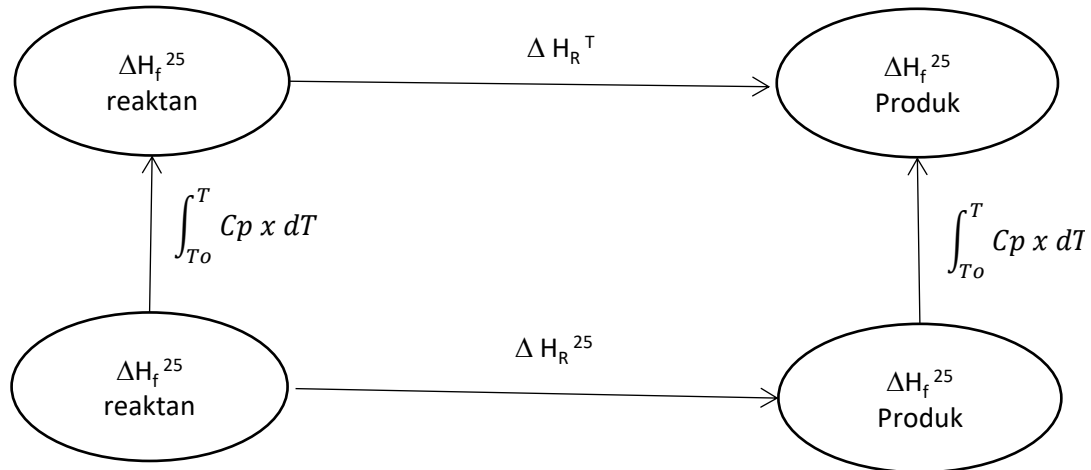
BM = Berat Molekul (kg/ kmol)

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

$P = 1 \text{ atm} = 303.15 \text{ kPa} = 1.013 \text{ bar}$   
 $T_{13} = 30.45 \text{ }^\circ\text{C} = 303.6003 \text{ K}$   
 $T_{15} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.1526 \text{ K}$   
 $T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$   
 $R = 8.314 \text{ kJ/kmol K}$   
 $\tau_{13} = 1.018$   
 $\tau_{15} = 1.017$

**Tabel B.10** Arus Energi Masuk Tangki Digester

No	Komponen	Masuk			
		Aliran (13)		Aliran (15)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Proterin	9.3199	33.47952	77.66586	256.075
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	2.6884	20.84418	8.961446	63.7724
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	9.9472	48.4479	33.15735	148.2255
4	Glukosa	143.3831	950.8065	1194.859	7272.439
5	Cadmium	0.005915	0.014841	0.019715	0.045402
6	Timbal	8.96E-05	542982.8	0.000299	0.000383
7	Arsen	0.000717	0	0.00239	0.007656
8	Air	17025.9	0	56922.18	1192904
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	25.84161	0	86.1387	464705.4
10	DAP	7.162985	0	0	0
11	Urea	23.1064	0	0	0
12	Slurry	36.14718	0	0	0

13	NH <sub>4</sub> OH	34.41692	0	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	6.24048	0	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	9.849443	0	0	0
18	As. Butirat	0	0	0	0
19	As. Asetat	0	0	0	0
20	As. Propionat	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0
Total		17334.01	544036.4	58322.98	1665350

b. Reaksi Kimia

$$T_{13} = 30.45 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.6003 \text{ K}$$

$$T_{13} = T_{15} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.6003 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

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

$$\tau_{13} = 1.018$$

$$\tau_{15} = 1.018$$

**Tabel B.11** Reaksi pada Digester Tank

No	Reaksi yang Terjadi	Konversi
<b>Reaksi Asidogenesis</b>		
1	Glukosa $\longrightarrow$ 3 Asam Asetat	10%
2	Glukosa $\longrightarrow$ As. Butirat + 2CO <sub>2</sub> + 2H <sub>2</sub>	70%
3	Glukosa $\longrightarrow$ As. Propionat + CO <sub>2</sub> + 2CO + 3H <sub>2</sub>	0%
<b>Reaksi Asitogenesis</b>		
4	As. Propionat + 2H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ As. Asetat + CO <sub>2</sub> + 3H <sub>2</sub>	0%
5	As. Butirat + 2H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ 2 As. Asetat + 2H <sub>2</sub>	90%
<b>Reaksi Metanogenesis</b>		
6	As. Asetat $\longrightarrow$ CH <sub>4</sub> + CO <sub>2</sub>	90%
7	CO <sub>2</sub> + 4H <sub>2</sub> $\longrightarrow$ CH <sub>4</sub> + 2H <sub>2</sub> O	100%
<b>Reaksi Tambahan</b>		
8	Protein + 18.5H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ 8.25CH <sub>4</sub> + 3.75CO <sub>2</sub> + 4NH <sub>4</sub> OH + 4H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	90%
9	CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub> + 3H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ 2NH <sub>4</sub> OH + CO <sub>2</sub>	50%
10	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> + H <sub>2</sub> O $\longrightarrow$ NH <sub>4</sub> OH + NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	50%

(\*Sumber : Ting, C.H dan Lee, D.J. International Journal of Hydrogen Energy 32 (2007) 677-682)

**Tabel B.12** Energi Reaksi Tangki Digester

No	Komponen	$\Delta H_f^0$ (kJ/kmol)	$\Delta H_{f35}$ (kJ/kmol)	Kmol Bereaksi	$\Delta H_R$ (kJ)
1	Glukosa	-1271000	-1268810	0.7435	-20594.07
	As. Asetat	-432800	-432170	2.2304	
2	Glukosa	-1271000	-1268810	5.2043	-261066.71
	As. Butirat	-533920	-532130	5.2043	
	CO <sub>2</sub>	-393509	-393454.43	10.4086	
	H <sub>2</sub>	0	32.49	10.4086	
3	Glukosa	-1271000	-1268810	0.0000	0.00
	As. Propionat	-455800	-454210	0.0000	
	CO <sub>2</sub>	-393509	-393454.43	0.0000	
	CO	-110000	-109966.24	0.0000	
	H <sub>2</sub>	0	32.49	0.0000	
4	As. Propionat	-455800	-454210	0.0000	0.00
	H <sub>2</sub> O	-285830	-285742.88	0.0000	
	As. Asetat	-432800	-432170	0.0000	
	CO <sub>2</sub>	-393509	-393454.43	0.0000	
	H <sub>2</sub>	0	32.49	0.0000	
5	As. Butirat	-533920	-532130	4.6838	1121035.87
	H <sub>2</sub> O	-285830	-285742.88	9.3677	
	As. Asetat	-432800	-432170	9.3677	
	H <sub>2</sub>	0	32.49	9.3677	
6	As. Asetat	-432800	-454210	10.4383	-143499.479
	CH <sub>4</sub>	-74520	-74502.98	10.4383	
	CO <sub>2</sub>	-393509	-393454.43	10.4383	
7	CO <sub>2</sub>	-393509	-393454.43	4.944062774	-1249188.01
	H <sub>2</sub>	0	32.49	19.776	
	CH <sub>4</sub>	-74520	-74502.98	4.944	
	H <sub>2</sub> O	-285830	-285742.88	9.888	
8	Protein	-973300	-970980	0.2224	62407.252
	H <sub>2</sub> O	-285830	-285742.88	4.1145	
	CH <sub>4</sub>	-74520	-74502.98	1.8349	
	CO <sub>2</sub>	-393509	-393454.43	0.8340	
	NH <sub>4</sub> OH	-275000	-273450	0.8896	
	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-700000	-698180	0.8896	
9	Urea	-335000	-334060	0.1926	48318.23
	H <sub>2</sub> O	-285830	-285742.88	0.5777	
	NH <sub>4</sub> OH	-275000	-273450	0.3851	
	CO <sub>2</sub>	-393509	-393454.43	0.1926	

No	Komponen	$\Delta H_f^0$ (kJ/kmol)	$\Delta H_{f35}$ (kJ/kmol)	Kmol Bereaksi	$\Delta H_R$ (kJ)
10	$(NH_4)_2HPO_4$	-1445070	-1445070	0.0271	333.537
	H <sub>2</sub> O	-285830	-285742.88	0.0271	
	NH <sub>4</sub> OH	-275000	-273450	0.0271	
	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	-1445070	-1445070	0.0271	
Total					-442253.38

c. Energi Keluar

$$T_{22} = 31.13 \text{ } ^\circ\text{C} = 304.2779 \text{ K (Trial)}$$

$$T_{16} = T_{15} = 31.13 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

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

$$\tau_{22} = 1.020553$$

$$\tau_{16} = 1.020553$$

**Tabel B.13** Energi Keluar Arus Tangki Digester

No	Komponen	Keluar			
		Aliran (16)		Aliran (22)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Proterin	8.698577	35.13233	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	11.64988	101.5542	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	43.10455	236.0413	0	0
4	Glukosa	267.6485	1995.491	0	0
5	Cadmium	0.02563	0.072316	0	0
6	Timbal	0.000388	0.000619	0	0
7	Arsen	0.003107	0.012359	0	0
8	Air	73846.11	1895848	26.39131	677.5431
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	111.9803	740019.1	0	0
10	DAP	3.581493	31.25801	0	0
11	Urea	11.5532	110.9155	0	0
12	Slurry	36.14718	0	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	79.98224	2170.554	0	0
14	CO <sub>2</sub>	0	0	744.89	3878.208
15	CH <sub>4</sub>	0	0	275.48	4051.487
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	9.360719	70.82933	0	0

17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	65.00633	1169.361	0	0
18	As. Butirat	45.79763	810.2476	0	0
19	As. Asetat	69.58861	433.3117	0	0
20	As. Propionat	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0
Total		74610.24	2643032	1046.759	8607.238

**Tabel B.14** Neraca Energi Tangki Digester

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/Jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/Jam)
1	H Aliran Masuk	2209385.964	H Aliran Keluar	2651639.340
2			ΔH reaksi	-442253.375
Total		2209385.964		2209385.964

#### B.4 Water Trap



$$T_{21} = 31.13 \text{ } ^\circ\text{C} = 304.28 \text{ K} \quad \tau_{22} = 1.020553$$

$$T_{21} = 31.13 \text{ } ^\circ\text{C} = 304.28 \text{ K} \quad \tau_{23} = 1.020553$$

$$T_{rel} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

**Tabel B.15** Energi Masuk Arus Water Trap

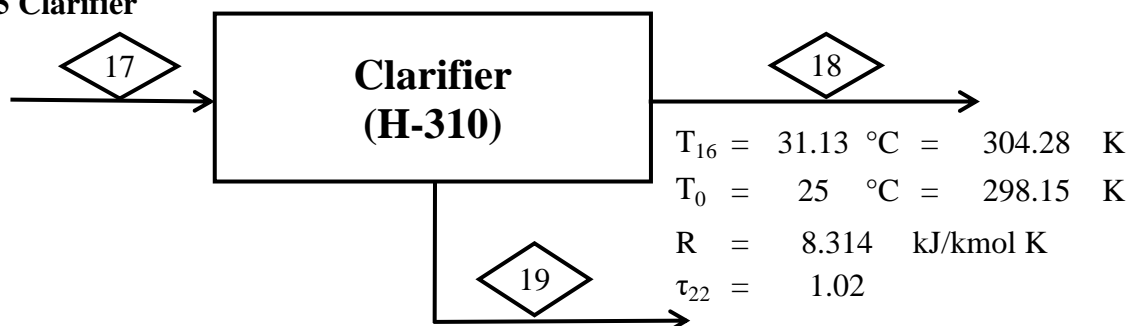
No	Komponen	Masuk		Keluar			
		Aliran (23)		Aliran (24)		Terambil	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Proterin	0	0	0	0	0	0
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0	0	0	0
4	Glukosa	0	0	0	0	0	0
5	Cadmium	0	0	0	0	0	0
6	Timbal	0	0	0	0	0	0

7	Arsen	0	0	0	0	0	0
8	Air	26.39131	442.193	0.831326	13.92908	25.55999	428.2639
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
10	DAP	0	0	0	0	0	0
11	Urea	0	0	0	0	0	0
12	Slurry	0	0	0	0	0	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	0	0	0	0
14	CO <sub>2</sub>	744.8919	3878.208	744.89	3878.207	0.00	0
15	CH <sub>4</sub>	275.4754	4051.487	275.48	4051.486	0.00	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	0	0	0	0
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	0	0	0	0
18	As. Butirat	0	0	0	0	0	0
19	As. Asetat	0	0	0	0	0	0
20	As. Propionat	0	0	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Total		1046.759	8371.887	1021.199	7943.623	25.55999	428.2639

**Tabel B.16** Neraca Energi Water Trap

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/Jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/Jam)
1	H Aliran Masuk	8371.887	H Aliran Keluar	8371.886
Total		8371.887	8371.886	

**B.5 Clarifier**





**Tabel B.17 Neraca Energi Masuk Clarifier**

No	Komponen	Masuk	
		Aliran (17)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Proterin	8.698577	35.13233
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	11.64988	101.5542
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	43.10455	236.0413
4	Glukosa	267.6485	1995.491
5	Cadmium	0.02563	0.072316
6	Timbal	0.000388	0.000619
7	Arsen	0.003107	0.012359
8	Air	73846.11	1895848
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	111.9803	740019.1
10	DAP	3.581493	31.25801
11	Urea	11.5532	110.9155
12	Slurry	36.14718	0
13	NH <sub>4</sub> OH	79.98224	2170.554
14	CO <sub>2</sub>	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	9.360719	70.82933
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	65.00633	1169.361
18	As. Butirat	45.79763	810.2476
19	As. Asetat	69.58861	433.3117
20	As. Propionat	0	0
21	CO	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0
Total		74610.24	2643032

$$T_{18} = 31.151 \text{ } ^\circ\text{C} = 304.3014 \text{ K}$$

$$T_{19} = 31.151 \text{ } ^\circ\text{C} = 304.3014 \text{ K}$$

$$T_0 = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

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

$$\tau_{18} = 1.020632$$

$$\tau_{19} = 1.020632$$

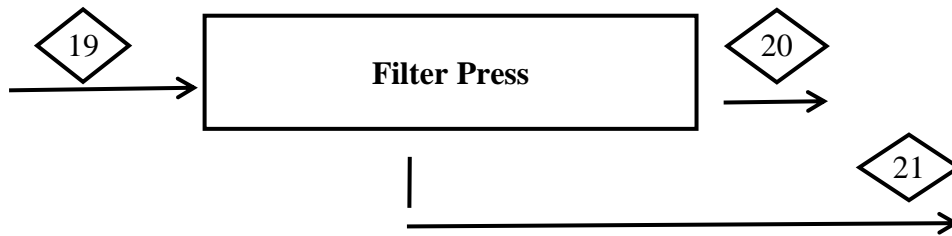
**Tabel B.18** Neraca Energi Keluar Clarifier

No	Komponen	Keluar			
		Aliran (18)		Aliran (19)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Proterin	0	0	8.698577	34.77302
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	11.64988	101.9433	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	43.10455	236.9458	0	0
4	Glukosa	0	0	267.6485	2003.138
5	Cadmium	0.02563	0.072594	0	0
6	Timbal	0.000388	0.000621	0	0
7	Arsen	0.003107	0.012407	0	0
8	Air	73692.75	1899164	153.3627	3952.368
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	111.9803	732950.1
10	DAP	3.581493	31.3778	0	0
11	Urea	0	0	11.5532	111.3406
12	Slurry	0	0	36.14718	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	79.98224	2178.872
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	9.360719	71.10075
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	65.00633	1173.842
18	As. Butirat	0	0	45.79763	573.0438
19	As. Asetat	0	0	69.58861	449.4713
20	As. Propionat	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0
Total		73751.11	1899534	859.126	743498.1

**Tabel B.19** Neraca Energi Clarifier

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/Jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/Jam)
1	H <sub>17</sub>	2643032.102	H <sub>18</sub>	1899534.021
2			H <sub>19</sub>	743498.081
Total		2643032.102		2643032.102

## B.6 Filter Press



$$T_{19} = 31 \text{ } ^\circ\text{C} = 304.30 \text{ K}$$

$$T_0 = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

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

$$\tau_{19} = 1.02$$

**Tabel B.20** Neraca Energi Masuk Screw Press

No	Komponen	Masuk	
		Aliran (19)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Proterin	8.698577	34.77302
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0
4	Glukosa	267.6485	2003.138
5	Cadmium	0	0
6	Timbal	0	0
7	Arsen	0	0
8	Air	153.3627	3952.368
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	111.9803	732950.1
10	DAP	0	0
11	Urea	11.5532	111.3406
12	Slurry	36.14718	0
13	NH <sub>4</sub> OH	79.98224	2178.872
14	CO <sub>2</sub>	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	9.360719	71.10075
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	65.00633	1173.842
18	As. Butirat	45.79763	573.0438
19	As. Asetat	69.58861	449.4713
20	As. Propionat	0	0
21	CO	0	0

22	H <sub>2</sub>	0	0
Total		859.126	743498.1

$$T_{20} = 31.163 \text{ } ^\circ\text{C} = 304.3126 \text{ K}$$

$$T_{21} = 31.163 \text{ } ^\circ\text{C} = 304.3126 \text{ K}$$

$$T_o = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.15 \text{ K}$$

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

$$\tau_{20} = 1.02067$$

$$\tau_{21} = 1.02067$$

**Tabel B.21** Neraca Energi Keluar Screw Press

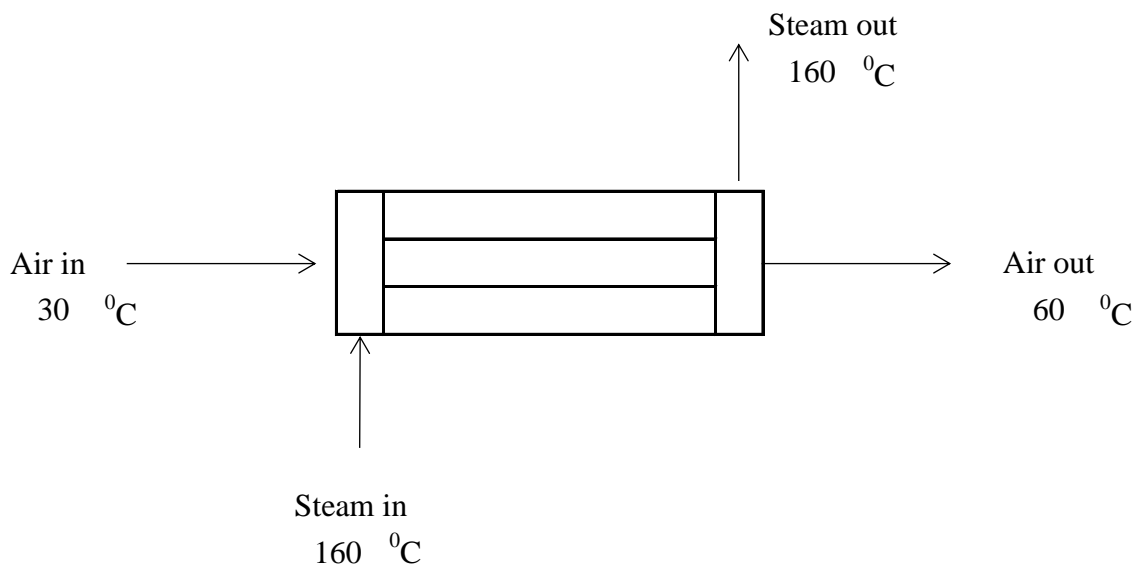
No	Komponen	Keluar			
		Aliran (20)		Aliran (21)	
		Massa (kg)	H (kJ/jam)	Massa (kg)	H (kJ/jam)
1	Proterin	0	0	8.698577	35.3312
2	Fosfor (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0	0	0	0
3	Kalium (K <sub>2</sub> O)	0	0	0	0
4	Glukosa	8.46916	63.50046	259.1794	1943.287
5	Cadmium	0	0	0	0
6	Timbal	0	0	0	0
7	Arsen	0	0	0	0
8	Air	148.7618	3840.784	4.600881	118.7871
9	Ca(OH) <sub>2</sub>	5.646107	37023.06	106.3342	697262.4
10	DAP	0	0	0	0
11	Urea	0	0	11.5532	111.5434
12	Slurry	0	0	36.14718	0
13	NH <sub>4</sub> OH	0	0	79.98224	664.343
14	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0
15	CH <sub>4</sub>	0	0	0	0
16	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	9.360719	234.0424
17	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	65.00633	1175.981
18	As. Butirat	0	0	45.79763	574.0878
19	As. Asetat	0	0	69.58861	450.2901
20	As. Propionat	0	0	0	0
21	CO	0	0	0	0
22	H <sub>2</sub>	0	0	0	0
Total		162.8771	40927.35	696.2489	702570.1

**Tabel B.22** Neraca Energi Overall Filter Press

No	Energi Aliran Masuk	Energi (kJ/Jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (kJ/Jam)
1	H <sub>19</sub>	743498.081	H <sub>20</sub>	40927.346
2			H <sub>21</sub>	702570.061
Total		743498.081		743497.408

**B.7 Heater Air**

Fungsi : untuk memanaskan udara sebelum masuk ke rotary dryer



$$\begin{aligned}
 T_0 &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298.2 \text{ K} \\
 T \text{ air in} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.2 \text{ K} \\
 T \text{ air out} &= 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 333.2 \text{ K} \\
 T \text{ steam in} &= 160 \text{ } ^\circ\text{C} = 433.2 \text{ K} \\
 T \text{ steam out} &= 160 \text{ } ^\circ\text{C} = 433.2 \text{ K}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.23** Neraca Energi Heater Air

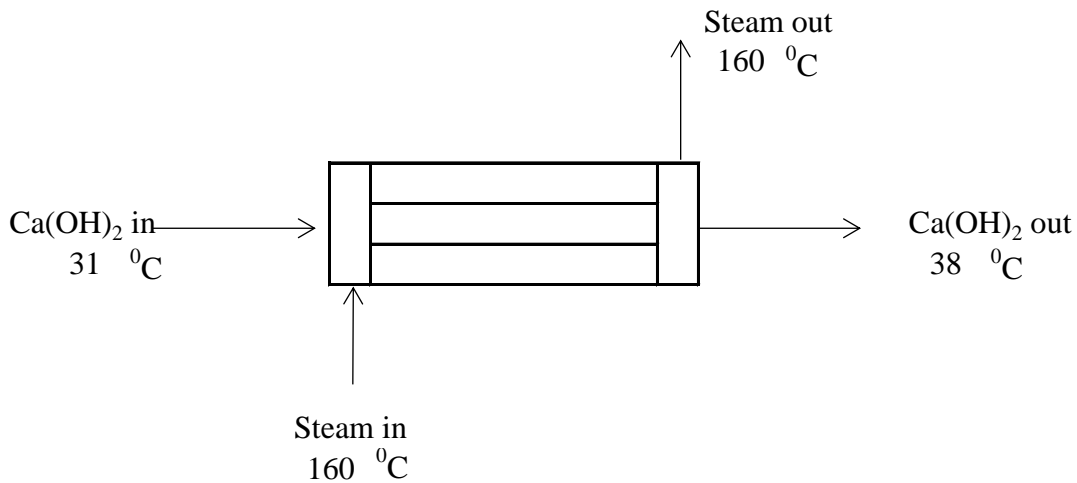
Aliran	Komponen	Massa (kg)	Entalphy (KJ/kg)	Delta H
Masuk	Udara Kering	371.83284	30.15	11210.76013
	Steam	65.7390034	2758.1	181314.7453
Keluar	Udara Kering	371.83284	398.339	148115.5217
	Kondensat	65.7390034	675.55	44409.98375

**Tabel B.24** Neraca Energi Overall Heater Air

Energi Aliran Masuk	Energi (KJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (KJ/jam)
Udara Masuk	11210.76013	Udara Keluar	148115.5217
H steam in	181314.7453	H steam out	44409.98375
Total	192525.5054	Total	192525.5054

### B.8 Heater Lime Slaker (E-221)

Fungsi : untuk memanaskan lime slaker sebelum masuk ke bubble column



$T_0$	=	25 °C	=	298 K
T Ca(OH) <sub>2</sub> in	=	31 °C	=	304 K
T Ca(OH) <sub>2</sub> out	=	38 °C	=	311 K
T steam in	=	160 °C	=	433 K
T steam out	=	160 °C	=	433 K

**Tabel B.25** Aliran Energi Masuk Heater Ca(OH)<sub>2</sub>

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Biogas In	MgO	13.23	5.65	0.937511029	70.08681645
	SiO <sub>2</sub>	14.25	5.65	0.532552181	42.8752632
	C	57.67	5.65	0.724611667	236.1291397
	S	0.43	5.65	0.709149812	1.721851428
	H <sub>2</sub> O	450189.36	5.65	4.190215863	10659108.13
	Ca(OH) <sub>2</sub>	1381.18	5.65	1.262020323	9849.325219
	Total				

**Tabel B.26** Neraca Energi Steam Heater Ca(OH)<sub>2</sub>

Aliran	Komponen	Massa (kg)	Entalphy (Kj/kg)	Delta H (kJ)
Masuk	Steam	55404.17684	2827.9	156677471.7
Keluar	Steam	55404.17684	2575.6	142698997.9

**Tabel B.27** Aliran Energi Keluar Heater Ca(OH)<sub>2</sub>

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Biogas Out	MgO	12.60031518	13.00	0.949472813	155.5275371
	SiO <sub>2</sub>	13.56957019	13.00	0.537087106	94.74453538
	C	54.92445078	13.00	0.742238907	529.9718357
	S	0.409241006	13.00	0.712805009	3.792217505
	H <sub>2</sub> O	428751.7756	13.00	4.192151533	23366101.38
	Ca(OH) <sub>2</sub>	1315.411365	13.00	1.264264225	21619.35788

Total	23388504.77
-------	-------------

**Tabel B.27** Aliran Energi Keluar Heater Ca(OH)<sub>2</sub> (lanjutan)

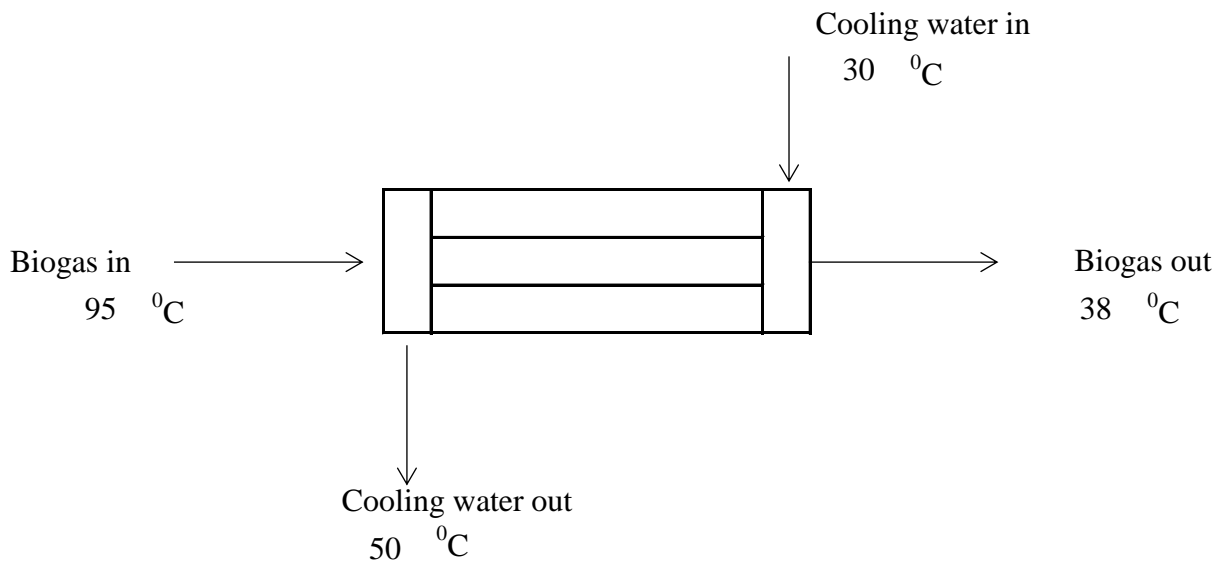
Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Biogas Out	MgO	0.630015759	14.00	0.951037236	8.387139942
	SiO <sub>2</sub>	0.67847851	14.00	0.537693511	5.106647101
	C	2.746222539	14.00	0.744575586	28.62262591
	S	0.02046205	14.00	0.713282076	0.204303315
	H <sub>2</sub> O	21437.58878	14.00	4.192414142	1258070.76
	Ca(OH) <sub>2</sub>	65.77056823	14.00	1.264568919	1164.230714
	CaCO <sub>3</sub>	0	14.00	0.833416256	0
Total					1259277.311

**Tabel B.28** Aliran Energi Overall Heater Ca(OH)<sub>2</sub>

Energi Aliran Masuk	Energi (KJ/jam)	Energi Aliran Keluar	Energi (KJ/jam)
Lime Slaker In	10669308.27	Lime Slaker Out	24647782.08
H steam in	156677471.7	H steam out	142698997.9
Total	167346779.94	Total	167346779.9



### B.9 Cooler Biogas (E-361)



$T_0$	=	25 °C	=	298.2 K
T biogas in	=	95 °C	=	368.2 K
T biogas out	=	38 °C	=	311.2 K
T cooling water in	=	30 °C	=	303.2 K
T cooling water out	=	50 °C	=	323.2 K

**Tabel B.29** Neraca Energi Masuk Cooler Biogas

No	Komponen	Masuk	
		Massa (kg)	Delta H
1	CH <sub>4</sub>	275.475	49637.035
2	CO <sub>2</sub>	744.892	46843.629
3	H <sub>2</sub> O	0.831	244.929
TOTAL		1021.199	96725.593

**Tabel B.30** Neraca Energi Cooling Water Cooler Biogas

Aliran Cooling Water			
Aliran	Komponen	Massa (kg)	Delta H
Masuk	Cooling water	952.5656608	19952.19967
Keluar	Cooling water	952.5656608	99884.79264

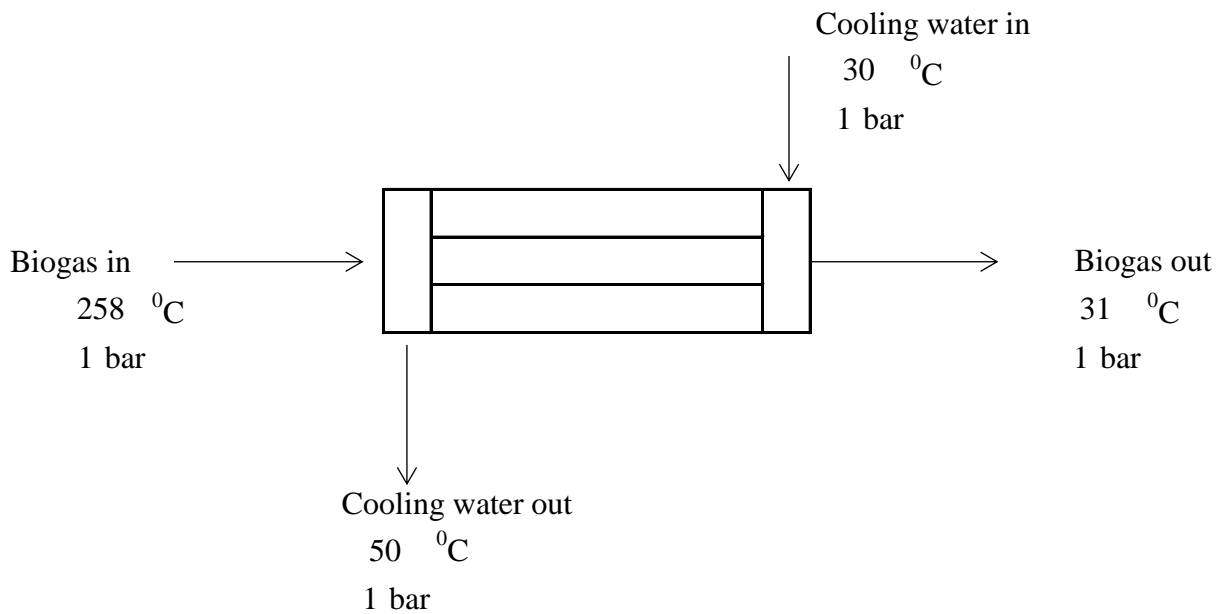
**Tabel B.31 Neraca Energi Keluar Cooler Biogas**

No	Komponen	Keluar	
		Massa (kg)	Delta H
1	CH <sub>4</sub>	275.475	8559
2	CO <sub>2</sub>	744.892	8189
3	H <sub>2</sub> O	0.831	45
TOTAL		1021.199	16793

**Tabel B.32 Neraca Energi Overall Heater Biogas**

Energi Aliran Masuk	Delta H	Energi Aliran Keluar	Delta H
Biogas	96725.59297	Biogas	16793
Cooling Water	19952.19967	Cooling Water	99884.79264
Total	116677.7926	Total	116677.7926

**B.10 Cooler Biogas (E-362)**



T <sub>0</sub>	=	25 °C	=	298.2 K	
T biogas in	=	258 °C	=	531.2 K	1.781486
T biogas out	=	31 °C	=	304.2 K	1.020124
T cooling water in	=	30 °C	=	303.2 K	1.01677
T cooling water out	=	50 °C	=	323.2 K	1.08385

**Tabel B.33** Neraca Energi Masuk Cooler Biogas

No	Komponen	Masuk	
		Massa (kg)	Delta H
1	CH <sub>4</sub>	275.48	193974.731
2	CO <sub>2</sub>	1.86	422.7349903
3	H <sub>2</sub> O	12.94	12795.74278
TOTAL		290.28	207193.2088

**Tabel B.34** Neraca Energi Cooling Water Cooler Biogas

Aliran Cooling Water			
Aliran	Komponen	Massa (kg)	Delta H
Masuk	Cooling water	2417.889354	50644.49954
Keluar	Cooling water	2417.889354	253536.7237

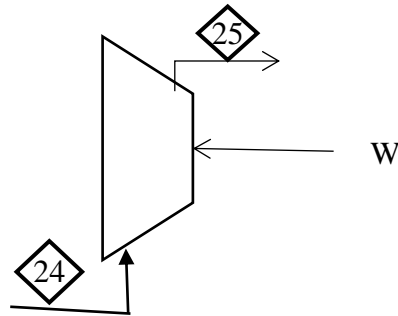
**Tabel B.35** Neraca Energi Keluar Cooler Biogas

No	Komponen	Keluar	
		Massa (kg)	Enthalpy (kJ)
1	CH <sub>4</sub>	275.48	3966.247245
2	CO <sub>2</sub>	1.86	9.491477381
3	H <sub>2</sub> O	12.94	325.2459188
TOTAL		290.28	4300.984641

**Tabel B.36** Neraca Energi Overall Heater Biogas

Energi Aliran Masuk	Delta H	Energi Aliran Keluar	Delta H
Biogas	207193.2088	Biogas	4300.984641
Cooling Water	50644.49954	Cooling Water	253536.7237
Total	257837.7084	Total	257837.7084

## B.11 Kompresor Biogas



**Tabel B.37** Aliran Masuk Kompresor

Komponen	BM	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mo
CH <sub>4</sub>	16	275.48	17.22	0.50
CO <sub>2</sub>	44	744.89	16.93	0.50
H <sub>2</sub> O	18	0.83	0.05	0.001351
TOTAL		1021.1986	34.19	1.00

$$T_{in} = 31.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_{in} = 1 \text{ bar}$$

**Tabel B.38** Aliran Keluar Kompresor

Komponen	BM	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mo
CH <sub>4</sub>	16	275.48	17.22	0.50
CO <sub>2</sub>	44	744.89	16.93	0.50
H <sub>2</sub> O	18	0.83	0.05	0.00
TOTAL		1021.1986	34.19	1.00

$$T_{in} = 31 \text{ } ^\circ\text{C} = 304 \text{ K}$$

$$P_{in} = 1.01 \text{ bar}$$

$$P_{out} = 2 \text{ atm} = 2.03 \text{ bar}$$

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

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

Menghitung Suhu Keluaran Compressor

Gas relative density/Rasio berat molekul campuran dengan berat molekul udara ( $\gamma$ )

$$\text{BM campuran} = 29.9$$

$$\text{BM udara} = 29$$

$$\gamma = 1.030$$

Rasio specific heat (k)

$$k = [1,46 - 0,16(\gamma - 0,55)(1 - 0,067\gamma - 0,000272)]$$

$$k = 1.389$$

Ditentukan efisiensi :

$$n = 0.75$$

(Ulrich, tabel 4-9, hal 120)

$$T_2 = T_1 \left[ 1 + (1/n) \left[ (P_2/P_1)^{(k-1)/k} - 1 \right] \right]$$

( walas, hal 161)

$$T_2 = 305 \times \left[ 1 + (1/0,75) \left[ (2,03/1)^{(1,392-1)/1,392} - 1 \right] \right]$$

$$T_2 = 368$$

$$T_{out} = 368 \text{ K} = 95 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \tau_{out} = 1.23 \quad 38 = 311$$

$$P_{in} = 1.01 \text{ bar}$$

$$P_{out} = 2.03 \text{ bar}$$

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

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

**Tabel B.39** Neraca Energi Masuk Compressor

No	Komponen	Masuk	
		Massa (kg)	Enthalpy (kJ)
1	CH <sub>4</sub>	275.48	4051.486
2	CO <sub>2</sub>	744.89	3878.207
3	H <sub>2</sub> O	0.83	13.92908
TOTAL		1021.2	7943.623

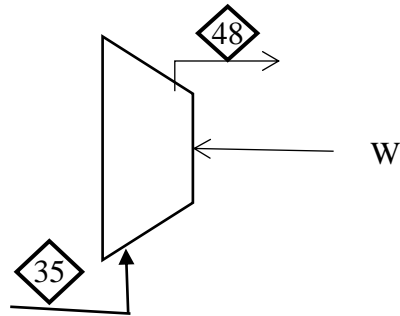
**Tabel B.40** Neraca Energi Keluar Compressor

No	Komponen	Keluar	
		Massa (kg)	Enthalpy (kJ)
1	CH <sub>4</sub>	275.48	49637.035
2	CO <sub>2</sub>	744.89	46843.629
3	H <sub>2</sub> O	0.83	244.9289
TOTAL		1021.2	96725.593

**Tabel B.41** Neraca Energi Compressor

Energi Masuk (kJ/h)		Energi Keluar (kJ/h)	
H <sub>24</sub>	7,944	H <sub>25</sub>	96,726
W <sub>compressor</sub>	88,782		
TOTAL	96,726	TOTAL	96,726

## B.12 Kompresor Biogas



**Tabel B.42** Aliran Masuk Kompresor

Komponen	BM	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mo
CH <sub>4</sub>	16	275.48	17.22	0.50
CO <sub>2</sub>	44	1.86	0.04	0.001238
H <sub>2</sub> O	18	12.94	0.72	0.021023
TOTAL		290.28128	17.98	0.53

$$T_{in} = 39.0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_{in} = 2.03 \text{ bar}$$

**Tabel B.43** Aliran Keluar Kompresor

Komponen	BM	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Mo
CH <sub>4</sub>	16	275.48	17.22	0.50
CO <sub>2</sub>	44	1.86	0.04	0.001238
H <sub>2</sub> O	18	12.94	0.72	0.02
TOTAL		290.28128	17.98	0.53

$$T_{in} = 39 \text{ } ^\circ\text{C} = 312 \text{ K}$$

$$P_{in} = 2.03 \text{ bar}$$

$$P_{out} = 10 \text{ atm} = 10.13 \text{ bar}$$

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

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

Menghitung Suhu Keluaran Compressor

Gas relative density/Rasio berat molekul campuran dengan berat molekul udara ( $\gamma$ )

$$\text{BM campuran} = 8.5$$

$$\text{BM udara} = 29$$

$$\gamma = 0.293$$

Rasio specific heat (k)

$$k = [1,46 - 0,16(\gamma - 0,55)(1 - 0,067\gamma - 0,000272)]$$

$$k = 1.500$$

Ditentukan efisiensi :

$$n = 0.75$$

(Ulrich, tabel 4-9, hal 120)

$$T_2 = T_1 \left[ 1 + (1/n) \left[ (P_2/P_1)^{(k-1)/k} - 1 \right] \right]$$

( walas, hal 161)

$$T_2 = 305 \times \left[ 1 + (1/0,75) \left[ (2,03/1)^{(1,392-1)/1,392} - 1 \right] \right]$$

$$T_2 = 531$$

$$T_{out} = 531 \text{ K} = 258 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \tau_{out} = 1.78$$

$$P_{in} = 1.01 \text{ bar}$$

$$P_{out} = 10.13 \text{ bar}$$

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

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

**Tabel B.44** Neraca Energi Masuk Kompresor

No	Komponen	Masuk	
		Massa (kg)	Enthalpy (kJ)
1	CH <sub>4</sub>	275.48	8447.37
2	CO <sub>2</sub>	1.86	22.03427
3	H <sub>2</sub> O	12.94	16815.45
TOTAL		290.28	25284.85

**Tabel B.45** Neraca Energi Keluar Kompresor

No	Komponen	Keluar	
		Massa (kg)	Enthalpy (kJ)
1	CH <sub>4</sub>	275.48	193974.73
2	CO <sub>2</sub>	1.86	422.73499
3	H <sub>2</sub> O	12.94	12795.743
TOTAL		290.28	207193.21

**Tabel B.46** Neraca Energi Kompresor

Energi Masuk (kJ/h)		Energi Keluar (kJ/h)	
H <sub>20</sub>	25,285	H <sub>21</sub>	207,193
W <sub>compressor</sub>	181,908		
TOTAL	207,193	TOTAL	207,193

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

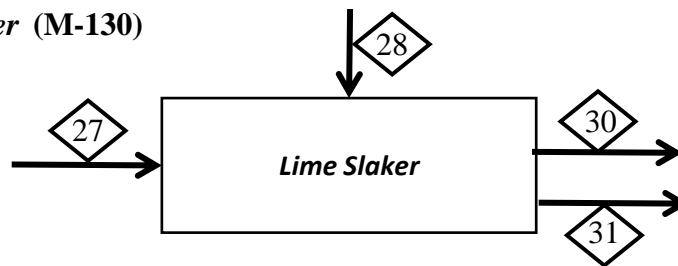
Tabel B.24 Cp dan Heat Formation (Hf)

No	Komponen	A	B	C	D	Cp (kJ/Kg.K)	$\Delta H_f^\circ$	BM	*	
1	CaO	6.10	4E-04	0	-1E+05	$(A+BT+DT-2)*8.314/Mr$	-635090	56	1	
2	H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	8.71	1E-03	-2E-07	0	$(A+BT+CT2)*8.314/Mr$	-285800	18	1	
3	H <sub>2</sub> O <sub>(g)</sub>	3.47	0.00145	0	12100	$(A+BT+CT^2+DT^2)*8.314/Mr$	-241818	18	1	
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	9.60	0.00544	0	0	$(A+BT+DT^2)*8.314/Mr$	-986600	74	1	
5	CO <sub>2</sub>	5.46	0.00105	0	-115700	$(A+BT+CT^2+DT^2)*8.314/Mr$	-393509	44	1	
6	CaCO <sub>3</sub>	12.6	0.00264	0	-312000	$(A+BT+DT^2)*8.314/Mr$	-1E+06	100	1	
7	SiO <sub>2</sub>	4.87	0.00537	0	-100100	$(A+BT+DT^2)*8.314/Mr$		84	1	
8	MgO	45.4	0.00501	-873200	0	$(A+BT+CT^2)/Mr$	-601830	40	2	
9	C	1.77	0.00077	0	-86700	$(A+BT+DT^2)*8.314/Mr$	0	12	1	
10	S	4.11	-0.002	0	-78300	$(A+BT+DT^2)*8.314/Mr$	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
12	CH <sub>4</sub>	1.70	0.00908	-2E-06	0	$(A+BT+CT^2+DT^2)*8.314/Mr$	-74520	16	1	
13	CO	3.38	0.00056	0	-3100	$(A+BT+CT^2+DT^2)*8.314/Mr$	-110525	28	1	



- \*(sumber) = (1) J.M Smith, H. C. Van Ness, M.M. Abbott (2004) Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 7th edition  
 (2) David M. Himmelblau, James B Riggs (2012) Basic Principles And Calculation In Chemical Engineering 8th edition  
 (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.13 Lime Slaker (M-130)**



Suhu Reference	=	25 °C = 298.15 K		
Suhu Aliran <27>	=	30 °C = 303.15 K	$\tau$ Aliran <27> =	1.01677
Suhu Aliran <28>	=	30 °C = 303.15 K	$\tau$ Aliran <28> =	1.01677
Suhu Aliran <30>	=	30.7 °C = 303.80 K	$\tau$ Aliran <30> =	1.01895
Suhu Aliran <31>	=	30.7 °C = 303.80 K	$\tau$ Aliran <31> =	1.01895

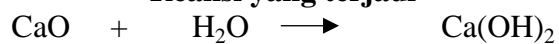
**Tabel B.47** Arus Energi Masuk *Lime Slaker*

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <27>	CaO	1045.22	5.00	0.75402031	3940.5809
	MgO	13.23	5.00	0.936413374	61.945294
	SiO <sub>2</sub>	14.25	5.00	0.532144742	37.910121
	C	57.67	5.00	0.723014821	208.48376
	S	0.43	5.00	0.708813885	1.5228975
Total					4250.44
Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <28>	H <sub>2</sub> O	450525.33	5.00	4.190044385	9438605.6
Total					9438605.6

**Tabel B.48** Arus Energi Keluar *Lime Slaker*

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	$C_p$ (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <30>	CaO	0.00	5.65	0.754409963	0
	MgO	12.60	5.65	0.937511029	66.749349
	SiO <sub>2</sub>	13.57	5.65	0.532552181	40.833584
	C	54.92	5.65	0.724611667	224.884895
	S	0.41	5.65	0.709149812	1.639858503
	H <sub>2</sub> O	428751.78	5.65	4.190215863	10151531.55
	Ca(OH) <sub>2</sub>	1315.41	5.65	1.262020323	9380.309733
Total					10161245.97
Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	$C_p$ (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <31>	CaO	0.00	5.65	0.754409963	0
	MgO	0.63	5.65	0.937511029	3.33746745
	SiO <sub>2</sub>	0.68	5.65	0.532552181	2.0416792
	C	2.75	5.65	0.724611667	11.24424475
	S	0.02	5.65	0.709149812	0.081992925
	H <sub>2</sub> O	21437.59	5.65	4.190215863	507576.5775
	Ca(OH) <sub>2</sub>	65.77	5.65	1.262020323	469.0154866
Total					508062.30

**Reaksi yang terjadi**

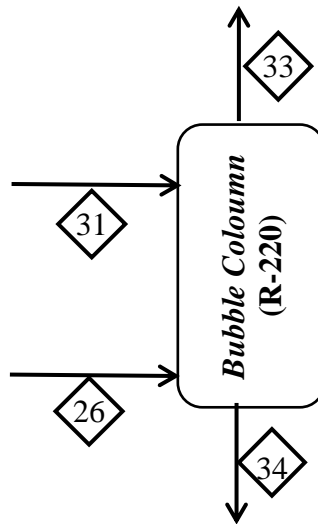


**Tabel B.49** Energi Reaksi *Lime Slaker* (M-130)

Reaksi	Komponen	kmol	$\Delta H_f^\circ$	$\Delta H_R$ (kJ)
1	CaO	18.665	-635090	-1226452.227
	H <sub>2</sub> O	18.665	-285800	
	Ca(OH) <sub>2</sub>	18.665	-986600	
Total				-1226452.227

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<27>	4250.44	Aliran<30>	10161245.97
Aliran<28>	9438605.60	Aliran<31>	508062.30
		$\Delta HR$	-1226452.23
Total	9442856.039	Total	9442856.039

### B.14 Bubble Column (R-220)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu Refference	=	25 °C	=	298.15 K	
Suhu Aliran <31>	=	38 °C	=	311.15 K	$\tau$ Aliran <31> = 1.0436
Suhu Aliran <26>	=	38 °C	=	311.15 K	$\tau$ Aliran <26> = 1.0436
Suhu Aliran <33>	=	39 °C	=	312.152 K	$\tau$ Aliran <33> = 1.0470
Suhu Aliran <34>	=	39 °C	=	312.152 K	$\tau$ Aliran <34> = 1.0470

**Tabel B.50** Arus Energi Masuk Reaktor

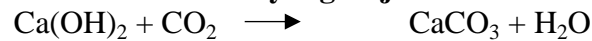
Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	$C_p$ (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <31>	CH <sub>4</sub>	275.480	13	2.217578578	7941.681108
	CO <sub>2</sub>	744.890	13	0.855620268	8285.458757
	CO	0.000	13	1.042894456	0
	H <sub>2</sub> O	0.83	13	4.192151533	45.30416241
Total					16272.44403
Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	$C_p$ (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <26>	MgO	12.60031518	13.00	0.949472813	155.5275371
	SiO <sub>2</sub>	13.56957019	13.00	0.537087106	94.74453538
	C	54.92445078	13.00	0.742238907	529.9718357
	S	0.409241006	13.00	0.712805009	3.792217505
	H <sub>2</sub> O	428751.7756	13.00	4.192151533	23366101.38
	Ca(OH) <sub>2</sub>	1315.411365	13.00	1.264264225	21619.35788
Total					23388504.77

**Tabel B.51** Arus Energi Keluar Reaktor

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	$C_p$ (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran	CH <sub>4</sub>	275.480	14.00	2.219595837	8561.356185
	CO <sub>2</sub>	37.245	14.00	0.856475342	446.6390648

<33>	CO	0.000	14.00	1.043009124	0
	H <sub>2</sub> O	15.91	14.00	4.192415106	933.6481273
Total					9941.643377
Aliran	Komponen	Massa (kg)	ΔT (K)	Cp (kJ/kg.K)	ΔH (kJ)
Aliran <34>	MgO	12.60031518	14.00	0.951042953	167.7877036
	SiO <sub>2</sub>	13.56957019	14.00	0.537695733	102.1600911
	C	54.92445078	14.00	0.744584139	572.6088991
	S	0.409241006	14.00	0.713283819	4.08714556
	H <sub>2</sub> O	429026.1937	14.00	4.192415106	25184113.93
	Ca(OH) <sub>2</sub>	125.2772728	14.00	1.264570037	2218.164589
	CaCO <sub>3</sub>	1608.289313	14.00	0.833419928	18767.5096
Total					25205946.25

**Reaksi yang terjadi**

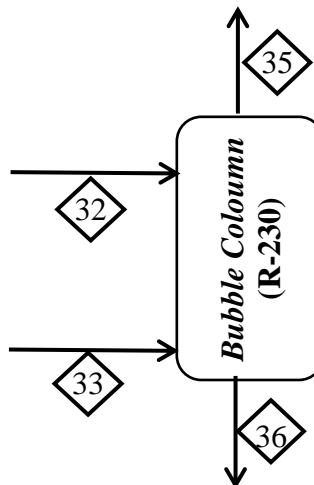


**Tabel B.52** Energi Reaksi pada Reaktor

Reaksi	Komponen	kmol	ΔH <sub>f</sub> <sup>o</sup>	ΔH <sub>R</sub> (kJ)
1	Ca(OH) <sub>2</sub>	16.083	-986600	-1811110.678
	CO <sub>2</sub>	16.083	-393509	
	CaCO <sub>3</sub>	16.083	-1206920	
	H <sub>2</sub> O	16.083	-285800	
Total				-1811110.678

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<31>	16272.44	Aliran<33>	9941.64
Aliran<26>	23388504.77	Aliran<34>	25205946.25
		ΔHR	-1811110.68
Total	23404777.21	Total	23404777.21

**B.15 Bubble Column (R-230)**



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu Reference	=	25 °C	=	298.15 K		
Suhu Aliran <32>	=	39 °C	=	312.152 K	$\tau$ Aliran <32> =	1.0470
Suhu Aliran <33>	=	30.7 °C	=	303.801 K	$\tau$ Aliran <33> =	1.0190
Suhu Aliran <35>	=	39 °C	=	311.962 K	$\tau$ Aliran <35> =	1.0463
Suhu Aliran <36>	=	39 °C	=	311.962 K	$\tau$ Aliran <36> =	1.0463

**Tabel B.53** Arus Energi Masuk Reaktor

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <32>	CH <sub>4</sub>	275.480	13	2.219595837	7948.905395
	CO <sub>2</sub>	37.245	13	0.856475342	414.6879998
	CO	0.000	13	1.043009124	0
	H <sub>2</sub> O	15.91	13	4.192415106	866.8580627
Total					9230.451457
Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <33>	MgO	0.630015759	13.00	0.937511029	7.678407391
	SiO <sub>2</sub>	0.67847851	13.00	0.532552181	4.697227731
	C	2.746222539	13.00	0.724611667	25.86928361
	S	0.02046205	13.00	0.709149812	0.188638569
	H <sub>2</sub> O	21437.58878	13.00	4.190215863	1167765.62
	Ca(OH) <sub>2</sub>	65.77056823	13.00	1.262020323	1079.049319
Total					1168883.102

**Tabel B.54** Arus Energi Keluar Reaktor

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <35>	CH <sub>4</sub>	275.480	13.81	2.219213227	8443.720478
	CO <sub>2</sub>	1.862	13.81	0.85631351	22.02474016
	CO	0.000	13.81	1.042987388	0
	H <sub>2</sub> O	290.281	13.81	4.192365112	16808.2645
Total					25274.00972
Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <36>	MgO	0.630015759	13.81	0.950746172	8.272956478
	SiO <sub>2</sub>	0.67847851	13.81	0.537580447	5.037607209
	C	2.746222539	13.81	0.744140281	28.22508657
	S	0.02046205	13.81	0.713193337	0.201558523
	H <sub>2</sub> O	21455.02958	13.81	4.192365112	1242318.513
	Ca(OH) <sub>2</sub>	6.263863641	13.81	1.264512026	109.3981556
	CaCO <sub>3</sub>	80.41446566	13.81	0.833229341	925.4297925
Total					1243395.078

**Reaksi yang terjadi**

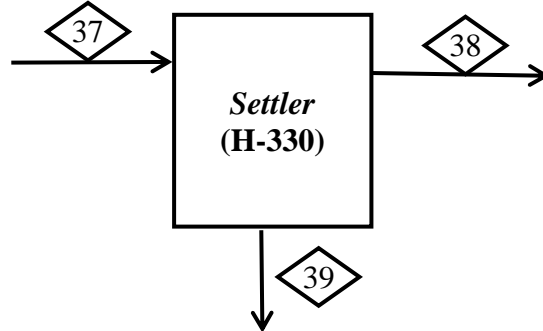


**Tabel B.55** Energi Reaksi pada Reaktor

Reaksi	Komponen	kmol	$\Delta H_f^\circ$	$\Delta H_R$ (kJ)
1	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.804	-986600	-90555.534
	CO <sub>2</sub>	0.804	-393509	
	CaCO <sub>3</sub>	0.804	-1206920	
	H <sub>2</sub> O	0.804	-285800	
Total				-90555.534

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<32>	9230.45	Aliran<35>	25274.01
Aliran<33>	1168883.10	Aliran<36>	1243395.078
		$\Delta HR$	-90555.53
Total	1178113.55	Total	1178113.55

### B.16 Settler (H-330)



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu Reference	=	25 °C	=	298.15 K	
Suhu aliran <37>	=	39 °C	=	312.152 K	$\tau$ Aliran <37> = 1.0470
Suhu aliran <38>	=	39 °C	=	312.152 K	$\tau$ Aliran <38> = 1.0470
Suhu aliran <39>	=	39 °C	=	312.152 K	$\tau$ Aliran <39> = 1.0470

**Tabel B.56** Arus Energi Masuk *Settler* (H-330)

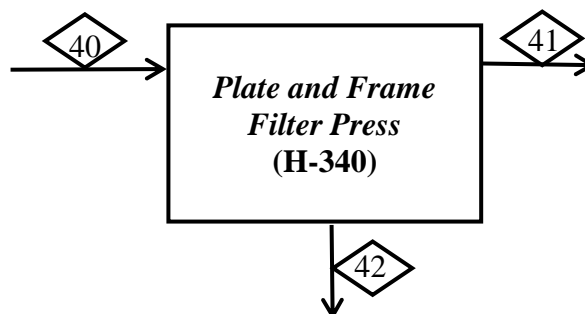
Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	C <sub>p</sub> (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <37>	CaCO <sub>3</sub>	1688.70	14.00	0.833419928	19705.88508
	MgO	13.23	14.00	0.951042953	176.1770888
	SiO <sub>2</sub>	14.25	14.00	0.537695733	107.2680956
	C	57.67	14.00	0.744584139	601.2393441
	S	0.43	14.00	0.713283819	4.291502838
	H <sub>2</sub> O	450481.22	14.00	4.192415106	26443537.99
	Ca(OH) <sub>2</sub>	131.54	14.00	1.264570037	2329.072818
Total					26466461.92

**Tabel B.57** Arus Energi Keluar *Settler* (H-230)

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <38>	CaCO <sub>3</sub>	1083.16	14.00	0.833419928	12639.61398
	MgO	8.49	14.00	0.951042953	113.0023029
	SiO <sub>2</sub>	9.14	14.00	0.537695733	68.80316796
	C	36.99	14.00	0.744584139	385.6428263
	S	0.28	14.00	0.713283819	2.752626387
	H <sub>2</sub> O	91.68	14.00	4.192415106	5381.898773
	Ca(OH) <sub>2</sub>	84.37	14.00	1.264570037	1493.897951
Total					20085.61162
Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <39>	CaCO <sub>3</sub>	605.55	14.00	0.833419928	7066.271101
	MgO	4.74	14.00	0.951042953	63.17478594
	SiO <sub>2</sub>	5.11	14.00	0.537695733	38.46492767
	C	20.68	14.00	0.744584139	215.5965177
	S	0.15	14.00	0.713283819	1.538876451
	H <sub>2</sub> O	450389.54	14.00	4.192415106	26438156.09
	Ca(OH) <sub>2</sub>	47.17	14.00	1.264570037	835.1748669
Total					26446376.31

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<37>	26466461.92	Aliran<38>	26446376.31
		Aliran<39>	20085.61162
Total	26466461.92	Total	26466461.92

**B.17 Plate and Frame Filter Press (H-340)**



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu Reference = 25 °C = 298.15 K

Aliran <40> = 39 °C = 312.152 K     $\tau$  Aliran <40> = 1.04696  
 Aliran <41> = 39 °C = 312.152 K     $\tau$  Aliran <41> = 1.04696  
 Aliran <42> = 39 °C = 312.152 K     $\tau$  Aliran <42> = 1.04696

**Tabel B.58** Arus Energi Masuk *Plate and Filter Press*

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <40>	CaCO <sub>3</sub>	1083.16	14.00	0.833419928	12639.61398
	MgO	8.49	14.00	0.951042953	113.0023029
	SiO <sub>2</sub>	9.14	14.00	0.537695733	68.80316796
	C	36.99	14.00	0.744584139	385.6428263
	S	0.28	14.00	0.713283819	2.752626387
	H <sub>2</sub> O	91.68	14.00	4.192415106	5381.898773
	Ca(OH) <sub>2</sub>	84.37	14.00	1.264570037	1493.897951
Total					20085.61162

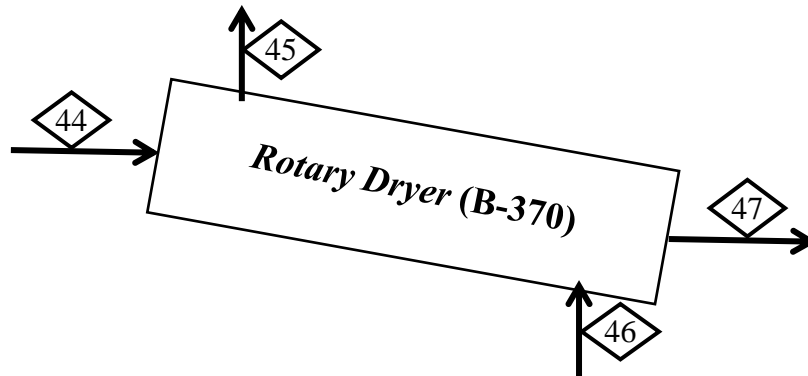
**Tabel B.59** Arus Energi Keluar *Plate and Filter Press*

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <41>	CaCO <sub>3</sub>	1083.16	14.00	0.833419928	12639.61398
	MgO	8.49	14.00	0.951042953	113.0023029
	SiO <sub>2</sub>	9.14	14.00	0.537695733	68.80316796
	C	36.99	14.00	0.744584139	385.6428263
	S	0.28	14.00	0.713283819	2.752626387
	H <sub>2</sub> O	42.17	14.00	4.192415106	2475.673435
	Ca(OH) <sub>2</sub>	84.37	14.00	1.264570037	1493.897951
Total					17179.38629
Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <42>	CaCO <sub>3</sub>	0.00	14.00	0.833419928	0
	MgO	0.00	14.00	0.951042953	0
	SiO <sub>2</sub>	0.00	14.00	0.537695733	0
	C	0.00	14.00	0.744584139	0
	S	0.00	14.00	0.713283819	0
	H <sub>2</sub> O	49.51	14.00	4.192415106	2906.225337
	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	14.00	1.264570037	0
Total					2906.225337

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<40>	20085.61	Aliran<41>	17179.39
		Aliran<42>	2906.225
Total	20085.61	Total	20085.61



**B.18 Rotary Dryer (B-370)**



Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu Reference	=	25 °C = 298.15 K
Suhu udara masuk	=	60 °C = 333.15 K
Suhu udara keluar	=	30.2 °C = 303.32 K
Suhu bahan masuk	=	39 °C = 312.152 K
Suhu bahan keluar	=	35 °C = 308.15 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	=	70%
Udara pada $T_d$	=	60 °C dan Humidity = 0.0188
$T_w$	=	25.5 °C (" <i>Humidity Chart</i> ")

Menghitung suhu udara keluar ( $T_{G2}$ ) :

$$N_T = \frac{T_{G1} - T_{G2}}{LMTD} \quad [1]$$

(Perry's 7th ed, pers 12-54, hal 12-54)

$$\text{LMTD} = \frac{(T_{G1} - T_w) - (T_{G2} - T_w)}{\ln \frac{T_{G1} - T_w}{T_{G2} - T_w}} \quad [2]$$

(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  $T_{G2}$ .

Trial :  $T_{G2} = 30.2 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{60 - 25.5 - 30.17 - 25.5}{\ln \frac{60 - 25.5}{30.17 - 25.5}} \\ &= \frac{29.83}{2.000} \\ &= 14.92 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_T &= \frac{60 - 30.17}{14.92} \\ &= 2.00 \quad (\text{sesuai}) \end{aligned}$$

Jadi,  $T_{G2} = 30.2 \text{ }^\circ\text{C}$

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)

$DH_{S1}$  = *Entalphy* bahan masuk (kJ)

$DH_{S2}$  = *Entalphy* bahan keluar (kJ)

Persamaan Umum :

$$\hat{H}_G = C_s (T_G - T_0) + H \cdot \lambda_0 \quad (\text{Geankoplis, Pers. 9.10-24 hal 562})$$

$$C_s = 1.005 + 1.88 H \quad (\text{Geankoplis, Pers. 9.3-6 hal 562})$$

$$\hat{H}_s = c_{ps}(T_s - T_0) + X c_{pA}(T_s - T_0)$$

Keterangan :

$H$  = *Humidity* (kg uap air/kg udara kering)

$T$  = Suhu ( $^\circ\text{C}$ )

$$C_s = \text{Humid heat (kJ/kg udara kering)}$$

$$\lambda_0 = \text{Panas laten (kJ/kg) (panas latent udara)}$$

$$= 2406.9 \text{ kJ/kg}$$

Udara :

$$1. \text{Masuk } (\hat{H}g_2) = 1.005 + 1.88 \times 0.0188 \times 60 + 2406.9 \times 0.02$$

$$= 107.67036 \text{ kJ/kg udara kering}$$

$$2. \text{Keluar } (\hat{H}g_1) = 1.005 + 1.88 \times H_1 \times 30.17 + 2406.9 \times H_1$$

$$= 1.005 + 56.7196 H_1 + 2406.9 \times H_1$$

$$= 1.005 + 2463.62 H_1$$

PCC

$$C_p \text{ PCC} = 0.8334 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C pada } T : 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$0.83442 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C pada } T : 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_1 = 0.032 \text{ (moisture content air di PCC masuk dryer)}$$

$$X_2 = 0.005 \text{ (moisture content air di PCC keluar dryer)}$$

$$1. \text{Masuk } (\hat{H}s_1) = 0.8334 \times 39 + 0.032 \times 0.8334 \times 39$$

$$= 32.5047 + 1.02597$$

$$= 33.5307 \text{ kJ/kg udara kering}$$

$$2. \text{Keluar } (\hat{H}s_1) = 0.83442 \times 35 + 0.01 \times 0.83442 \times 35$$

$$= 29.2046 + 0.14602$$

$$= 29.3507 \text{ kJ/kg udara kering}$$

$$\text{Massa PCC} = 1083.16 \text{ kg/jam}$$

Persamaan 1 (Neraca Massa)

$$G \times 0.0188 + 1083.16 \times 0.032 = G \times H_1 + 1083.16 \times 0.005$$

Persamaan 2

$$G \times 107.67 + 1083.16 \times 33.5307 =$$

$$G \times (1,005 + 2505,8 H_1) + 31791.359$$

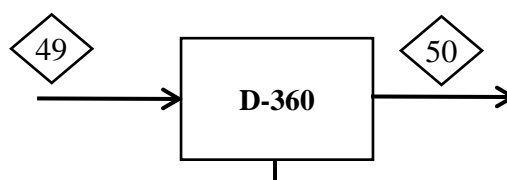
Penyelesaian Persamaan 1 dan Persamaan 2

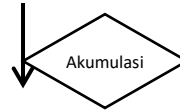
$$G = 344.649 \text{ kg/jam}$$

$$H_1 = 0.122$$

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<44>	36319.02	Aliran<45>	31791.36
Aliran<46>	37108.48	Aliran<47>	41636.135
Total	73427.49	Total	73427.49

### B.19 Adsorber (D-360)





Diketahui kondisi operasi sebagai berikut :

Suhu Reference = 25 °C = 298.15 K  
 Aliran <49> = 39 °C = 311.962 K     $\tau$  Aliran <49> = 1.04632  
 Aliran <50> = 39 °C = 311.962 K     $\tau$  Aliran <50> = 1.04632

**Tabel B.60** Arus Energi Masuk Adsorben

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <49>	CH <sub>4</sub>	275.480	13.81	2.219213227	8443.720478
	CO <sub>2</sub>	1.862	13.81	0.85631351	22.02474016
	CO	0.000	13.81	1.042987388	0
	H <sub>2</sub> O	12.939	13.81	4.192365112	749.2147929
Total					9214.960011

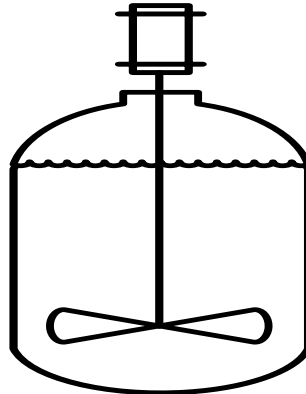
**Tabel B.61** Arus Energi Keluar Adsorben

Aliran	Komponen	Massa (kg)	$\Delta T$ (K)	Cp (kJ/kg.K)	$\Delta H$ (kJ)
Aliran <50>	CH <sub>4</sub>	275.480	13.81	2.219213227	8443.720478
	CO <sub>2</sub>	1.862	13.81	0.85631351	22.02474016
	CO	0.000	13.81	1.042987388	0
	H <sub>2</sub> O	0.000	13.81	4.192365112	0.001680826
Total					8465.746899
Aliran	CH <sub>4</sub>	0.000	13.81	2.219213227	0
	CO <sub>2</sub>	0.000	13.81	0.85631351	0
	CO	0.000	13.81	1.042987388	0
	H <sub>2</sub> O	12.939	13.81	4.192365112	749.2131121
Total					749.2131121

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<49>	9214.96	Aliran<50>	8465.75
		Terserap	749.213
Total	9214.96	Total	9214.96

**APPENDIKS C**  
**PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT**

**C.1 Pre Treatment Tank (M-110)**



Fungsi = menurunkan nilai COD dari 137800 mg/L menjadi 70.000 mg/L dengan cara menambahkan air menetralkan pH Vinasse dengan penambahan  $\text{Ca(OH)}_2$

$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.5 \text{ psi} = 1.013 \text{ bar}$   
 $T_{\text{operasi}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$   
 Rate massa Vinasse = 38832.93 kg/jam = 85611.959 lb /jam  
 $r \text{ Vinasse} = 997.3356 \text{ kg/m}^3 = 62.261628 \text{ lb/ft}^3$   
 Rate massa air = 36874.968 kg/jam = 81295.389 lb /jam  
 $r \text{ air} = 977.78 \text{ kg/m}^3 = 61.040811 \text{ lb/ft}^3$   
 Rate massa  $\text{Ca(OH)}_2$  = 111.98031 kg/jam = 246.87432 lb /jam  
 $r \text{ Ca(OH)}_2 = 1240 \text{ kg/m}^3 = 77.410671 \text{ lb/ft}^3$   
 Jadi,  
 Rate massa liquid total = 75819.88 kg/jam = 167154.22 lb /jam  
 $r \text{ Campuran} = 988.01079 \text{ kg/m}^3 = 61.679499 \text{ lb/ft}^3$   
 Viskositas ( $\mu$ ) = 1.001 cp  
 = 0.0006726 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 *standard disk head*
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* ( $E = 0.85$  )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* ( $f = 12650$  )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)
- Ls = 1.5 ID

$$\begin{aligned}
\text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / r \text{ liquid} \\
&= \frac{167154.22 \text{ lb/jam}}{61.679499 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 2710.0451 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
\text{Rate volumetrik / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\
&= \frac{2710.0451 \text{ ft}^3/\text{jam}}{1} \\
&= 2710.0451 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
\text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal} \\
&= 2710.0451 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0.5 \text{ jam} \\
&= 1355.0225 \text{ ft}^3 \\
\text{Volume total / tangki} &= \frac{100\%}{75\%} \times 1355.0225 \text{ ft}^3 = 1806.6967 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Untuk *large closed tank*, maka ditetapkan :

$$H = 1.5 D \quad (\text{Sumber: Brownell, 1959, Persamaan 3.12, Hal 43})$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\text{Volume tangki} = (\pi/4) D^2 H + 0.0847 D^3 \times 2$$

$$1806.7 = (\pi/4) D^2 \cdot 1.5 D + 0.1693 D^3$$

$$1806.7 = 1.347 D^3$$

$$D = 11.029 \text{ ft} = 132 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi liquid } (H_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\
&= \frac{1355.0 \text{ ft}^3}{1/4 \times 3.14 \times 11.0^2 \text{ ft}^2} \\
&= 14.2 \text{ ft} = 4.3 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (H_L - 1) / 144 \quad (\text{Sumber: Brownell, Pers. 3.17, hal 46}) \\
&= \frac{61.7 \times 13.19}{144}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P_{\text{hidrostatik}} &= 5.7 \text{ psi} \\
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 5.7 + 14.5 \\
&= 20.1 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned}
P_{\text{design}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
&= 1.05 \times 20.1 \\
&= 21.1 \text{ psi} = 1.44 \text{ atm} = 1.45653 \text{ bar}
\end{aligned}$$

$$\text{Untuk sambungan } \textit{double welded butt joint} \quad E = 0.85$$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P} + c \\
 &= \frac{21.125 \times 66.172}{12650 \times 0.85 - 0.6 \times 21.125} + 1/8 \\
 &= 0.26 \text{ in} = \frac{4.1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana : 5/16 in (Sumber: Brownell, tabel 5-7 hal 89)  
 OD = ID + 2t<sub>s</sub> = 132.969 in = 11.1 ft

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

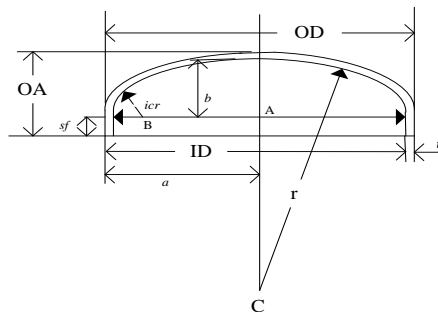
$$OD_{\text{standar}} = 144 \text{ in} = 12 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2t_s \\
 &= 143.4 \text{ in} = 11.9 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1.5 ID \\
 &= 215 \text{ in} = 17.9 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= \frac{(\pi/4) ID^2}{4} \\
 &= \frac{3.14 \times 11.9^2}{4} \\
 &= 112 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

### Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



Menghitung tebal tutup atas dan bawah jenis standard dished head

asumsi crown radius (r) = ID

$$ID = 143.38 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times P_{\text{desain}} \times rc}{2(f \times E - 0.1 \times P_{\text{desain}})} + c$$

$$t_{ha} = 0.2497 \text{ in}$$

Sehingga tebal tutup standard (t<sub>ha</sub>) :

$$= 1/4 \text{ in (Tabel 5.6, B & Y)}$$

dari tabel yang sama didapat :

$$sf = 2 \text{ in ( range antara 1.5 - 2.5 in)}$$

$$\text{Crown radius, r} = 143 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{Inside Corner Radius (icr)} &= 3/4 \text{ in} \\
AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
&= 70.9 \text{ in} \\
BC &= r - icr \\
&= 143 \text{ in} \\
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \\
&= 19.6 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

$$\begin{aligned}
&= t + b + sf \\
&= t + IDD \\
&= 0.3 + 19.64 \\
&= 19.9 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total tangki} &= \text{tinggi silinder} + 2 \times \text{tinggi tutup} \\
&= 254.84 \text{ in} \\
&= 21.24 \text{ ft} \\
&= 6.47 \text{ m}
\end{aligned}$$

### Perhitungan Diameter Nozzle Vinnase

$$\text{Rate massa Vinnase Masuk} = 38832.9 \text{ kg/jam} = 85612 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Vinnase} = 997.336 \text{ kg/m}^3 = 62.2616 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate Volumetrik (Q}_f\text{)} = 1375.04 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.382 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran Turbulen (Peter&Timmerhaus, 1991, Pers 12-15, Hal 496)

$$\begin{aligned}
D_1 \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
&= 3.9 \times 0.38^{0.45} \times 62.3^{0.13} \\
&= 3.9 \times 0.65 \times 1.71 \\
&= 4.33 \text{ inch} \\
&= 11 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan :

Pipa 5 in Sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

$$OD = 5.56 \text{ inch} = 0.46 \text{ ft} = 0.14 \text{ m}$$

$$ID = 5.05 \text{ inch} = 0.42 \text{ ft} = 0.13 \text{ m}$$

$$A = 0.1389 \text{ ft}^2$$

Check

$$\begin{aligned}
v &= Q/A \\
&= \frac{0.382}{0.1389} \\
&= 2.751 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{62.3 \times 0.46 \times 2.75}{0.0006726} \\ &= 118032.61 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar  
sehingga diameter nozzle = 5.56 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Air

$$\begin{aligned} \text{Rate massa Air masuk} &= 36875 \text{ kg/jam} = 81295.4 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas air} &= 977.78 \text{ kg/m}^3 = 61.0408 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate Volumetrik (Q}_f\text{)} &= 1331.82 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.36995 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran Turbulen (Peter&Timmerhaus, 1991, Pers 12-15, Hal 496)

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.37^{0.45} \times 61^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.64 \times 1.71 \\ &= 4.25 \text{ inch} \\ &= 10.8 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan :

$$\begin{aligned} \text{Pipa 5 in Sch 40} & \quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996}) \\ \text{OD} &= 5.56 \text{ inch} = 0.46 \text{ ft} = 0.14 \text{ m} \\ \text{ID} &= 5.05 \text{ inch} = 0.42 \text{ ft} = 0.13 \text{ m} \\ \text{A} &= 0.1389 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Check

$$\begin{aligned} v &= Q/A \\ &= \frac{0.370}{0.1389} \\ &= 2.664 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{61 \times 0.46 \times 2.66}{0.0006726} \\ &= 112081.39 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar  
sehingga diameter nozzle = 5.56 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Ca(OH)<sub>2</sub>

$$\begin{aligned} \text{Rate massa Ca(OH)}_2 \text{ masuk} &= 111.98 \text{ kg/jam} = 246.874 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas Ca(OH)}_2 &= 1240 \text{ kg/m}^3 = 77.4107 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate Volumetrik (Q}_f\text{)} &= 3.19 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.00089 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran Turbulen (Peter&Timmerhaus, 1991, Pers 12-15, Hal 496)

$$\begin{aligned}D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\&= 3.9 \times 0.000886^{0.45} \times 77.4^{0.13} \\&= 3.9 \times 0.0423 \times 1.76 \\&= 0.29 \text{ inch} \\&= 0.7 \text{ cm}\end{aligned}$$

ditetapkan

Pipa 3/8 in Sch 80 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 0.68 \text{ inch} = 0.06 \text{ ft} = 0.02 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0.42 \text{ inch} = 0.04 \text{ ft} = 0.01 \text{ m}$$

$$A = 0.001 \text{ ft}^2$$

Check

$$\begin{aligned}v &= Q/A \\&= \frac{0.0009}{0.0010} \\&= 0.908 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\&= \frac{77.4 \times 0.06 \times 0.91}{0.0006726} \\&= 5879.2791\end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar

sehingga diameter nozzle = 0.42 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Aliran Keluar

$$\text{Rate Volumetrik } (Q_f) = 2710.05 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.753 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran Turbulen (Peter&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501)

$$\begin{aligned}D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\&= 3.9 \times 0.75^{0.45} \times 61.7^{0.13} \\&= 3.9 \times 0.88 \times 1.71 \\&= 5.87 \text{ inch} \\&= 14.9 \text{ cm}\end{aligned}$$

ditetapkan :

Pipa 6 in Sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 6.63 \text{ inch} = 0.55 \text{ ft} = 0.17 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 6.07 \text{ inch} = 0.51 \text{ ft} = 0.15 \text{ m}$$

$$A = 0.2005 \text{ ft}^2$$

Check

$$v = Q/A$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{0.753}{0.2005} \\
&= 3.754 \text{ ft/s} \\
N_{re} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{61.7 \times 0.55 \times 3.75}{0.0006726} \\
&= 190049.51
\end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar  
sehingga diameter nozzle = 6.63 in

### Spesifikasi Pengaduk

Karena viskositas liquid rendah ( $\mu = 1.001 \text{ cp}$ ) maka digunakan pengaduk tipe Three blade propeller

$$\begin{aligned}
\text{Diameter impeller} &= 0.3 \text{ Diameter Shell} \\
&= 0.3 \times 11.9 \text{ ft} \\
&= 3.58 \text{ ft} = 1.09 \text{ m}
\end{aligned}$$

Kecepatan (V) untuk *three blade propeller* agitator antara 400-1750 rpm  
(Sumber: Geankoplis, hal 154)

dipilih kecepatan *three blade propeller* = 200 rpm, maka = 3.33 rps

$$\begin{aligned}
\text{Lebar blade (W)} &= 1/5 \times \text{diameter impeller} \\
&\text{(Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158)} \\
&= 1/5 \times 3.58 \\
&= 5/7 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Panjang blade (L)} &= 1/4 \times \text{diameter impeller} \\
&\text{(Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158)} \\
&= 1/4 \times 3.58 \\
&= 8/9 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Lebar Baffle (J)} &= 1/10 \times \text{Diameter shell} \\
&\text{(Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158)} \\
&= 1/10 \times 3.58 \\
&= 0.36 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$N_{re}$  (impeller)

$$\begin{aligned}
N_{re} &= \frac{D a^2 N r}{\mu} \\
&= \frac{12.8 \times 3.33 \times 61.7}{0.0006726} \\
&= 3927014.4
\end{aligned}$$

### Penentuan Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{Tinggi liquid} \times S_g}{\text{Diameter Tangki}} \quad \text{(Sumber: Joshi, 1991, hal 389)}$$

$$= \frac{14.2 \times 1.00}{11.948}$$

$$= 1.19 \sim 2 \text{ unit}$$

### Power pengaduk

$$P = \frac{N_p \times r \times N^3 \times Da^5}{g_c} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers 3.4-2 hal 158})$$

Keterangan :

P = Power (hp)

$N_p$  = Power Number (Sumber: Grafik 3.4-5 Geankoplis, Hal 159)

Untuk  $N_{re} = 3927014.4$

dan jenis impeller Four-blade paddle  $N_p = 0.8$

$g_c$  = Faktor konversi (lb/ft<sup>2</sup>)

N = Kecepatan putaran impeller (rps)

Da = Diameter impeller (ft)

Maka besarnya power ideal yang dibutuhkan untuk pengadukan adalah :

$$P = \frac{0.8 \times 61.7 \times 37.04 \times 591.7}{32.17}$$

$$P = 33606.95767 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 61.10 \text{ Hp}$$

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%

$$\text{Gland losses } 10\% = 10\% \times 61.10$$

$$= 6.110$$

Power input dengan gland losses

$$= 61.10 + 6.11$$

$$= 67.21$$

Transmission sistem losses

$$= 20\% \times \text{Hp} \quad (\text{Sumber: Joshi hal 389})$$

$$= 20\% \times 61.10$$

$$= 12.22 \text{ Hp}$$

$$\text{Power input dengan transmission sistem losses} = 67.21 + 12.22$$

$$= 79.43$$

Total Power = 79.43 hp

Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan adalah sebesar 79.43 hp

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat : Tangki Pre-treatment

Kode Alat : M-110

Fungsi Alat : menetralkan pH Vinasse dengan penambahan  $\text{Ca(OH)}_2$  menjadi 70.000 mg/L dengan cara menambahkan air  
 Menetralkan pH vinasse dengan penambahan  $\text{Ca(OH)}_2$

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard disk head*

Kapasitas : 1806.70 ft<sup>3</sup> = 51.2 m<sup>3</sup>

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah tangki : 1 unit

Spek. Tangki :
 

- Diameter (OD) = 12.00 ft = 3.66 m
- Diameter (ID) = 11.95 ft = 3.64 m
- Tinggi shell = 17.9 ft = 5.46 m
- Tinggi tutup atas = 1.7 ft = 0.51 m
- Tinggi tutup bawah = 1.7 ft = 0.51 m
- Tebal shell = 5/16 in
- Tebal tutup atas = 1/4 in
- Tebal tutup bawah = 1/4 in

Spek. Nozzle Aliran Keluar :
 

- Diameter (OD) = 6.6 in
- Jenis pipa = Pipa 6 in Sch 40

Spek. Nozzle Aliran Vinasse :
 

- Diameter (OD) = 5.6 in
- Jenis pipa = Pipa 5 in Sch 40

Spek. Nozzle Aliran Air :
 

- Diameter (OD) = 5.6 in
- Jenis pipa = Pipa 5 in Sch 40

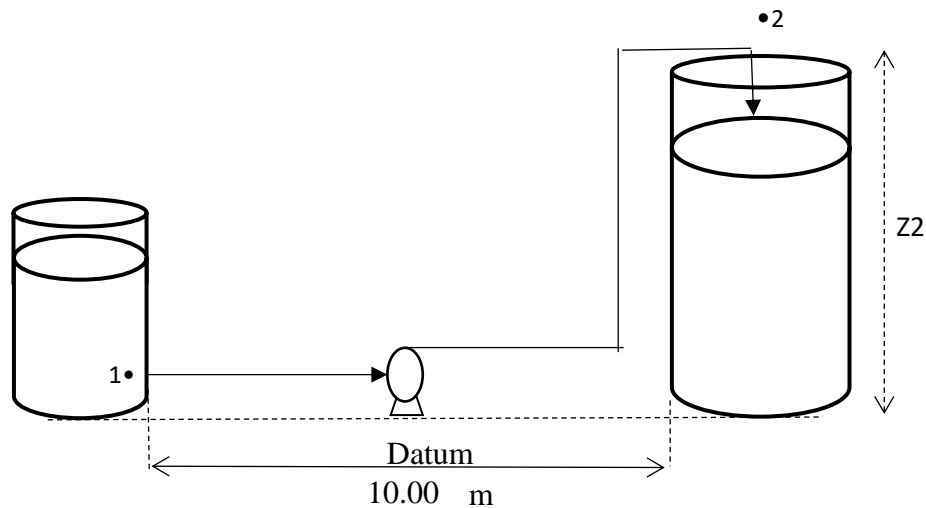
Spek. Nozzle Aliran  $\text{Ca(OH)}_2$  :
 

- Diameter (OD) = 0.68 in
- Jenis pipa = Pipa 3/8 in Sch 80

Spek. Pengaduk :
 

- Jenis = *Three blade propeller*
- Jumlah = 2 unit
- Diameter = 3.58 ft = 1.09 m
- Lebar *blade* (W) = 0.72 ft = 0.22 m
- Panjang *blade* (L) = 0.90 ft = 0.27 m
- Lebar *Baffle* (J) = 0.36 ft = 0.11 m
- Power = 79.43 hp

## C.2 Pompa Digester Tank



Fungsi = Memompa Vinasse hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki digester

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 29161.49 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 ( $\dot{m}$ )	= 29161.492	kg/jam
	= 17.85845	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 ( $Q_f$ )	= 0.289568	ft <sup>3</sup> /s
	= 29.5198	m <sup>3</sup> /jam
	= 0.0081999	m <sup>3</sup> /s
	= 129.9708	gpm

### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,573 \times 1,7089 \\ &= 3,82 \text{ inch} \\ &= 9,7 \text{ cm} \end{aligned}$$

(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

$$v = Q/A$$

$$= 3.277 \text{ ft/s}$$

$$Nr = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{61.7 \times 0.34 \times 3.28}{0.000538}$$

$$= 126027$$

$Nr > 2100$ , 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,

$$h_c = 0.09179 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan

valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c a} \right) \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99})$$

$$\text{terdapat: } 1 \text{ unit tee valve (jenis wide open)} \quad k_f = 1$$

$$1 \text{ unit gate valve (jenis wide open)} \quad k_f = 0.17$$

$$3 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 0.75$$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$a = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_f \text{ tee valve (jenis wide open)} = 0.17 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.03 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.38 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$hf \text{ total} = 0.57 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

Bahan = Cast iron ( $\epsilon=2,6 \cdot 10^{-4}$ )

panjang pipa = 20.0 m = 65.6 ft

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

Nre = 126027

$\epsilon = 0.00026 \text{ m}$

ID = 0.102 m

$\epsilon/D = 0.00254$

f = 0.007 (Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94)

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc}$$

$$= \frac{4 \times 0.007 \times 65.6168 \times 10.74}{0.34 \times 2 \times 32.174}$$

$$= 0.91398 \text{ ft.lbf/lbm}$$

d). Sudden Expantion at the tank Entrance

$$h_{e_s} = (1 - (A_{\text{pipa}}/A_2))^2 \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \text{ (Sumber : Geankoplis, Pers. 2.10-15, hal 98)}$$

Karena luasan clarifier jauh lebih besar daripada pipa maka, ( $A_2 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $A_{\text{pipa}}/A_2 = 0$

dianggap  $A_3/A_2=0$

$K_e = (1-0)^2 = 1$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot gc} = 0.0052 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = hc + hf + F_s + hex = 1.58 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F$$

$P_1 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$

$P_2 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$

$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$

$Z_1 = 0.25 \text{ m}$

$Z_2 = 7.0 \text{ m}$

$Z_2 - Z_1 = 6.75 \text{ m} = 22.1 \text{ ft}$

$v_1 = 3.28 \text{ ft/s}$

$v_2 = 3.28 \text{ ft/s}$

$v_2^2 - v_1^2 = 0.000 \text{ ft/s}$



**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -24 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Head pump} &= (-W_s) \\ &= 23.73 \text{ ft} \\ &= 7.23 \text{ m} \end{aligned}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate} = 29.5 \text{ m}^3/\text{jam} = 130 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 40%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 59.3186 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \text{mass rate} \cdot W_p \\ &= 1059.34 \text{ lbf.ft/s} \\ &= 1.93 \text{ hp} \\ &= 1.44 \text{ Kw} \end{aligned}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 89\%$$

$$\text{Power Motor} = 2.164 \text{ hp}$$

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : Pompa Digester Tank

Kode Alat : L-211

Fungsi Alat : Memompa Vinasse hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki digester

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Kapasitas : 29161.5 kg/jam

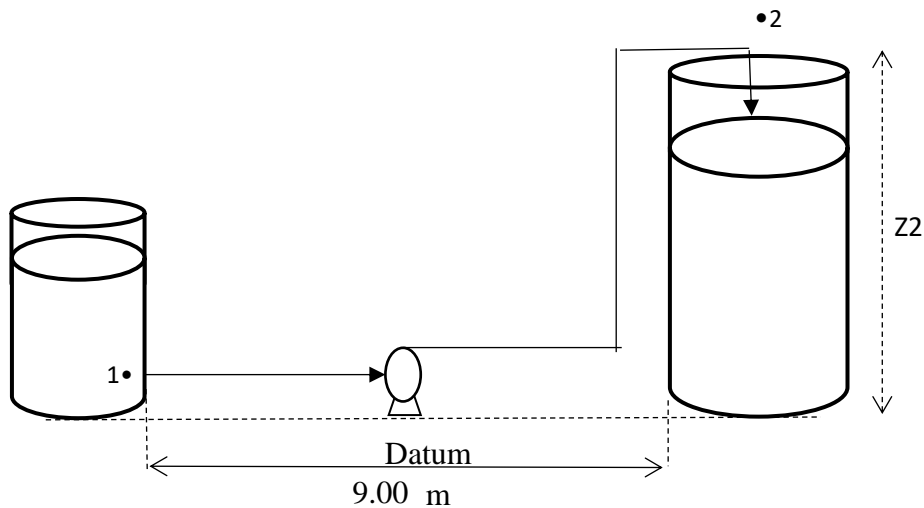
Pipa : Pipa 4 in sch 40

Power : 2.16 hp

Head : 7.2 m

Jumlah : 2 unit

### C.3 Pompa Starter Tank



Fungsi = Memompa Vinasse hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki starter

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 17497 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 ( $\dot{m}$ )	=	17496.895	kg/jam
	=	10.71507	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 ( $Q_f$ )	=	0.173741	ft <sup>3</sup> /s
	=	17.7119	m <sup>3</sup> /jam
	=	0.00492	m <sup>3</sup> /s
	=	77.9825	gpm

#### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,455 \times 1,7089 \\ &= 3,03 \text{ inch} \\ &= 7,70 \text{ cm} \end{aligned}$$

(Sumber: Kusnarjo,  
Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 3.5 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

$$OD = 4.00 \text{ inch} = 0.33 \text{ ft} = 0.10 \text{ m}$$

$$ID = 3.55 \text{ inch} = 0.30 \text{ ft} = 0.09 \text{ m}$$

$$A = 0.07 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 2.532 \text{ ft/s}$$

$$Nr = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{61.7 \times 0.30 \times 2.53}{0.000538}$$

$$= 85803.2$$

$Nr > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 3.5 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung Sudden Constriction menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98})$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar ( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $A_{\text{pipa}}/A_1 = 0$

$$k_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)$$

$$= 0.55 (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$$a = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.05479 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan

valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c a} \right) \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99})$$

$$\text{terdapat: } 1 \text{ unit tee valve (jenis wide open)} \quad k_f = 1$$

$$1 \text{ unit gate valve (jenis wide open)} \quad k_f = 0.17$$

$$3 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 0.75$$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$a = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_f \text{ tee valve (jenis wide open)} = 0.1 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.02 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.22 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0.34 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

$$\text{Bahan} = \text{Cast iron} \quad (\varepsilon=2,6 \cdot 10^{-4})$$

$$\text{panjang pipa} = 18.0 \text{ m} = 59.1 \text{ ft}$$

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

$$N_{re} = 85803.2$$

$$\varepsilon = 0.00026 \text{ m}$$

$$ID = 0.090 \text{ m}$$

$$e/D = 0.00289$$

$$f = 0.007 \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94})$$

$$\begin{aligned} F_s &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} \\ &= \frac{4 \times 0.007 \times 59.0551 \times 6.41}{0.30 \times 2 \times 32.174} \\ &= 0.5571 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

d). Sudden Expansion at the tank Entrance

$$h_{e_s} = (1 - (A_{\text{pipa}}/A_2))^2 \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad (\text{Sumber : Geankoplis, Pers. 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan clarifier jauh lebih besar daripada pipa maka, ( $A_2 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $A_{\text{pipa}}/A_2 = 0$

dianggap  $A_3/A_2 = 0$

$$K_{e_s} = (1 - 0)^2 = 1$$

$$h_{e_s} = \frac{K_{e_s} \cdot v^2}{2 \cdot gc} = 0.0031 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = h_c + h_f + F_s + h_{e_s} = 0.96 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F \\ P_1 &= 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2 \\ P_2 &= 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2 \\ P_2 - P_1 &= 0 \text{ lbf/ft}^2 \\ Z_1 &= 0.25 \text{ m} \\ Z_2 &= 11 \text{ m} \\ Z_2 - Z_1 &= 10.8 \text{ m} = 35.3 \text{ ft} \\ v_1 &= 2.53 \text{ ft/s} \\ v_2 &= 2.53 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0.000 \text{ ft/s}$$

**Maka power pompa,**

$$(Ws) = -36 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Head pump} &= (-Ws) \\ &= 36.22 \text{ ft} \\ &= 11 \text{ m} \end{aligned}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate} = 17.7 \text{ m}^3/\text{jam} = 78 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 20%

Sehingga :

$$(Ws) = (-\eta \cdot Wp)$$

$$Wp = 181.123 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \text{mass rate} \cdot Wp \\ &= 1940.75 \text{ lbf.ft/s} \\ &= 3.53 \text{ hp} \\ &= 2.63 \text{ Kw} \end{aligned}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 87\%$$

$$\text{Power Motor} = 4.056 \text{ hp}$$

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : Pompa Starter Tank

Kode Alat : L-121

Fungsi Alat : Memompa Vinasse hasil pengenceran dari tangki pre-treatment menuju tangki starter

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Kapasitas : 17496.9 kg/jam

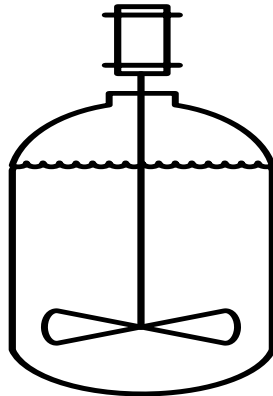
Pipa : Pipa 3.5 in sch 40

Power : 4.06 hp

Head : 11.0 m

Jumlah : 1 unit

## C.4 Starter Tank



Fungsi = Tempat penambahan nutrisi dan pembentukan tahap awal biogas

$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.5 \text{ psi} = 1 \text{ bar}$

$T_{\text{operasi}} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308 \text{ K}$

Rate massa Substrat = 17496.9 kg/jam = 38574.05 lb /jam

r Substrat = 987.87 kg/m<sup>3</sup> = 61.67 lb/ft<sup>3</sup>

Rate massa DAP = 14.326 kg/jam = 31.6 lb /jam

r DAP = 1580.59 kg/m<sup>3</sup> = 98.67 lb/ft<sup>3</sup>

Rate massa urea = 46.213 kg/jam = 101.88 lb /jam

r urea = 1307 kg/m<sup>3</sup> = 81.59 lb/ft<sup>3</sup>

Rate massa slurry = 36.147 kg/jam = 79.7 lb /jam

r kotoran sapi = 1511.0 kg/m<sup>3</sup> = 94.33 lb/ft<sup>3</sup>

Jadi,

Rate massa liquid total = 17593.6 kg/jam = 38787.2 lb /jam

r Campuran = 989.512 kg/m<sup>3</sup> = 61.77 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 1.0010 cp

= 0.00067 lbm/ft.s

### Ditetapkan :

- Sistem = Batch
- Waktu tinggal = 5 hari = 120 jam
- Volume liquid = 75% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Jumlah tangki = 2 unit
- Tutup atas berbentuk *standard dished head*
- Tutup bawah berbentuk *standard dished head*
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E= 0.85 )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* (f= 12650 )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik liquid} &= \text{Rate massa} / r \text{ liqu} \\ &= \frac{38787 \text{ lb/ft}^3}{61.773 \text{ lb/ft}^4} \\ &= 627.90 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki} \\ &= \frac{627.90 \text{ ft}^3/\text{jam}}{2} \\ &= 313.95 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 313.95 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \times 5 \text{ hari} \\ &= 37673.8 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{75\%} \times 37674 \text{ ft}^3 = 50231.8 \text{ ft}^3$$

### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Untuk *large closed tank*, maka ditetapkan :

$$H = 1.5 D \quad (\text{Sumber: Brownell, 1959, Persamaan 3.12, Hal 43})$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\text{Volume tangki} = (\pi/4) D^2 H + 0.0847 D^3 \times 2$$

$$50231.8 = (\pi/4) D^2 \cdot 1.5 D + 0.1693 D^3$$

$$50231.8 = 1.347 D^3$$

$$D = 33.411 \text{ ft} = 401 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquid } (H_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\ &= \frac{37673.8 \text{ ft}^3}{1/4 \times 3.14 \times 33.4^2 \text{ ft}^2} \\ &= 43.0 \text{ ft} = 13.1 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (H_L - 1) / 144 \quad (\text{Sumber: Brownell, Pers. 3.17, hal 46}) \\ &= \frac{61.8 \times 41.99}{144} \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 18.0 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= 18.0 + 14.5$$

$$= 32.5 \text{ psi}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$P_{\text{design}} = 1.05 \times P_{\text{total}}$$

$$= 1.05 \times 32.5$$

$$= 34.1 \text{ psi} = 2.32 \text{ atm} = 2.35413 \text{ bar}$$

$$\text{Untuk sambungan } \textit{double welded butt joint} \quad E = 0.85$$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P} + c \\
 &= \frac{34.144 \times 200.465}{12650 \times 0.85 - 0.6 \times 34.144} + 1/8 \\
 &= 0.76 \text{ in} = \frac{12.2}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana :  $7/8 \text{ in}$  (Sumber: Brownell, tabel 5-7 hal 89)  
 $OD = ID + 2t_s = 402.68 \text{ in} = 33.6 \text{ ft}$

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

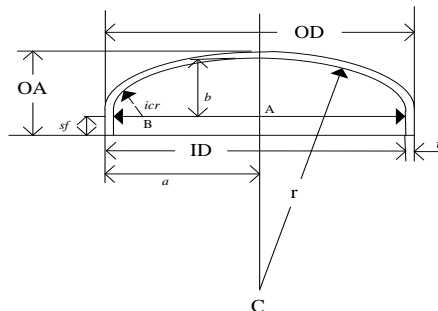
$$OD_{\text{standar}} = 408 \text{ in} = 34 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2t_s \\
 &= 406.3 \text{ in} = 33.9 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1.5 ID \\
 &= 609 \text{ in} = 50.8 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= \frac{(\pi/4) ID^2}{4} \\
 &= \frac{3.14 \times 33.9^2}{4} \\
 &= 900 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

### Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



Menghitung tebal tutup atas dan bawah jenis standard dished head  
 asumsi crown radius (r) = ID

$$\begin{aligned}
 ID &= 406.25 \text{ in} \\
 t_{ha} &= \frac{0.885 \times P_{\text{desain}} \times rc}{2(f \times E - 0.1 \times P_{\text{desain}})} + c \\
 t_{ha} &= 0.6985 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga tebal tutup standard ( $t_{ha}$ ) :  
 $= 3/4 \text{ in}$  (Tabel 5.6, B & Y)

dari tabel yang sama didapat :

$$\begin{aligned}
 sf &= 2 \text{ in} \text{ ( range antara 1.5 - 3.5 in)} \\
 \text{Crown radius, r} &= 406 \text{ in} \\
 \text{Inside Corner Radius (icr)} &= 2 \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= 200.9 \text{ in} \\
 BC &= r - icr \\
 &= 404 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0.5} \\
 &= 55.7 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

$$\begin{aligned}
 &= t + b + sf \\
 &= t + IDD \\
 &= 0.8 + 55.73 \\
 &= 56.5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= \text{tinggi silinder} + 2 \times \text{tinggi tutup} \\
 &= 722.34 \text{ in} \\
 &= 60.19 \text{ ft} \\
 &= 18.35 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Diameter Nozzle Subtrat

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volum Subtrat } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Subtrat}}{\rho \text{ Subtrat}} \\
 &= \frac{19287 \text{ lb/jam}}{61.67 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 312.74 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0869 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_1 \text{ optimum} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$\begin{aligned}
 &= 3.9 \times 0.087^{0.45} \times 61.67^{0.13} \\
 &= 2.22 \text{ in} \\
 &= 5.64 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 2.5 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$OD = 2.875 \text{ in} = 0.240 \text{ ft} = 0.073 \text{ m}$$

$$ID = 2.323 \text{ in} = 0.194 \text{ ft} = 0.059 \text{ m}$$

$$A = 0.02942 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\
 &= \frac{0.0869}{0.02942} \\
 &= 2.953 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{61.7 \text{ lb/ft}^3 \times 0.194 \text{ ft} \times 3.0 \text{ ft/s}}{0.000673 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 52413.26$$

Nre >2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 2.875 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Liquid Manure

$$\text{Rate Volume liquid manure } (Q_f) = \frac{\text{Mass rate liquid manure}}{\text{Densitas larutan}}$$

$$= \frac{39.85 \text{ lb/jam}}{94.33 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0.4224 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.0001 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran laminar

$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0.36} \times \rho^{0.18}$  (Sumber: Peter&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501)

$$= 3.9 \times 0.00012^{0.36} \times 94.33^{0.18}$$

$$= 0.34 \text{ in}$$

$$= 0.86 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 3/8 in sch 80 (Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 0.675 \text{ in} = 0.06 \text{ ft} = 0.017 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0.423 \text{ in} = 0.04 \text{ ft} = 0.011 \text{ m}$$

$$A = 0.0010 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0.00012}{0.00098}$$

$$= 0.120 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{94.3 \text{ lb/ft}^3 \times 0.04 \text{ ft} \times 0.12 \text{ ft/s}}{0.000673 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 594.65$$

Nre <2100, asumsi aliran laminar benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 0.68 in

### Perhitungan Diameter Nozzle DAP

$$\text{Rate Volume DAP } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa DAP}}{\rho \text{ DAP}}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{15.8 \text{ lb/jam}}{98.67 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 0.16 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 4.4\text{E-}05 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Asumsi = aliran laminar

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0.36} \times \rho^{0.18} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$\begin{aligned}
&= 3.9 \times 4.4\text{E-}05^{0.36} \times 98.67^{0.18} \\
&= 0.24 \text{ in} \\
&= 0.61 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 1/8 in sch 40 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 0.405 \text{ in} = 0.034 \text{ ft} = 0.010 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0.269 \text{ in} = 0.022 \text{ ft} = 0.007 \text{ m}$$

$$A = 0.0003945 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{4.4\text{E-}05}{0.00039}$$

$$= 0.113 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{98.7 \text{ lb/ft}^3 \times 0.022 \text{ ft} \times 0.113 \text{ ft/s}}{0.0006726 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 370.60$$

$Nre < 2100$ , asumsi aliran laminar benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 0.41 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Urea

$$\text{Rate Volume Urea } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa Urea}}{\rho \text{ Urea}}$$

$$= \frac{50.94 \text{ lb/jam}}{81.59 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0.62 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.0002 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran laminar

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0.36} \times \rho^{0.18} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$\begin{aligned}
&= 3.9 \times 0.00017^{0.36} \times 81.59^{0.18} \\
&= 0.38 \text{ in} \\
&= 0.97 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 3/8 in sch 80 (Geankoplis, *Appendiks A.5 hal 996*)

$$\text{OD} = 0.675 \text{ in} = 0.06 \text{ ft} = 0.017 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0.423 \text{ in} = 0.04 \text{ ft} = 0.011 \text{ m}$$

$$A = 0.0009754 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0.0002}{0.00098}$$

$$= 0.178 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{82 \text{ lb/ft}^3 \times 0.04 \text{ ft} \times 0.178 \text{ ft/s}}{0.000673 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 760.24$$

$Nre < 2100$ , asumsi aliran laminar benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 0.68 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Liquida Keluar

$$\text{Rate massa Liquid Keluar} = 8667 \text{ kg/jam} = 19107.479 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Liquid Keluar} = 989.51 \text{ kg/m}^3 = 61.77 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate Volume Liquida keluar } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa Liquid Keluar}}{\rho \text{ Liquid Keluar}}$$

$$= \frac{19107 \text{ lb/jam}}{61.77 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 309.32 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.0859 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3.9 \times 0.086^{0.45} \times 61.77^{0.13}$$

$$= 2.21 \text{ in}$$

$$= 5.61 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 2.5 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, *Appendiks A.5 hal 996*)

$$\text{OD} = 2.875 \text{ in} = 0.24 \text{ ft} = 0.073 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2.323 \text{ in} = 0.19 \text{ ft} = 0.059 \text{ m}$$

$$A = 0.02942 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{0.08592}{0.02942} \\
&= 2.921 \text{ ft/s} \\
Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{62 \text{ lb/ft}^3 \times 0.19 \text{ ft} \times 2.9 \text{ ft/s}}{0.000673 \text{ lbm/ft.s}} \\
&= 51925.34
\end{aligned}$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 2.88 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Keluar

Rate massa biogas	=	129.784 kg/jam	=	286.1 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

$$\begin{aligned}
\text{Rate Volumetrik } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa biogas keluar}}{\rho \text{ biogas}} \\
&= \frac{286.1}{0.0687} \\
&= 4166.61 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 1.157 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned}
D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\
&= 3.9 \times 1.16^{0.45} \times 0.069^{0.13} \\
&= 2.94 \text{ in} \\
&= 7.47 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 3 in Sch 40 (Sumber: Geankoplis, 2003, Appendiks A.5 hal 996)

$$OD = 3.50 \text{ inch} = 0.29 \text{ ft} = 0.09 \text{ m}$$

$$ID = 3.07 \text{ inch} = 0.26 \text{ ft} = 0.08 \text{ m}$$

$$A = 0.02942 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\
&= \frac{1.157}{0.02942} \\
&= 39.34 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{0.07 \text{ lb/ft}^3 \times 0.26 \text{ ft} \times 39.34 \text{ ft/s}}{0.000010 \text{ lb/ft s}}
\end{aligned}$$

$$= 68524$$

$N_{re} > 2100$ , 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)

$$\begin{aligned} \text{Diameter impeller} &= 0.5 \text{ Diameter shell} \\ &= 0.5 \times 33.9 \text{ ft} \\ &= 16.9 \text{ ft} = 5.16 \text{ m} \end{aligned}$$

dipilih kecepatan *High Efficiency three-blade impeller* = 20 rpm, maka

$$\begin{aligned} \text{Lebar blade (W)} &= 1/5 \times \text{diameter impeller} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158}) \\ &= 1/5 \times 16.9 \\ &= 3.39 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang blade (L)} &= 1/4 \times \text{diameter impeller} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158}) \\ &= 1/4 \times 16.9 \\ &= 4.23 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar Baffle (J)} &= 1/12 \times \text{diameter shell} \\ &= 1/12 \times 33.9 \\ &= 2.82 \text{ ft} \end{aligned}$$

$N_{re}$  (impeller)

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \\ N_{re} &= \frac{16.9^2 \text{ ft}^2 \times 0.33 \text{ rps} \times 61.8 \text{ lb/ft}^3}{0.000673 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 8771201.143 \end{aligned}$$

### Penentuan Jumlah Pengaduk (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times Sg}{\text{Diameter Tangki}} \\ &= \frac{43.0 \text{ ft} \times 61.8 \text{ lb/ft}^3}{33.9 \text{ ft} \times 61.7 \text{ lb/ft}^3} \quad (Sg = \rho \text{ liquid campuran} / \rho \text{ air}) \\ &= 1.27 \sim 2 \text{ buah} \end{aligned}$$

### Power pengaduk

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times Da^3}{g_c} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 3.4-2, hal 158})$$

$$P = \frac{0.4 \times 61.8 \text{ lb/ft}^3 \times (0.33)^3 \text{ rps} \times (16.9)^5 \text{ ft}}{32.17 \text{ lb/ft}^2}$$

$$P = 34586.762 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 62.89 \text{ Hp}$$

Keterangan :

P = Power (hp)

$N_p$  = Power Number (Sumber: Grafik 3.4-5 Geankoplis, Hal 159)

Untuk  $N_{re} = 8771201.143$

dan jenis impeller High Efficiency three-blade  $N_p = 0.4$

$g_c$  = Faktor konversi (lb/ft<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densitas (lb/ft<sup>3</sup>)

N = Kecepatan putaran impeller (rps)

Da = Diameter impeller (ft)

Namun pada kenyataannya terdapat power losses selama pengadukan, maka perlu diperhitungkan power losses tersebut.

Perhitungan Losses Pengaduk

Minimum losses = 0.5 Hp

Gland losses (kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10%

Gland losses 10% = 10% x 62.89

= 6.3 Hp

Power input dengan gland losses

= 62.9 + 6.3

= 69.17 Hp

Transmission sistem losses

= 20% x Hp

(Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

= 20% x 62.89

= 12.6 Hp

Power input dengan transmission sistem losses

= 69 + 12.58 Hp

= 81.75 Hp

Total Power = 81.75 Hp

Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan sebesar 81.75 Hp

### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama alat : Tangki Starter

Kode Alat : M-102

Fungsi Alat : Tempat penambahan nutrisi dan pembentukan tahap awal biogas

Tipe : Tangki dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* tutup bawah berbentuk *standard dished head*

Kapasitas : 50231.8 ft<sup>3</sup> = 1422.4 m<sup>3</sup>

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah Tangki : 2 unit

Spek. Tangki :

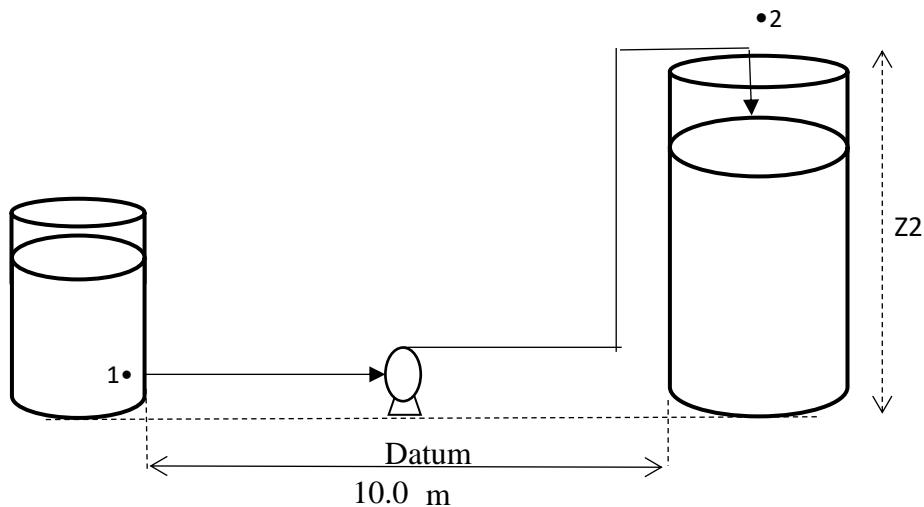
- Diameter tangki (OD) = 34.0 ft = 10.363 m

- Diameter (ID) = 33.9 ft = 10.3189 m

- Tinggi : shell = 50.8 ft = 15.5 m

	tutup atas	=	4.71 ft	=	1.43 m
	tutup bawah	=	4.71 ft	=	1.43 m
	- Tebal : shell	=	7/8 in		
	tutup atas	=	3/4 in		
	tutup bawah	=	3/4 in		
Spek. Nozzle Substrat	:	- Diameter (OD)	=	2.88 in	
		- Jenis pipa	=	Pipa 2.5 in sch 80	
Spek. Nozzle Aliran Manure	:	- Diameter (OD)	=	0.68 in	
		- Jenis pipa	=	Pipa 3/8 in sch 80	
Spek. Nozzle DAP	:	- Diameter (OD)	=	0.41 in	
		- Jenis pipa	=	Pipa 1/8 in sch 40	
Spek. Nozzle Urea	:	- Diameter (OD)	=	0.68 in	
		- Jenis pipa	=	Pipa 3/8 in sch 80	
Spek. Nozzle Biogas	:	- Diameter (OD)	=	3.50 in	
		- Jenis pipa	=	Pipa 3 in Sch 40	
Spek. Nozzle Liquid Keluar	:	- Diameter (OD)	=	2.88 in	
		- Jenis pipa	=	Pipa 2.5 in sch 80	
Spek. Impeller	:				
	- Jenis Impeller	=	High Efficiency three-blade impeller		
	- Jumlah Impeller	=	2 unit		
	- Diameter impeller	=	16.9 ft		
	- Lebar blade (W)	=	3.39 ft		
	- Panjang blade (L)	=	4.23 ft		
	- Lebar Baffle (J)	=	2.82 ft		
	- Power impeller	=	81.75 Hp		

### C.5 Digester Pump (L-212)



Fungsi = Memompa fluida dari starter tank menuju tangki digester



Tipe = Centrifugal pump  
 Kapasitas = 8667.01 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 (m)	=	8667.007	kg/jam
	=	5.30766	lbm/s
Densitas ( $\rho$ )	=	990.78	kg/m <sup>3</sup>
	=	61.8545	lbm/ft <sup>3</sup>
Viskositas ( $\mu$ )	=	0.8007	cp
	=	0.000538	lbm/ft.s
Rate volume ( $Q_f$ )	=	0.085809	ft <sup>3</sup> /s
	=	8.7477	m <sup>3</sup> /jam
	=	0.0024299	m <sup>3</sup> /s
	=	38.5148	gpm

### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3.9 \times 0.331 \times 1.7095 \\ &= 2.21 \text{ inch} \\ &= 5.61 \text{ cm} \end{aligned}$$

(Sumber: Kusnarjo, Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 2.5 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

$$OD = 2.88 \text{ inch} = 0.24 \text{ ft} = 0.07 \text{ m}$$

$$ID = 2.32 \text{ inch} = 0.19 \text{ ft} = 0.06 \text{ m}$$

$$A = 0.029 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= Q/A \\ &= 2.917 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{r} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{61.9 \times 0.19 \times 2.92}{0.000538} \\ &= 64915.1 \end{aligned}$$

$N_{re} > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 2.5 in sch 80

### 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  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$\begin{aligned} k_c &= 0.55 \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right) \\ &= 0.55 (1 - 0) \\ &= 0.55 \end{aligned}$$

$$a = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.0727 \text{ ft.lbf/lbm}$$

#### b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99})$$

$$\text{terdapat: 1 unit gate valve (jenis wide open) } k_f = 0.17$$

$$3 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 0.75$$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.02 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.3 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0.32 \text{ ft.lbf/lbm}$$

#### c). Friction pada Pipa Lurus

$$\text{Bahan} = \text{Cast iron} \quad (\epsilon = 2,6 \cdot 10^{-4})$$

$$\text{panjang pipa} = 20.0 \text{ m} = 65.6 \text{ ft}$$

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

$$N_{re} = 64915$$

$$\epsilon = 0.0003 \text{ m}$$

$$ID = 0.059 \text{ m}$$

$$C/D = 0.00441$$

$$f = 0.007 \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94})$$

$$\begin{aligned} F_s &= \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2g_c} \\ &= \frac{4 \times 0.007 \times 65.617 \times 8.51}{0.19 \times 2 \times 32.174} \\ &= 1.2549 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

d). Sudden Expansion at the tank Entrance

$$h_{e_s} = (1 - (A_{\text{pipa}}/A_2))^2 \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad (\text{Sumber : Geankoplis, Pers. 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan clarifier jauh lebih besar daripada pipa maka,

$(A_2 \gg A_{\text{pipa}})$  maka  $A_{\text{pipa}}/A_2 = 0$

dianggap  $A_3/A_2 = 0$

$$K_{e_s} = (1 - 0)^2 = 1$$

$$h_{e_s} = \frac{K_{e_s} \cdot v^2}{2 \cdot g_c} = 0.0041 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = h_c + h_f + F_s + h_{e_s} = 1.65 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{g_c} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_1 = 0.25 \text{ m}$$

$$Z_2 = 10.0 \text{ m}$$

$$Z_2 - Z_1 = 9.75 \text{ m} = 32.0 \text{ ft}$$

$$v_1 = 2.92 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 2.92 \text{ ft/s}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0.000 \text{ ft/s}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -34 \text{ lbf.ft/lb}_m$$

$$\text{Head pump} = (-W_s)$$

$$= 33.64 \text{ ft}$$

$$= 10.3 \text{ m}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate} = 8.7 \text{ m}^3/\text{jam} = 38.5 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 40%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 84.100 \text{ lbf.ft/lb}_m$$

$$\text{BHP} = \text{mass rate} \cdot W_p$$

$$= 446 \text{ lbf.ft/s}$$

$$= 0.81 \text{ hp}$$

$$= 0.61 \text{ Kw}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 87\%$$

$$\text{Power Motor} = 0.933 \text{ hp}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Digester Pump

Kode Alat : L-211

Fungsi Alat : Memompa fluida dari starter tank menuju tangki digester

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Kapasitas : 8667.01 kg/jam

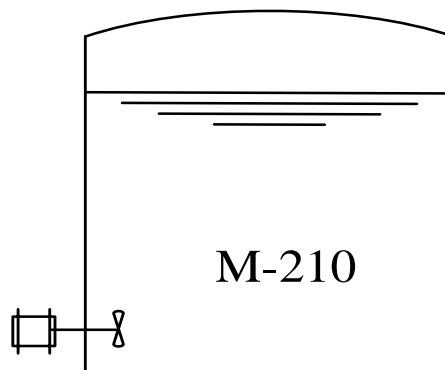
Pipa : Pipa 2.5 in sch 80

Power : 0.933 hp

Head : 10.3 m

Jumlah : 2 unit

### C.6 Digester (M-210)



Fungsi = Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi} = 1.01325 \text{ bar}$$

$$T_{\text{operasi}} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308 \text{ K}$$

$$\text{Rate massa Substrat} = 17334 \text{ kg/jam} = 38214.96 \text{ lb /jam}$$

$$\rho \text{ Substrat} = 990.75 \text{ kg/m}^3 = 61.85 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate massa Liquid} = 58323 \text{ kg/jam} = 128580.2 \text{ lb /jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 987.87 \text{ kg/m}^3 = 61.67 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate massa liquid total} = 75657 \text{ kg/jam} = 166795.1 \text{ lb /jam}$$

$$\rho \text{ Campuran} = 990.09 \text{ kg/m}^3 = 61.81 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volume total} = 76.53 \text{ m}^3/\text{jam} = 4.78 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.8007 \text{ cp} = 0.000538 \text{ lbm/ft.s}$$

**Ditetapkan :**

- Sistem = Semi Batch
- Waktu tinggal ( $\tau$ ) = 18 hari = 432 jam
- Volume liquid = 75% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Jumlah tangki = 2 unit
- Tutup atas berbentuk *standard dished head*
- Tutup bawah berbentuk *standard dished head*
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* ( $E = 0.85$  )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* ( $f = 12650$  )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid total} &= \text{Rate volume total} \times \text{Waktu tinggal} \\
 &= 76.53 \text{ m}^3/\text{jam} \times 432 \text{ jam} \\
 &= 33063.1 \text{ m}^3 \\
 &= 1167611 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid/tangki} &= \frac{\text{Volume liquid total}}{\text{Jumlah tangki}} \\
 &= \frac{1167611 \text{ ft}^3}{2} \\
 &= 583805.71 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{75\%} \times 583805.71 \text{ ft}^3 = 778408 \text{ ft}^3$$

**Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana**

Untuk *large closed tank*, maka ditetapkan :

$$H = 2/5 D \quad (\text{Sumber: PT. Energi Agro Nusantara Mojokerto})$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= (\pi/4) ID^2 H + 0.0847 ID^3 \\
 778408 &= (\pi/4) ID^2 ID + 0.0847 ID^3 \\
 778408 &= 0.3987 ID^3
 \end{aligned}$$

$$ID = 124.984 \text{ ft} = 1499.8052 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi liquid } (H_L) &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\
 &= \frac{583805.7 \text{ ft}^3}{1/4 \times 3.14 \times 125^2 \text{ ft}^2} \\
 &= 47.6 \text{ ft} = 14.5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (H_L - 1) / 144 \quad (\text{Sumber: Brownell, Pers. 3.17, hal 46}) \\
 &= \frac{61.8 \times 46.61}{144}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 20.0 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 20.0 + 14.7 \\
 &= 34.7 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
 &= 1.05 \times 34.7 \\
 &= 36.4 \text{ psi} = 2.48 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Untuk sambungan *double welded butt joint*  $E = 0.85$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d r_i}{f E - 0.6 P} + c \\
 &= \frac{36.437 \times 749.903}{12650 \times 0.85 - 0.6 \times 36.437} + 1/8 \\
 &= 2.67 \text{ in} = \frac{42.7}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana :  $2 \frac{3}{4}$  in (Sumber: Brownell, tabel 5-7 hal 89)

$$OD = ID + 2t_s = 1505.31 \text{ in} = 125 \text{ ft}$$

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

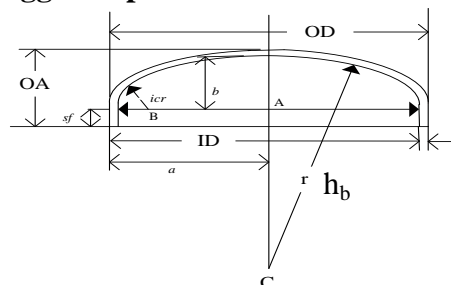
$$OD_{\text{standar}} = 1512 \text{ in} = 126 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2 t_s \\
 &= 1506.5 \text{ in} = 126 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{2}{5} ID \\
 &= 603 \text{ in} = 50.22 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= \frac{(\pi/4) ID^2}{4} \\
 &= \frac{3.14 \times 126^2}{4} \\
 &= 12372 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

### Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



Menghitung tebal tutup atas dan bawah jenis *elliptical*

$$\begin{aligned}
 ID &= 1507 \text{ in} \\
 t_{\text{ha}} &= \frac{0.885 \times P_{\text{desain}} \times r_c}{2(f \times E - 0.1 \times P_{\text{desain}})} + c \\
 t_{\text{ha}} &= 2.3848 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga tebal tutup standard ( $t_{ha}$ ) :

$$= 2 \frac{1}{2} \text{ in (Tabel 5.6, B \& Y)}$$

dari tabel yang sama didapat :

$$sf = 3 \text{ in ( range antara 1,5 - 4,5 in)}$$

$$\text{Inside dished depth (IDD) = 88.0 in}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

$$= t + b + sf$$

$$= t + \text{IDD}$$

$$= 90.50 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{tinggi silinder} + 2 \times \text{tinggi tutup} \\ &= 783.6 \text{ in} \\ &= 65.30 \text{ ft} \\ &= 19.90 \text{ m} \end{aligned}$$

### Perhitungan Diameter Nozzle Subtrat

$$\begin{aligned} \text{Rate Volum Subtrat } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Subtrat}}{\rho \text{ Subtrat}} \\ &= \frac{19107 \text{ lb/jam}}{61.85 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 308.93 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0858 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\ &= 3.9 \times 0.086^{0.45} \times 61.85^{0.13} \\ &= 2.21 \text{ in} \\ &= 5.61 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 2.5 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 2.875 \text{ in} = 0.240 \text{ ft} = 0.073 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2.323 \text{ in} = 0.194 \text{ ft} = 0.059 \text{ m}$$

$$A = 0.02942 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\ &= \frac{0.08581}{0.02942} \\ &= 2.917 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{61.9 \text{ lb/ft}^3 \times 0.19 \text{ ft} \times 2.9 \text{ ft/s}}{0.000538 \text{ lbm/ft.s}} \end{aligned}$$

$$= 64914.78$$

Nre >2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 2.875 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Liquida Masuk

$$\begin{aligned} \text{Rate Volume Liquida masuk } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Liquid Keluar}}{\rho \text{ Liquid Keluar}} \\ &= \frac{64290 \text{ lb/jam}}{61.67 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1042.5 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.2896 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$\begin{aligned} &= 3.9 \times 0.290^{0.45} \times 61.67^{0.13} \\ &= 3.816 \text{ in} \\ &= 9.69 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 4 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 4.500 \text{ in} = 0.38 \text{ ft} = 0.114 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3.826 \text{ in} = 0.32 \text{ ft} = 0.097 \text{ m}$$

$$A = 0.08 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\ &= \frac{0.28958}{0.0798} \\ &= 3.629 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{62 \text{ lb/ft}^3 \times 0.32 \text{ ft} \times 3.6 \text{ ft/s}}{0.000538 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 132613.71 \end{aligned}$$

Nre >2100, asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle liquida keluar adalah 4.50 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Liquida Keluar

$$\text{Rate massa Liquid Keluar} = 37305 \text{ kg/jam} = 82243.711 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Liquid Keluar} = 990.09 \text{ kg/m}^3 = 61.81 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volume Liquida keluar } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Liquid Keluar}}{\rho \text{ Liquid Keluar}} \\ &= \frac{82243.711 \text{ lb/jam}}{61.81 \text{ lb/ft}^3} \end{aligned}$$



$$= 1330.6 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.3696 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3.9 \times 0.370^{0.45} \times 61.81^{0.13}$$

$$= 4.26 \text{ in}$$

$$= 10.82 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 5 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 5.563 \text{ in} = 0.46 \text{ ft} = 0.141 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 4.813 \text{ in} = 0.40 \text{ ft} = 0.122 \text{ m}$$

$$A = 0.12628 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0.36961}{0.12628}$$

$$= 2.927 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{62 \text{ lb/ft}^3 \times 0.4 \text{ ft} \times 2.9 \text{ ft/s}}{0.000538 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 134857.84$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle liquida keluar adalah 5.56 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Keluar

$$\text{Rate massa biogas} = 523.38 \text{ kg/jam} = 1153.85 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas biogas} = 1.10 \text{ kg/m}^3 = 0.07 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{viskositas gas} = 0.02 \text{ cp} = 0.0000101 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Rate Volumetrik } (Q_f) = \frac{\text{Rate massa biogas keluar}}{\rho \text{ biogas}}$$

$$= \frac{1,153.9}{0.0687}$$

$$= 16802.7 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 4.667 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3.9 \times 4.67^{0.45} \times 0.069^{0.13}$$

$$= 5.51 \text{ in}$$

$$= 14.0 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 6 in Sch 80 (Geankoplis, 2003, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 6.63 \text{ inch} = 0.55 \text{ ft} = 0.17 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 5.76 \text{ inch} = 0.48 \text{ ft} = 0.15 \text{ m}$$

$$A = 0.18 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{4.667}{0.18093}$$

$$= 25.80 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{0.07 \text{ lb/ft}^3 \times 0.48 \text{ ft} \times 25.8 \text{ ft/s}}{0.000010 \text{ lb/ft s}}$$

$$= 84376.4$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Biogas adalah 6.63 in

### Spesifikasi Pengaduk

Untuk kondisi operasi yang melibatkan suspension of solid, digunakan tipe pengaduk:

*High Efficiency three-blade impeller* (Sumber: Geankoplis, 2003, hal 155)

$$\text{Diameter impeller} = 0.3 \text{ Diameter shell}$$

$$= 0.3 \times 126 \text{ ft}$$

$$= 31.4 \text{ ft} = 9.57 \text{ m}$$

dipilih kecepatan High Efficiency three-blade impeller = 20 rpm, maka

$$= 20 \text{ rpm} = 0.33 \text{ rps}$$

$$\text{Lebar blade } (W) = 1/5 \times \text{diameter impeller} \text{ (Sumber: Mc Cabe 6rd edition hal 241)}$$

$$= 1/5 \times 31.4$$

$$= 6.28 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang blade } (L) = 1/4 \times \text{diameter impeller} \text{ (Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158)}$$

$$= 1/4 \times 31.4$$

$$= 7.85 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar Baffle } (J) = 1/12 \times \text{diameter shell}$$

$$= 1/12 \times 126$$

$$= 10.5 \text{ ft}$$

$N're$  (impeller)

$$N're = \frac{Da^2 N \rho}{\mu}$$

$$Nre = \frac{31.4^2 \times \text{ft}^2 \times 0.33 \text{ rps} \times 61.8 \text{ lb/ft}^3}{0.000538 \text{ lbm/ft s}}$$

$$= 37719753.42$$

**Penentuan Jumlah Pengaduk** (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times Sg}{\text{Diameter Tangki}} \\ &= \frac{47.6 \text{ ft} \times 61.8 \text{ lb/ft}^3}{126 \text{ ft} \times 61.9 \text{ lb/ft}^3} \quad (\text{Sg} = \rho \text{ liquid campuran} / \rho \text{ air}) \\ &= 0.38 \sim 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

**Power pengaduk**

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times Da^3}{g_c} \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 3.4-2, hal 158})$$

$$P = \frac{1.5 \times 61.8 \text{ lb/ft}^3 \times (0.33)^3 \text{ rps} \times (31.4)^5 \text{ ft}}{32.17 \text{ lb/ft}^2}$$

$$P = 3,250,244 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 5,909.5 \text{ Hp}$$

Keterangan :

P = Power (hp)

$N_p$  = Power Number (Sumber: Grafik 3.4-5 Geankoplis, Hal 159)

Untuk Nre = 37719753.42

dan jenis impeller High Efficiency three-blade  $N_p$  : 1.5

$g_c$  = Faktor konversi (lb/ft<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densitas (lb/ft<sup>3</sup>)

N = Kecepatan putaran impeller (rps)

Da = Diameter impeller (ft)

Namun pada kenyataannya terdapat power losses selama pengadukan, maka perlu diperhitungkan power losses tersebut.

Perhitungan Losses Pengaduk

$$\text{Minimum losses} = 0.5 \text{ Hp}$$

$$\text{Gland losses (kebocoran tenaga akibat poros dan bearing)} = 10\%$$

$$\text{Gland losses } 10\% = 10\% \times 5,910$$

$$= 591 \text{ Hp}$$

Power input dengan gland losses

$$= 5909.5 + 591$$

$$= 6,500 \text{ Hp}$$

Transmission sistem losses

$$= 20\% \times \text{Hp}$$

(Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

$$= 20\% \times 5,910$$

$$= 1,182 \text{ Hp}$$

Power input dengan transmission sistem losses

$$= 6,500 + 1,182 \text{ Hp}$$

$$= 7,682 \text{ Hp}$$

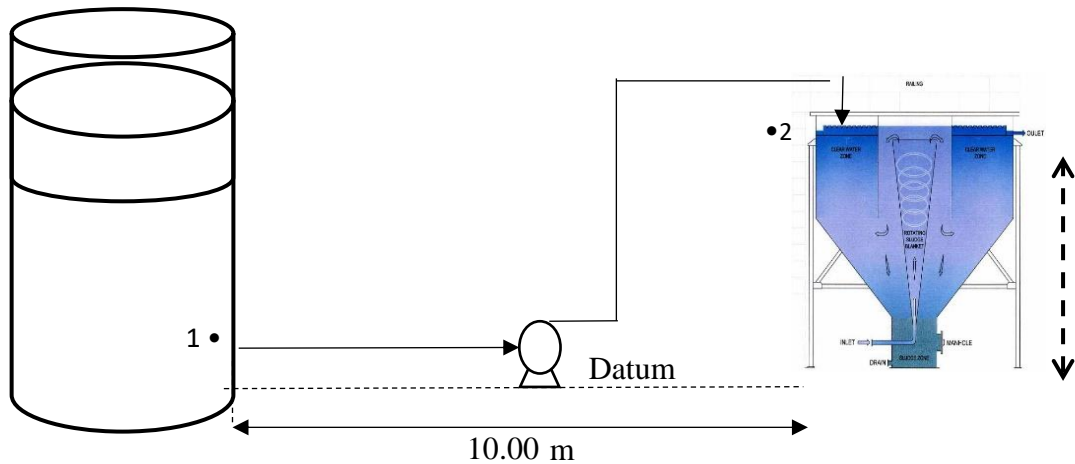
$$\text{Total Power} = 7,682 \text{ Hp}$$

Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan sebesar 7,682 Hp

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat	:	<i>Digester</i>
Kode Alat	:	1-R-201
Fungsi Alat	:	Tempat terjadinya reaksi utama pembentukan biogas
Tipe	:	Tangki dome dengan tutup atas berbentuk <i>Conical Roof</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat-bottomed</i> pada pondasi
Kapasitas	:	778407.6 ft <sup>3</sup> = 22042 m <sup>3</sup>
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah Tangki	:	2 unit
Spek. Tangki	:	
	-	Diameter tangki (OD) = 126 ft = 38.4 m
	-	Diameter (ID) = 126 ft = 38.3 m
	-	Tinggi : shell = 50 ft = 15.3 m
		tutup atas = 7.54 ft = 2.30 m
		tutup bawah = 7.54 ft = 2.30 m
	-	Tebal : shell = 2 3/4 in
		tutup atas = 2 1/2 in
		tutup bawah = 2 1/2 in
Spek. Nozzle Substrat	:	- Diameter (OD) = 2.88 in
		- Jenis pipa = Pipa 2.5 in sch 80
Spek. Nozzle Liquid Masuk	:	- Diameter (OD) = 4.50 in
		- Jenis pipa = Pipa 4 in sch 80
Spek. Nozzle Liquid Keluar	:	- Diameter (OD) = 5.56 in
		- Jenis pipa = Pipa 5 in sch 80
Spek. Nozzle Biogas	:	- Diameter (OD) = 6.63 in
		- Jenis pipa = Pipa 6 in Sch 80
Spek. Impeller	:	
	-	Jenis Impeller = High Efficiency three-blade impeller
	-	Jumlah Impeller = 1 unit
	-	Diameter impeller = 31.4 ft
	-	Lebar blade (W) = 6.28 ft
	-	Panjang blade (L) = 7.85 ft
	-	Lebar Baffle (J) = 10.46 ft
	-	Power impeller = 7682.4 Hp

## C.7 Waste Pump (L-311)



Fungsi = Memompa limbah effluent digester menuju clarifier

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 37305 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 ( $\dot{m}$ ) = 37305.1 kg/jam

= 22.8456 lbm/s

Densitas ( $\rho$ ) = 988.53 kg/m<sup>3</sup>

= 61.7141 lbm/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 0.8007 cp

= 0.00054 lbm/ft.s

Rate volume ( $Q_f$ ) = 0.37018 ft<sup>3</sup>/s

= 37.7382 m<sup>3</sup>/jam

= 0.01048 m<sup>3</sup>/s

= 166.155 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)

= 4.26 inch

= 10.8 cm

ditetapkan:

Pipa 5 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, 2003, App. A.5 hal 996)

OD = 5.56 inch = 0.46 ft = 0.14 m

ID = 4.81 inch = 0.40 ft = 0.12 m

A = 0.13 ft<sup>2</sup>

Check jenis aliran

$v = Q/A$

$$= 2.9 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= 134859$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar  
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 5 in sch 80

### 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  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$k_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right)$$

$$= 0.55 (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$$a = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.07 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c a} \right) \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99})$$

$$\text{terdapat: } 1 \text{ unit gate valve (jenis wide open)} \quad k_f = 0.17$$

$$3 \text{ unit elbow } 90^\circ \quad k_f = 1$$

(Sumber: Geankoplis, tabel 2.10, hal 99)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$a = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.02 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.3 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0.32 \text{ ft.lbf/lbm}$$

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

$$\text{Nre} = 134859$$

$$\epsilon = 0.00026 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 0.122 \text{ m}$$

$$\epsilon/D = 0.00213$$

$$f = 0.008 \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94})$$

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2gc} = 0.15982 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). Sudden Expansion at the tank Entrance

$$h_{e_s} = (1 - (A_{\text{pipa}}/A_2))^2 \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2g_c a} \quad (\text{Sumber : Geankoplis, Pers. 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan clarifier jauh lebih besar daripada pipa maka,

$(A_2 \gg A_{\text{pipa}})$  maka  $A_{\text{pipa}}/A_2 = 0$

dianggap  $A_3/A_2 = 0$

$$K_{e_s} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{e_x} = \frac{K_{e_x} \cdot v^2}{2 \cdot gc} = 0.1335 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = h_c + h_f + F_s + h_{e_x} = 0.690 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2a} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_1 = 0.25 \text{ m}$$

$$Z_2 = 4.00 \text{ m}$$

$$Z_2 - Z_1 = 3.75 \text{ m} = 12.3 \text{ ft}$$

$$v_1 = 2.93 \text{ ft/s}$$

$$v_2 = 2.93 \text{ ft/s}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0.00 \text{ ft/s}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -4.4 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Head pump} = (-W_s)$$

$$= 4.44 \text{ ft}$$

$$= 1.35 \text{ m}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate} = 37.7 \text{ m}^3/\text{jam} = 166 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 45%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 9.8610 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{BHP} = \text{mass rate} \cdot W_p$$

- = 225 lbf.ft/s
- = 0.41 hp
- = 0.31 Kw

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 14.38 Peter and Timerhouse

- Efisiensi motor = 90%
- Power Motor = 0.46 hp

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

- Nama Alat : *Waste Pump*
- Kode Alat : L-311
- Fungsi Alat : Memompa limbah effluent digester menuju clarifier
- Tipe : *Centrifugal pump*
- Bahan : *Cast iron*
- Kapasitas : 37305 kg/jam
- Pipa : Pipa 5 in sch 80
- Power : 0.46 hp
- Head : 1.35 m
- Jumlah : 1 unit

### C.8 Clarifier (H-310)

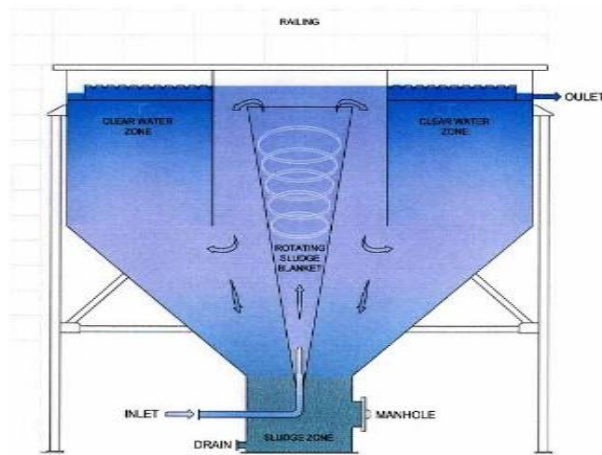
- Fungsi = Memisahkan air serta bahan inorganik
- Tipe = *Sludge Recirculation*
- Kapasitas = 74610 kg/jam
- $r_{campu}$  = 961.78 kg/m<sup>3</sup>
- Volume = 77.575 m<sup>3</sup>

Berdasarkan Parsons, Simon A.; Jefferson, Bruce (2006), Introduction to Potable Water Treatment Processes,

untuk overflowrate 80 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





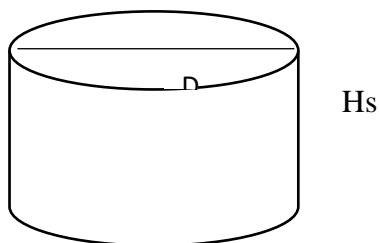
$$\begin{aligned} \text{Overflow Rate (v)} &= 80 \quad \text{m}^3/\text{m}^2 \text{ jam} \\ \text{Flow rate (Q)} &= 74610.2 \text{ kg/jam} \\ &= 77.5754 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Retention Time} &= 16 \text{ menit} = 0.27 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$A = Q/v$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{77.6 \text{ m}^3/\text{jam}}{80 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}} \\ A &= 0.96969 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Clarifier} &= Q \times \text{Retention Time} \\ &= 77.5754 \times 0.2666667 \\ &= 20.686775 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume clarifier} &= 20.687 \text{ m}^3 \\ \text{Menentukan Diameter dan tinggi clarifier} \end{aligned}$$



$$\text{Volume silinder clarifier (Vs)} = \frac{\pi D^2 H_s}{4} \quad (\text{Sumber: Brownell \& Young, 1959})$$

Diasumsikan tinggi silinder dengan diameter tangki ( $H_s : D$ ) = 1 : 3

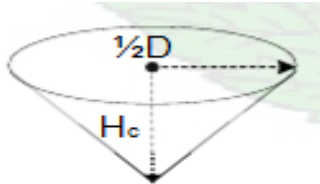
$$(Vs) = \frac{\pi D^3}{12}$$

Volume alas clarifier kerucut ( $V_c$ )

$$V_c = \frac{\pi D^2 H_s}{12}$$

Asumsi perbandingan tinggi kerucut dengan diameter kerucut ( $H_c : D$ ) = 1:2

$$V_c = \frac{\pi D^3}{24}$$



Volume clarifier

$$\begin{aligned} V &= V_s + V_c \\ &= \frac{3\pi D^3}{24} \end{aligned}$$

$$20.7 = \frac{3\pi D^3}{24}$$

$$D^3 = 52.7 \text{ m}$$

$$D = 4 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_s &= (1/3) \times D \\ &= 1.25 \text{ m} \end{aligned}$$

### Perhitungan Diameter Nozzle Liquida Keluar

$$\text{Rate massa Liquid Keluar} = 859.13 \text{ kg/jam} = 1894.0486 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Liquid Keluar} = 716.65 \text{ kg/m}^3 = 44.73906 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volume Liquida keluar } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa Liquid Keluar}}{\rho \text{ Liquid Keluar}} \\ &= \frac{1894.0486 \text{ lb/jam}}{44.73906 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 42.335459 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0117598 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi= aliran turbulen

$$D_i \text{ optimum} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501})$$

$$= 3.90 \times 0.01176^{0.45} \times 44.7391^{0.13}$$

$$= 0.87 \text{ in}$$

$$= 2.20 \text{ cm}$$

ditetapkan:

Pipa 1 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$OD = 1.315 \text{ in} = 0.11 \text{ ft} = 0.033 \text{ m}$$

$$ID = 0.957 \text{ in} = 0.08 \text{ ft} = 0.024 \text{ m}$$

$$A = 0.00499 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)}$$

$$= \frac{0.01176}{0.00499}$$

$$= 2.355 \text{ ft/s}$$

$$Nre = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{45 \text{ lb/ft}^3 \times 0.08 \text{ ft} \times 2.4 \text{ ft/s}}{0.000538 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 15619.55$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Liquida adalah 0.96 in

Perbandingan tinggi kerucut dengan diameter clarifier ( $H_c : D$ ) = 1 : 2

Diameter tutup = Diameter tangki

$$\text{Tinggi tutup} = (1/2) \times D = 1.87 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total clarifier} = 3.12 \text{ m}$$

Daya Pengaduk

Daya clarifier

$$P = 0.006 D^2 \quad (\text{Sumber: Ulrich, 1984})$$

Dimana:

P = daya yang dibutuhkan, kW

Sehingga,

$$P = 0.084 \text{ kW} = 0.1131 \text{ hp}$$

Bila dianggap efisiensi motor = 65%

$$P = 0.1131 / 65\%$$

$$= 0.17 \text{ hp}$$

$$= 1 \text{ hp}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Clarifier

Kode Alat : H-310

Fungsi Alat : Memisahkan air serta bahan inorganik

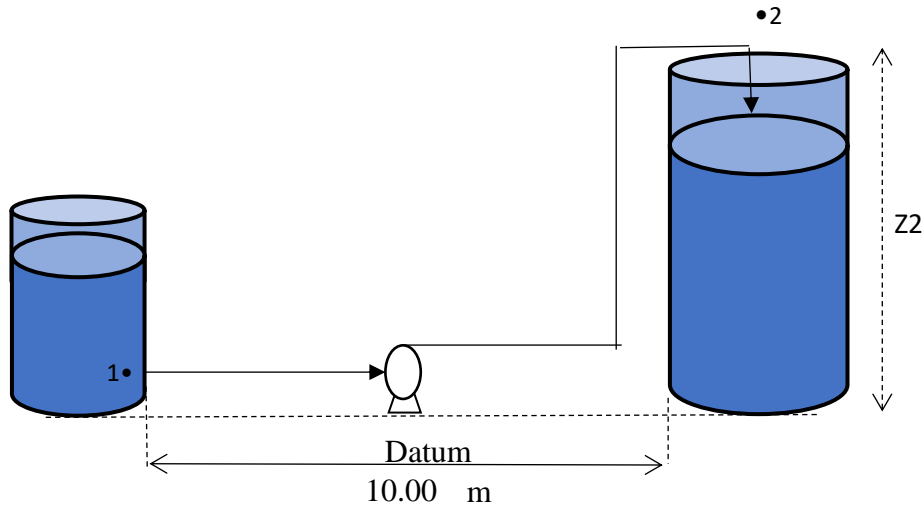
Tipe : *Sludge Recirculation*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 302*

Dimensi : Tinggi : 3.12 m : 123.009 in

Diameter : 3.7493 m : 147.611 in  
 Kapasitas : 20.687 m<sup>3</sup>  
 Kondisi operasi : Suhu : 30 °C  
 Tekanan : 1 atm  
 Waktu tinggal : 16 menit  
 Jumlah : 1 unit

### C.9 Filter Press Pump (L-231)



Fungsi = Mengalirkan slurry menuju Filter Press

Tipe = *Slurry Pump*

Kapasitas = 859 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 (ri)	=	859.13	kg/jam
	=	0.52613	lbm/s
Densitas (ρ)	=	2710.00	kg/m <sup>3</sup>
	=	169.1853	lbm/ft <sup>3</sup>
Viskositas (μ)	=	0.8007	cp
	=	0.000538	lbm/ft.s
Rate volume (Q <sub>f</sub> )	=	0.003110	ft <sup>3</sup> /s
	=	0.3170	m <sup>3</sup> /jam
	=	8.806E-05	m <sup>3</sup> /s
	=	1.3958	gpm

#### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran laminar

$$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18}$$

(Sumber: Kusnario)

$$\begin{aligned}
 &= 3.9 \times 0.125 \times 2.5183 \\
 &= 1.23 \text{ inch} \\
 &= 3.12 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

(Sumber: Kusnanto,  
Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 2 in sch 40 (dacapo stainless catalog)

$$\text{OD} = 2.38 \text{ inch} = 0.2 \text{ ft} = 0.06 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2.07 \text{ inch} = 0.17 \text{ ft} = 0.05 \text{ m}$$

$$A = 0.02 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 0.134 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
 &= \frac{169 \times 0.17 \times 0.13}{0.000538} \\
 &= 7231.73
 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran laminar benar

sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 2 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung Sudden Constriction menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c \alpha} \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98)}$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar

( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$\begin{aligned}
 k_c &= 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \\
 &= 0.55 (1 - 0) \\
 &= 0.55
 \end{aligned}$$

$$a = 1 \quad \text{(untuk aliran turbulen)}$$

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.0002 \text{ ft.lbf/lbm}$$

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)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$h_f \text{ tee valve (jenis wide open)} = 0.0003 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ gate valve (jenis wide open)} = 0.0000 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ elbow} = 0.0006 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$h_f \text{ total} = 0.0009 \text{ ft.lbf/lbm}$$

c). Friction pada Pipa Lurus

$$\text{Bahan} = \text{Cast iron} \quad (\epsilon=2,6 \cdot 10^{-4})$$

$$\text{panjang pipa} = 20.0 \text{ m} = 65.6 \text{ ft}$$

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

$$N_{re} = 7231.7$$

$$\epsilon = 0.0003 \text{ m}$$

$$ID = 0.053 \text{ m}$$

$$C/D = 0.00495$$

$$f = 0.007 \quad (\text{Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94})$$

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2g_c}$$

$$= \frac{4 \times 0.007 \times 65.617 \times 0.02}{0.17 \times 2 \times 32.174}$$

$$= 0.0030 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). Sudden Expantion at the tank Entrance

$$h_{e_s} = (1 - (A_{\text{pipa}}/A_2))^2 \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c a} \quad (\text{Sumber : Geankoplis, Pers. 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan clarifier jauh lebih besar daripada pipa maka,

$$(A_2 \gg A_{\text{pipa}}) \text{ maka } A_{\text{pipa}}/A_2 = 0$$

dianggap  $A_3/A_2=0$

$$K_e = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{e_s} = \frac{K_{e_s} \cdot v^2}{2 \cdot g_c} = 0.0000 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = h_c + h_f + F_s + h_{e_s} = 0.00 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{g_c} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.5 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$Z_1 = 0.25 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
Z_2 &= 13.0 \text{ m} \\
Z_2 - Z_1 &= 12.8 \text{ m} = 41.8 \text{ ft} \\
v_1 &= 0.13 \text{ ft/s} \\
v_2 &= 0.13 \text{ ft/s} \\
v_2^2 - v_1^2 &= 0.000 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

**Maka power pompa,**

$$\begin{aligned}
(W_s) &= -42 \text{ lbf.ft/lbm} \\
\text{Head pump} &= (- W_s) \\
&= 41.83 \text{ ft} \\
&= 12.8 \text{ m}
\end{aligned}$$

**Efisiensi pompa**

Flowrate bahan =  $0.3 \text{ m}^3/\text{jam} = 1.4 \text{ gal/min}$   
dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 75%

Sehingga :

$$\begin{aligned}
(W_s) &= (- \eta \cdot W_p) \\
W_p &= 55.780 \text{ lbf.ft/lbm} \\
\text{BHP} &= \text{mass rate} \cdot W_p \\
&= 29.3 \text{ lbf.ft/s} \\
&= 0.05 \text{ hp} \\
&= 0.04 \text{ Kw}
\end{aligned}$$

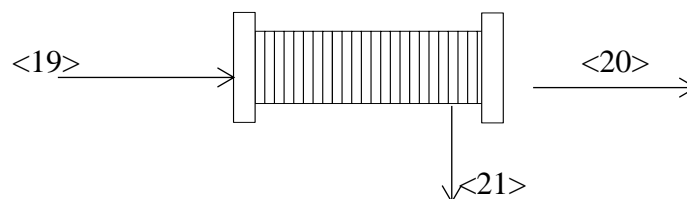
Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\begin{aligned}
\text{Efisiensi motor} &= 93\% \\
\text{Power Motor} &= 0.057 \text{ hp}
\end{aligned}$$

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

- Nama Alat : Pompa Filter Press
- Kode Alat : L-231
- Fungsi Alat : Mengalirkan slurry menuju Filter Press
- Tipe : *Slurry Pump*
- Bahan : *Cast iron*
- Kapasitas : 859.1 kg/jam
- Pipa : Pipa 2 in sch 40
- Power : 0.06 hp
- Head : 12.8 m
- Jumlah : 1 unit

**C.9. Filter Press**



Fungsi : Memisahkan *solid* dan *liquid effluent clarifier*  
 Tipe : *Horizontal plate and frame*  
 Jumlah : 1  
 Kondisi operasi: 31.2 °C  
 Waktu operasi : 1 jam

*Effluent* dari fermentasi Vinasse memiliki komposisi sebagai berikut:

No	Komponen	Aliran <19>			
		Fraksi Masa	Massa (kg)	r	Volume (m <sup>3</sup> )
1	Protein	0.0001	8.69858	1350	0.006
2	Glukosa	0.3115	267.649	1433.78	0.187
3	Air	0.1785	153.363	997	0.154
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.1303	111.98	1240	0.090
5	Urea	0.0134	11.5532	1324.25	0.009
6	Slurry	0.0421	36.1472	1048.14	0.034
7	NH <sub>4</sub> OH	0.0931	79.9822	896.112	0.089
8	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.0109	9.36072	696.976	0.013
9	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.0757	65.0063	1660.79	0.039
10	As. Butirat	0.0533	45.7976	959.5	0.048
11	As. Asetat	0.0810	69.5886	1049	0.066
TOTAL		1.0000	859.126		0.74

Asumsi bahwa karbohidrat, kotoran sapi, NH<sub>4</sub>H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>, dan biomassa akan seluruhnya ikut dalam *cake* (35). *Cake* akan digunakan sebagai bahan pupuk padat sedangkan filtratnya akan dibuat pupuk cair.

No	Komponen	Aliran <20>			
		Fraksi Masa	Massa (kg)	r	Volume (m <sup>3</sup> )
1	Protein	0	0	1350	0
2	Glukosa	0.0520	8.46916	1433.78	0.006
3	Air	0.9133	148.762	997	0.149
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0347	5.64611	1240	0.005
5	Urea	0	0	1324.25	0
6	Slurry	0	0	1048.14	0
7	NH <sub>4</sub> OH	0	0	896.112	0
8	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0	0	696.976	0
9	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0	1660.79	0
10	As. Butirat	0	0	959.5	0
11	As. Asetat	0	0	1049	0
TOTAL		1	162.877		0.16

Aliran <21>			
-------------	--	--	--



No	Komponen	Fraksi Masa	Massa (kg)	r	Volume (m <sup>3</sup> )
1	Protein	0.0125	8.69858	1350	0.006
2	Glukosa	0.3723	259.179	1433.78	0.181
3	Air	0.0066	4.60088	997	0.005
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.1527	106.334	1240	0.086
5	Urea	0.0166	11.5532	1324.25	0.009
6	Slurry	0.0166	36.1472	1048.14	0.034
7	NH <sub>4</sub> OH	0.1149	79.9822	896.112	0.089
8	NH <sub>4</sub> H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	0.0134	9.36072	696.976	0.013
9	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0.0934	65.0063	1660.79	0.039
10	As. Butirat	0.0658	45.7976	959.5	0.048
11	As. Asetat	0.0999	69.5886	1049	0.066
TOTAL		1	696.249		0.58

rate massa masuk = 859.13 kg/jam = 1894.05 lb/jam

rate filtrat keluar = 162.88 kg/jam = 359.083 lb/jam

densitas filtrat = 1020.09 kg/m<sup>3</sup>

filtrat per siklus = rate filtrat x waktu operasi

$$= 162.9 \times 1$$

$$= 162.877 \text{ kg}$$

volume filtrat = 0.16 m<sup>3</sup>

$$= 5.6 \text{ ft}^3$$

densitas *cake* = 1207.33 kg/m<sup>3</sup>

massa *cake* = 696.25 kg

Trial harga A yang memberikan waktu sama dengan waktu filtrasi yang ditetapkan

$$A = 0.793 \text{ m}^2$$

### Menentukan waktu operasi dalam satu siklus

*Filter press* beroperasi secara *batch* pada tekanan konstan

Waktu filtrasi :

$$t_f = \frac{K_p}{2} \times V^2 + B V$$

Mencari harga K<sub>p</sub>

$$K_p = \frac{\mu \alpha C_s}{A^2 (-\Delta p)}$$

dimana :

m = viskositas filtrat (kg/ms)

$$a = \frac{1}{K_r(1-x)} \quad (\text{m/kg})$$

C<sub>s</sub> = Konsentrasi slurry (kg solid/m<sup>3</sup> filtrat)

A = Luas total frame (m<sup>2</sup>)

Δp = Tekanan filtrasi (N/m<sup>2</sup>)

x = Porositas cake

ditetapkan :

$$\begin{aligned}\Delta p &= 40 \text{ psi} = 275790 \text{ N/m}^2 \\ \mu &= 0.0005 \text{ lbm/fts} = 0.0008 \text{ kg/ms} \\ K &= 1\text{E-}12 \text{ m}^2 \text{ (menggunakan filter aid medium)} \\ x &= 0.39 \text{ (nilai optimum 0.3781-0.468)} \\ \rho_s &= 1020.1 \text{ Kg/m}^3\end{aligned}$$

sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}a &= 1.6\text{E}+09 \text{ m/kg} \\ C_s &= \frac{\rho \times C_x}{1-m C_x} \\ m &= \text{kg wet cake} / \text{kg dry cake} \\ &= 1.01 \text{ kg} \\ C_x &= \text{konsentrasi solid dalam slurry masuk} \\ &= 0.37718 \text{ kg solid/kg slurry} \\ C_s &= 620.272 \\ K_p &= 4605.66 \\ R_m &= 1\text{E}+10 \text{ (Tahanan filter medium)}\end{aligned}$$

Mencari harga B

$$\begin{aligned}B &= \frac{\mu R_m}{A (-\Delta p)} \\ &= 36.6255 \text{ s/m}^3\end{aligned}$$

Waktu filtrasi

$$\begin{aligned}t_f &= \frac{4605.66}{2} \times 0.025 + 36.626 \times 0.16 \\ &= 64.6 \text{ s} \\ &= 0.01793 \text{ jam}\end{aligned}$$

Waktu pencucian dicari dengan menggunakan hubungan

$$t_w = \frac{\text{Volume}}{\text{Kecepatan pencucian}}$$

Kecepatan pencucian dicari dengan menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}\frac{dV}{dt} &= \frac{1}{4 (K_p V_f + B)} \\ &= 3\text{E-}04 \text{ m}^3/\text{s} \\ V_w &= 20\% \times \text{Volume filtrat} \\ &= 0.03193 \text{ m}^3 \\ t_w &= 98.6131 \text{ s} \\ &= 0.02739 \text{ jam}\end{aligned}$$

Asumsi: waktu pembersihan *filter press* ( $t_d$ ) = 1 jam

$$\begin{aligned}\text{Waktu total per siklus} &= t_f + t_w + t_d \\ &= 1.0 \text{ jam}\end{aligned}$$

Dari Wallas hal 323, diambil :

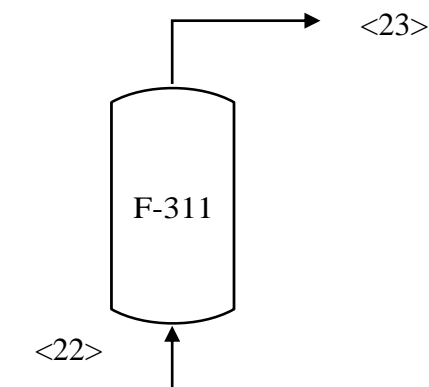
$$\begin{aligned}\text{Plate and frame} &= 1200 \text{ mm} \\ \text{Luas filter (cast iron)} &= 2.5 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah } frame &= \frac{A}{\text{Luas } Filter} \\ &= 0.317 \\ \text{Maka jumlah } frame &\text{ sebanyak } 1 \text{ buah} \\ \text{Jumlah } plate &= \text{Jumlah } frame + 1 \\ &= 2 \\ \text{Jumlah } cake \text{ tiap siklus} &= 696.249 \text{ kg} \end{aligned}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	: <i>Plate and Frame Filter Press</i>
Kode Alat	: H-340
Fungsi	: Memisahkan <i>cake</i> dengan filtrat
Tipe	: <i>Horizontal plate &amp; frame</i>
Bahan Plate	: <i>Cast iron</i>
Dimensi	: Luas filter : 0.793 m <sup>2</sup>
	: Jumlah frame : 1 buah
	: Jumlah plate : 2 buah
Jumlah cake / siklus	: 696.249 kg
Waktu tinggal	: 0.01793 jam
Jumlah	: 1 buah

### C.10 Buffer Tank (F-311)



Fungsi = Tempat penyimpanan biogas dari digester  
 $P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi} = 1.01 \text{ bar}$

$$T_{\text{operasi}} = 32.4 \text{ }^{\circ}\text{C} = 305.4 \text{ K}$$

No	Komponen	BM	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM <sub>campuran</sub>
1	Air	18	0.025	26.39	0.45
2	CO <sub>2</sub>	44	0.712	744.89	31.31
3	CH <sub>4</sub>	16	0.263	275.48	4.21
TOTAL			1	1046.76	35.98

$$\text{Rate massa biogas} = 1046.76 \text{ kg/jam} = 2308.1027 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Viskositas biogas} = 0.02 \text{ cp} = 1.008\text{E-}05 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 2 \text{ jam}$$

$$\rho \text{ biogas} = 1.10 \text{ kg/m}^3 = 0.07 \text{ lb/ft}^3$$

### Menghitung volume storage

$$\text{Jumlah tangki} = 2 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas biogas} &= \frac{\text{BM}_{\text{campuran}}}{V_1} \times \frac{T_1}{T_2} \times \frac{P_2}{P_1} \\ &= 1.7967 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0.1121 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume biogas} = 1165.22 \text{ m}^3$$

$$\frac{\text{Volume biogas}}{\text{Jumlah tangki}} = 582.61 \text{ m}^3 = 20574.9 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume biogas} = 80\% \text{ Volume tangki}$$

$$\text{Volume tangki} = 728.26 \text{ m}^3 = 2414 \text{ ft}^3$$

Dari Ulrich Tabel 4-27 hal.249 volume maksimum *gas holder* adalah 20000 m<sup>3</sup>

Maka rancangan volume tangki di atas sudah memenuhi

### Menentukan diameter tangki

Tipe tutup atas *standard dished head*

Tipe tutup bawah *standard dished head*

Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E = 0.85 )

Bahan yang digunakan: *High Alloy Steel SA-240 Grade C* (f = 17500 )

Tinggi *shell* = 1.5 ID

$$V_{\text{tangki}} = V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{shell}}$$

$$728.264 = 0.0874 \text{ ID}^3 + 0.0874 \text{ ID}^3 + \pi \text{ ID}^2 L_s$$

$$728.264 = 0.1748 \text{ ID}^3 + 4.71 \text{ ID}^3$$

$$728.264 = 4.8848 \text{ ID}^3$$

$$\text{ID} = 5.30 \text{ m}$$

$$= 17.39 \text{ ft}$$

$$= 208.76 \text{ in}$$

$$L_s = 7.95 \text{ m}$$

$$= 26.09 \text{ ft}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times (L_s - 1) / 144$$

$$= 0.020 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 14.72 \text{ psi} \\
 &= 1.0009 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 5-10%, ditentukan 5%

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
 &= 15.46 \text{ psi} \\
 &= 1.05 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal tangki

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d r_i}{f E - 0.6 P_d} + c \\
 &= \frac{15.46 \times 8.70}{17500 \times 0.85 - 0.6 \times 15.46} + 1/8 \\
 &= 0.134
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana 1/5 in (Sumber: Brownell, tabel 5-7 hal 89)

$$OD = ID + 2t_s = 209.13 \text{ in} = 17.4 \text{ ft}$$

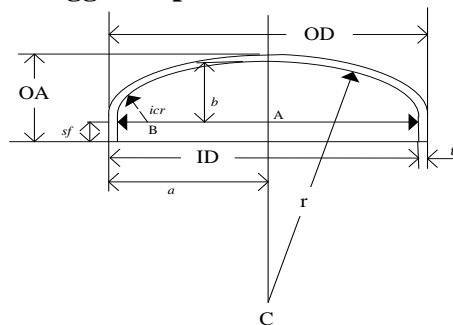
Berdasarkan standardisasi (tabel 5,7 Brownell & Young), maka :

$$OD_{\text{standar}} = 252 \text{ in} = 21 \text{ ft}$$

$$ID = 251.63 \text{ in} = 20.969 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= (\pi/4) ID^2 \\
 &= 345.16 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

### Menghitung tebal dan tinggi tutup



asumsi crown radius (r) = ID

$$ID = 251.63 \text{ in} = 20.97 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{ha}} &= \frac{0.885 \times P_{\text{desain}} \times r_c}{2(f \times E - 0.1 \times P_{\text{desain}})} + c \\
 &= 0.241 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga tebal tutup standard ( $t_{\text{ha}}$ ) :

$$= 1/3 \text{ in (Tabel 5.6, B & Y)}$$

dari tabel yang sama didapat :

$$\text{Crown radius (r)} = 180$$

$$sf = 2$$

$$\text{Inside Corner Radius (icr)} = 0.94$$

$$AB = \underline{ID} - icr$$

$$\begin{aligned}
&= 125 \text{ in} \\
BC &= r - icr \\
&= 179 \text{ in} \\
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
&= 51.7 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

$$\begin{aligned}
&= t + b + sf \\
&= 53.98 \text{ in} \\
&= 1.37 \text{ m}
\end{aligned}$$

Tinggi Tangki = 10.70 m

### Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Masuk

$$\begin{aligned}
\text{Rate Volume substrat } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa substrat}}{\rho \text{ substrat}} \\
&= \frac{1154.1 \text{ lb/jam}}{0.1 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 16805.6 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 4.668214391 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$D_i \text{ optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,18}$  (Sumber: Peter&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501)

$$\begin{aligned}
&= 3.9 \times 4.66821^{0,45} \times 0.07^{0,18} \\
&= 4 \frac{4}{5} \text{ in} \\
&= 12.24 \text{ cm}
\end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 5 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$OD = 5.563 \text{ in} = 0.464 \text{ ft} = 0.141 \text{ m}$$

$$ID = 4.813 \text{ in} = 0.401 \text{ ft} = 0.122 \text{ m}$$

$$A = 0.1262813 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\
&= \frac{4.66821}{0.12628} \\
&= 36.9668 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{0.1 \text{ lb/ft}^3 \times 0.4 \text{ ft} \times 37 \text{ ft/s}}{0.0000101 \text{ lbm/ft.s}} \\
&= 101013
\end{aligned}$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 5.56 in

### Perhitungan Diameter Nozzle Biogas Keluar

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volume substrat (Q}_f) &= \frac{\text{Rate massa substrat}}{\rho \text{ substrat}} \\
 &= \frac{1154.1 \text{ lb/jam}}{0.1 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 16805.6 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 4.668214391 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ optimum} &= 3.9 \times Q_f^{0.36} \times \rho^{0.18} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\
 &= 3.9 \times 4.66821^{0.36} \times 0.07^{0.18} \\
 &= 4 \frac{1}{5} \text{ in} \\
 &= 10.65 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

ditetapkan:

Pipa 5 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 5.563 \text{ in} = 0.464 \text{ ft} = 0.141 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 4.813 \text{ in} = 0.401 \text{ ft} = 0.122 \text{ m}$$

$$A = 0.1262813 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{\text{Rate Volumetrik (Q)}}{\text{Luas Penampang pipa (A)}} \\
 &= \frac{4.66821}{0.12628} \\
 &= 36.9668 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
 &= \frac{0.1 \text{ lb/ft}^3 \times 0.4 \text{ ft} \times 37 \text{ ft/s}}{0.0000101 \text{ lbm/ft.s}} \\
 &= 101013
 \end{aligned}$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle Subtrat adalah 5.56 in

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat : Buffer Tank

Kode Alat : F-311

Fungsi Alat : Tempat penyimpanan biogas dai digester

Tipe : Tangki dome dengan tutup atas berbentuk *Conical Roof* dan tutup bawah berbentuk *flat-bottomed* pada pondasi

Kapasitas : 2414 ft<sup>3</sup> = 68.4 m<sup>3</sup>

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah Tangki : 2 unit

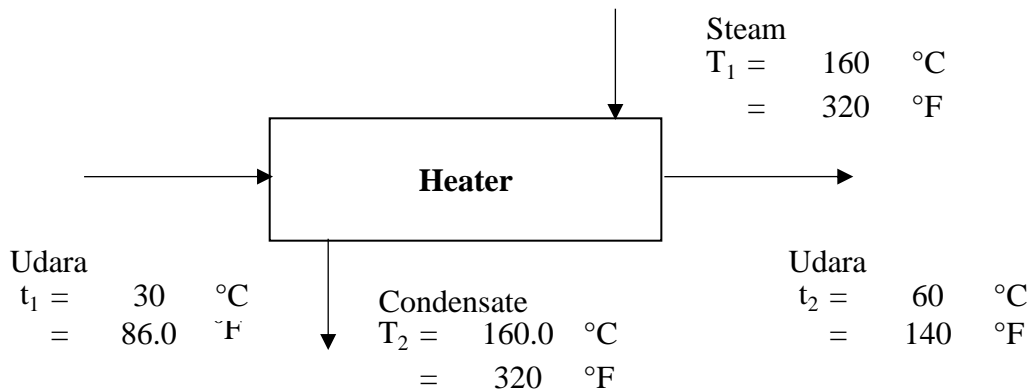
Spek. Tangki :

- Diameter tangki (OD)	=	21.0	ft =	6.40 m
- Diameter (ID)	=	20.97	ft =	6.39 m
- Tinggi : shell	=	40.3	ft =	12.3 m
tutup atas	=	1.37	ft =	0.42 m
tutup bawah	=	4.49	ft =	1.37 m
- Tebal : shell	=	3/16 in		
tutup atas	=	5/16 in		
tutup bawah	=	5/16 in		
Spek. Nozzle Substrat Masuk	:	- Diameter (OD)	=	5.56 in
		- Jenis pipa	=	Pipa 5 in sch 80
Spek. Nozzle Substrat Keluar	:	- Diameter (OD)	=	5.56 in
		- Jenis pipa	=	Pipa 5 in sch 80



### C.11 Air Heater (E-371)

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) = 371.83 kg/jam  
 = 819.74 lb/jam  
 Q = 136904.76 kJ/jam  
 = 32721.02 kkal/jam  
 = 129760.8 Btu/jam  
 Rate Steam (M) = 65.74 kg/jam  
 = 144.93 lb/jam

#### 2. LMTD

$T_1 = 160 \text{ °C} = 320 \text{ °F}$   
 $T_2 = 160.0 \text{ °C} = 320 \text{ °F}$   
 $t_1 = 30 \text{ °C} = 86 \text{ °F}$   
 $t_2 = 60 \text{ °C} = 140 \text{ °F}$

$$\text{LMTD} = \frac{(320 - 140) - (320 - 86)}{\ln \frac{(320 - 140)}{(320 - 86)}}$$

$$\text{LMTD} = 205.82 \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{0}{-54} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{-54}{-234} = 0.23077$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan nilai *Temperature Difference Factor*  $F_T = 1$  (karena  $R=0$ )  
 maka  $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 205.82 \text{ °F}$$

#### 3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 50 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(°F)}$$

#### 4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3/4 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 16 \\ \text{L} &= 20 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.782 \text{ in} \\ a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ a_t' &= 0.302 \text{ in}^- \end{aligned}$$

#### 5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{129760.8}{50 \times 205.82} = 12.609108 \text{ ft}^2$$

#### 6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{12.609}{20 \times 0.1963} = 3.21169$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

<b>Shell</b>	<b>Tube</b>
ID : 8 in	No. of Tube : 18
B : 40.000 in	OD, BWG : 0.8 in 16 BWG
Pass : 2	Pitch : 0.938 in triangular
	Pass : 8

#### 7. Mengkoreksi harga $U_D$

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 70.668 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga  $U_D$  koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 8.92137 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \end{aligned}$$

#### 8. Perhitungan $T_{av}$ dan $t_{av}$

karena viskositas yang relatif kecil,  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{320 + 320}{2} = 320 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{86 + 140}{2} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

*Hot fluid (shell) : Steam*

#### 9 Flow area

Menghitung  $C'$

$$C' = P_T - \text{OD}$$

*Cold fluid (tube) : Udara*

#### 9 Flow area

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 n}$$

$$= 0.938 - 0.75$$

$$= 0.18750$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

$$= \frac{8 \times 0.1875 \times 40}{144 \times 0.9375}$$

$$= 0.44444 \text{ ft}^2$$

**10. Mass velocity**

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{144.93}{0.44444444}$$

$$= 326.08847 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**11.** Pada  $T_a$  = 320 °F  
= 160 °C  
= 433 °K

Dari viskositas yang didapatkan

$$\mu = 0.013 \text{ cP}$$

$$= 0.03 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$D_e = \frac{0.95 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.08 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \times 326.08847}{0.03146}$$

$$= 820.57651$$

**13.** Pada  $T_a$  = 320 °F  
= 160.0 °C  
= 433.0 °K

$$c = 0.1800 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.0137 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$= \frac{18 \times 0.302}{144 \times 8}$$

$$= 0.00472 \text{ ft}^2$$

**10. Mass velocity**

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{819.74}{0.0047188}$$

$$= 173720.3028 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$$

$$= \frac{173720.3028}{3600 \times 1.20}$$

$$= 40.21303307 \text{ ft/s}$$

**11.** Pada  $t_a$  = 113 °F  
= 45 °C  
= 318 °K

Dari viskositas yang didapatkan

$$\mu = 0.02 \text{ cP}$$

$$= 0.05 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$ID = \frac{0.782 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.07 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{DG_t}{\mu}$$

$$= \frac{0.06517 \times 173720.3}{0.04840}$$

$$= 233900.27$$

**12.** Dari Fig. 28 Kern  
didapatkan  $j_H$   
 $j_H = 300$

$$c = 0.5300 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.0172 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0.74491$$

14. Dari Fig.25 Kern  
Correction factor = 0.95

$$h_i = 3000 \times 0.95 = 2850 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 2850 \times \frac{0.782}{0.75} = 2971.6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

17. *Design overall coefficient*

Diketahui external surface /ft, a"

$$A = N_t \times L \times a'' = 18 \times 20 \times 0.1963$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 1.14252$$

14.  $h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 300 \times \frac{0.02}{0.08} \times 0.74$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 48.6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

15. *Tube-wall temperature*

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) = 113 + \frac{48.5524}{3020.15} (207) = 116.32776 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pada  $t_w = 116.32776 \text{ } ^\circ\text{F}$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.01 \text{ cP} = 0.0242 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = \left( \frac{0.03}{0.0242} \right)^{0.14} = 1.03741$$

*Corrected coefficient*

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a = 48.6 \times 1.03741 = 50.369 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

16. *Clean overall coefficient*

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{2971.6 \times 50.369}{2971.6 + 50.369} = 49.5294 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned}
 &= 70.668 \text{ ft}^2 \\
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{32721.02}{70.668 \times 205.82} \\
 &= 2.24965 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

**18. Dirt factor**

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{50 - 2.24965}{50 \times 2.24965} \\
 &= 0.4243235 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

**Ringkasan**

50.369	<i>h outside</i>	2971.6
$U_c$	=	49.53
$U_D$	=	2.25
$R_{d \text{ calc}}$	=	0.4243
$R_{d \text{ req}}$	=	0.001

**Pressure Drop**

<p>1. <math>Re_s = 820.5765052</math></p> <p>Dari Fig.29 Kern, didapatkan</p> $f = 0.00350 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ $sg = 1$ <p>2. <i>No. of crosses</i></p> $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$ $N + 1 = 12 \times \frac{20}{40}$ $N + 1 = 6$ $D_s = \frac{ID}{12} = 0.67 \text{ ft}$ <p>3. <math>\Delta P_s = \frac{f G_s^4 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}</math></p> $\Delta P_s = \frac{1489}{4287113007}$ $= 3.5E-07 \text{ psi}$	<p>1. <math>Re_t = 233900.27</math></p> <p>Dari Fig.26 Kern, didapatkan</p> $f = 0.0012$ $sg = 1$ <p>2. <math>\Delta P_t = \frac{f G_t^4 L_n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}</math></p> $\Delta P_t = \frac{5794318775}{3401700000}$ $= 1.7034 \text{ psi}$ <p>3. <math>G_t = 173720.3028</math></p> <p>Dari Fig.27 Kern, didapatkan</p> $\frac{V^2}{2g'} = 0.003$ $\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'} \times \frac{62.5}{144}$ $= \frac{4 \times 8}{1} \times 0.003 \times \frac{62.5}{144}$ $= 0.0416667 \text{ psi}$ <p>4. <math>\Delta P_T = P_t + P_r</math></p> $= 1.70 + 0.04167$ $= 1.75 \text{ psi}$
---	--

### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : Heater  
Kode Alat : E-371  
Fungsi Alat : Meningkatkan suhu udara pengering rotary dryer  
Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*  
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 302*  
Tube : ID : 0.78 in  
          : OD : 0.75 in  
          : Panjang : 20.00  
          :  $\Delta PT$  : 1.75 psi  
Shell : de : 0.95 in  
          :  $\Delta Ps$  : 3.472E-07 psi  
Rd : 0.4243  
Luas Area : 70.67 ft<sup>2</sup>  
Jumlah : 1

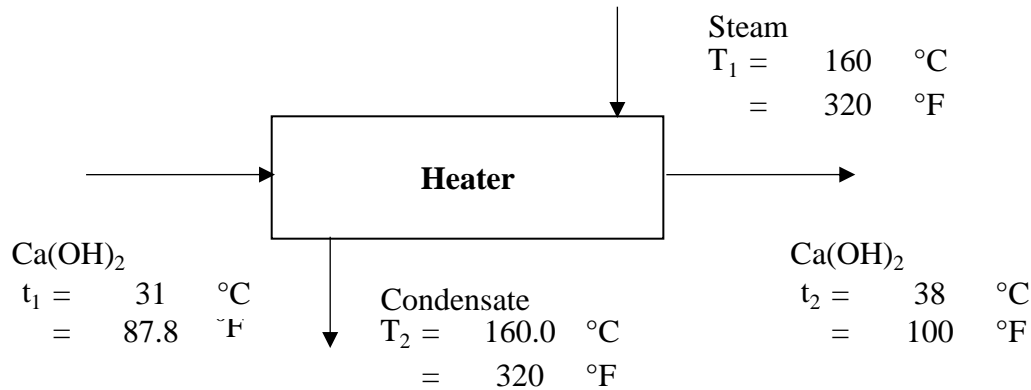
### C.12 Air Heater (E-321)

Fungsi : Meningkatkan suhu  $\text{Ca(OH)}_2$  sebelum masuk ke Bubble Colomn

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA 302*

Jumlah : 1 buah



#### 1. Neraca Massa dan Neraca Energi

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Slaker (m)} &= 451656.13 \text{ kg/jam} \\
 &= 995721.09 \text{ lb/jam} \\
 Q &= 13978474 \text{ kJ/jam} \\
 &= 3340935.4 \text{ kkal/jam} \\
 &= 13249047 \text{ Btu/jam} \\
 \text{Rate Steam (M)} &= 55404.18 \text{ kg/jam} \\
 &= 122144.05 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

#### 2. LMTD

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 160 \text{ } ^\circ\text{C} = 320 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 T_2 &= 160.0 \text{ } ^\circ\text{C} = 320 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_1 &= 31 \text{ } ^\circ\text{C} = 87.8 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 t_2 &= 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 100.4 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(320 - 100.4) - (320 - 87.8)}{\ln \frac{(320 - 100.4)}{(320 - 87.8)}}$$

$$\text{LMTD} = 225.84 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{0}{-12.6} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{-12.6}{-232.2} = 0.05426$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan nilai *Temperature Difference Factor*  $F_T = 1$  (karena  $R=0$ )  
 maka  $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 225.84 \text{ } ^\circ\text{F}$$

#### 3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 50 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

#### 4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 16 \\ \text{L} &= 20 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.87 \text{ in} \\ a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ a_t' &= 0.594 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

#### 5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{13249047.4}{50 \times 225.84} = 1173.3053 \text{ ft}^2$$

#### 6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{1173.305}{20 \times 0.2618} = 224.084$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
ID	: 17.25 in	No. of Tube	: 131
B	: 40.000 in	OD, BWG	: 1.0 in 16 BWG
Pass	: 1	Pitch	: 1.250 in triangular
		Pass	: 2

#### 7. Mengkoreksi harga $U_D$

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 685.916 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga  $U_D$  koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 85.5284 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

#### 8. Perhitungan $T_{av}$ dan $t_{av}$

karena viskositas yang relatif kecil,  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{320 + 320}{2} = 320 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{87.8 + 100.4}{2} = 94.1 \text{ }^\circ\text{F}$$

*Hot fluid (shell)* : Steam

#### 9 *Flow area*

Menghitung  $C'$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - \text{OD} \\ &= 1.250 - 1.00 \\ &= 0.25000 \end{aligned}$$

*Cold fluid (tube)* : lime slaker

#### 9 *Flow area*

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= \frac{131 \times 0.594}{144 \times 2} \\ &= 0.27019 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$



$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

$$= \frac{17.3 \times 0.25 \times 40}{144 \times 1.25}$$

$$= 0.95833 \text{ ft}^2$$

**10. Mass velocity**

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{122144.05}{0.9583333}$$

$$= 127454.66 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**11.** Pada  $T_a$  = 320 °F  
= 160 °C  
= 433 °K

Dari viskositas yang didapatkan

$$\mu = 0.01 \text{ cP}$$

$$= 0.02 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$D_e = \frac{0.95 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.08 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \times 127454.66}{0.02420}$$

$$= 416948.78$$

**13.** Pada  $T_a$  = 320 °F  
= 160.0 °C  
= 433.0 °K

$$c = 1.0000 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.3560 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0.40812$$

**10. Mass velocity**

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{995721.09}{0.2701875}$$

$$= 3685296.668 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$$

$$= \frac{3685296.668}{3600 \times 1.20}$$

$$= 853.0779323 \text{ ft/s}$$

**11.** Pada  $t_a$  = 94.1 °F  
= 35 °C  
= 308 °K

Dari viskositas yang didapatkan

$$\mu = 0.75 \text{ cP}$$

$$= 1.82 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$ID = \frac{0.87 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.07 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0.0725 \times 3685296.7}{1.81500}$$

$$= 147208.8201$$

**12.** Dari Fig. 28 Kern  
didapatkan  $j_H$   
 $j_H = 600$

$$c = 0.1800 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.1670 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 1.25067$$

14. Dari Fig.25 Kern  
Correction factor = 0.95

$$h_i = 3000 \times 0.95$$

$$= 2850 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 2850 \times \frac{0.87}{1}$$

$$= 2479.5 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

17. **Design overall coefficient**

Diketahui *external surface* /ft, a"

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 131 \times 20 \times 0.2618$$

$$= 685.916 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$14. h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left( \frac{c.\mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 600 \times \frac{0.17}{0.08} \times 0.41$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 516.6 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

15. **Tube-wall temperature**

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 94.1 + \frac{516.552}{2996.05} (226)$$

$$= 133.0476 \text{ °F}$$

Pada  $t_w = 133.04760 \text{ °F}$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.5 \text{ cP}$$

$$= 1.21 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$= \left( \frac{0.02}{1.21} \right)^{0.14}$$

$$= 0.57829$$

*Corrected coefficient*

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a$$

$$= 516.6 \times 0.57829$$

$$= 298.716 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

16. **Clean overall coefficient**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{2479.5 \times 298.716}{2479.5 + 298.716}$$

$$= 266.598 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= \frac{3340935.42}{685.916 \times 225.84}$$

$$= 21.5672 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

**18. Dirt factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{267 - 21.5672}{267 \times 21.5672}$$

$$= 0.0426158 \text{ jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$$

**Ringkasan**

298.716	h outside	2479.5
U <sub>c</sub>	=	266.60
U <sub>D</sub>	=	21.57
R <sub>d calc</sub>	=	0.0426
R <sub>d req</sub>	=	0.001

**Pressure Drop**

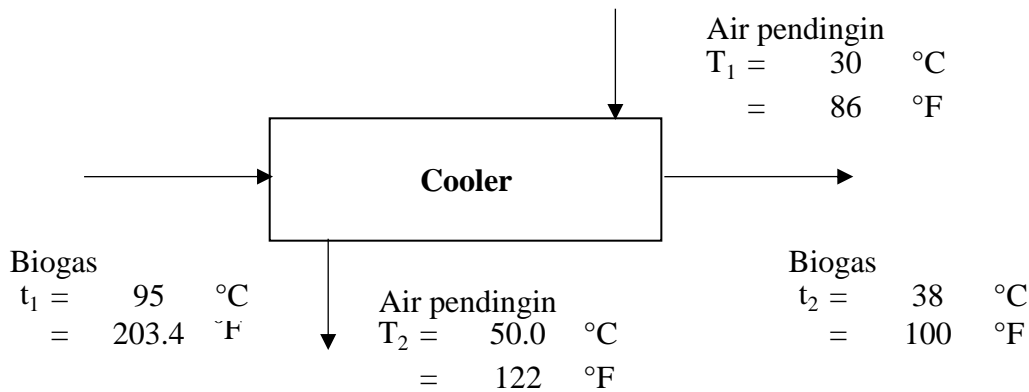
<p><b>1.</b> <math>Re_s = 416948.7813</math></p> <p>Dari Fig.29 Kern, didapatkan</p> $f = 0.00350 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ $sg = 1$ <p><b>2.</b> No. of crosses</p> $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$ $N + 1 = 12 \times \frac{20}{40}$ $N + 1 = 6$ $D_s = \frac{ID}{12} = 1.44 \text{ ft}$ <p><b>3.</b> <math>\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}</math></p> $\Delta P_s = \frac{490386583}{2389775265}$ $= 0.2052 \text{ psi}$	<p><b>1.</b> <math>Re_t = 147208.8201</math></p> <p>Dari Fig.26 Kern, didapatkan</p> $f = 0.000009$ $sg = 1.5$ <p><b>2.</b> <math>\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}</math></p> $\Delta P_t = \frac{4889308150}{3784500000}$ $= 1.2919298 \text{ psi}$ <p><b>3.</b> <math>G_t = 3685296.668</math></p> <p>Dari Fig.27 Kern, didapatkan</p> $\frac{V^2}{2g'} = 0.003$ $\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'} \times \frac{62.5}{144}$ $= \frac{4 \times 2}{1.5} \times 0.003 \times \frac{62.5}{144}$ $= 0.0069444 \text{ psi}$ <p><b>4.</b> <math>\Delta P_T = P_t + P_r</math></p> $= 1.29193 + 0.00694$ $= 1.29887 \text{ psi}$
---	---

### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	Heater	
Kode Alat	:	E-221	
Fungsi Alat	:	Menaikkan suhu Ca(OH) <sub>2</sub> sebelum masuk ke Bubble	
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
	:	$\Delta PT$	: 1.30 psi
Shell	:	de	: 0.95 in
	:	$\Delta Ps$	: 0.205 psi
Rd	:		: 0.0426
Luas Area	:		: 685.92 ft <sup>2</sup>
Jumlah	:		: 1

### C.13 Cooler (E-321)

Fungsi : Menurunkan suhu biogas menuju Bubble Colomn  
 Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*  
 Bahan : *Carbon Steel SA 302*  
 Jumlah : 1 buah



#### 1. Neraca Massa dan Neraca Energi

Rate Air Pendingin (m) = 952.57 kg/jam  
 = 2100.03 lb/jam  
 Q = 79932.593 kJ/jam  
 = 19104.35 kkal/jam  
 = 75761.5 Btu/jam  
 Rate Biogas (M) = 1021.20 kg/jam  
 = 2251.33 lb/jam

#### 2. LMTD

$T_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_2 = 50.0 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_1 = 95 \text{ } ^\circ\text{C} = 203.356 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 100.4 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{(86 - 100.4) - (122 - 203.356)}{\ln \frac{(86 - 100.4)}{(122 - 203.356)}}$$

$$\text{LMTD} = 38.666999 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{36}{102.956} = 0.34966$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{102.956}{117.356} = 0.8773$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan nilai *Temperature Difference Factor*  $F_T = 0.95$   
 maka  $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 36.73 \text{ } ^\circ\text{F}$$

#### 3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 50 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$$

#### 4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3/4 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 16 \\ \text{L} &= 20 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.782 \text{ in} \\ a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ a_t' &= 0.302 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

#### 5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{75761.5}{50 \times 36.73} = 41.249123 \text{ ft}^2$$

#### 6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{41.249}{20 \times 0.1963} = 10.5067$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

<b>Shell</b>	<b>Tube</b>
ID : 8 in	No. of Tube : 18
B : 40.000 in	OD, BWG : 0.8 in 16 BWG
Pass : 2	Pitch : 0.938 in triangular
	Pass : 8

#### 7. Mengkoreksi harga $U_D$

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 70.668 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga  $U_D$  koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 29.1851 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

#### 8. Perhitungan $T_{av}$ dan $t_{av}$

karena viskositas yang relatif kecil,  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{86 + 122}{2} = 104 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{203.356 + 100.4}{2} = 151.878 \text{ }^\circ\text{F}$$

*Hot fluid (shell) : Air Pendingin*

#### 9 Flow area

Menghitung  $C'$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - \text{OD} \\ &= 0.938 - 0.75 \\ &= 0.18750 \end{aligned}$$

*Cold fluid (tube) : Biogas*

#### 9 Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= \frac{18 \times 0.302}{144 \times 8} \\ &= 0.00472 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

$$= \frac{8 \times 0.1875 \times 40}{144 \times 0.9375}$$

$$= 0.44444 \text{ ft}^2$$

**10. Mass velocity**

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{2100.03}{0.4444444}$$

$$= 4725.0591 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**11.** Pada  $T_a = 104 \text{ }^\circ\text{F}$   
 $= 40 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $= 313 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari viskositas yang didapatkan

$$\mu = 0.35 \text{ cP}$$

$$= 0.85 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$D_e = \frac{0.95 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.08 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \times 4725.0591}{0.84700}$$

$$= 441.63775$$

**13.** Pada  $T_a = 104 \text{ }^\circ\text{F}$   
 $= 40.0 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $= 313.0 \text{ }^\circ\text{K}$

$$c = 1.0000 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.0137 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 3.95416$$

**10. Mass velocity**

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{2251.33}{0.0047188}$$

$$= 477103.9813 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$$

$$= \frac{477103.9813}{3600 \times 1.20}$$

$$= 110.4407364 \text{ ft/s}$$

**11.** Pada  $t_a = 151.878 \text{ }^\circ\text{F}$   
 $= 67 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $= 340 \text{ }^\circ\text{K}$

Dari viskositas yang didapatkan

$$\mu = 0.05 \text{ cP}$$

$$= 0.12 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$ID = \frac{0.782 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.07 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{DG_t}{\mu}$$

$$= \frac{0.06517 \times 477103.98}{0.12100}$$

$$= 256952.6952$$

**12.** Dari Fig. 28 Kern  
 didapatkan  $j_H = 300$

$$c = 0.5700 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.0172 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 1.58871$$

14. Dari Fig.25 Kern  
Correction factor = 0.95

$$h_i = 3000 \times 0.95$$

$$= 2850 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 2850 \times \frac{0.782}{0.75}$$

$$= 2971.6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

17. **Design overall coefficient**

Diketahui *external surface* /ft, a"

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 18 \times 20 \times 0.1963$$

$$= 70.668 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$14. h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 300 \times \frac{0.02}{0.08} \times 3.95$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 257.7 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

15. **Tube-wall temperature**

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 151.878 + \frac{257.728}{3229.33} (-48)$$

$$= 148.05695 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pada  $t_w = 148.05695 \text{ } ^\circ\text{F}$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.01 \text{ cP}$$

$$= 0.0242 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$= \left( \frac{0.85}{0.0242} \right)^{0.14}$$

$$= 1.64501$$

*Corrected coefficient*

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a$$

$$= 257.7 \times 1.64501$$

$$= 423.966 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

16. **Clean overall coefficient**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{2971.6 \times 423.966}{2971.6 + 423.966}$$

$$= 371.03 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$



$$= \frac{19104.35}{70.668 \times 36.73}$$

$$= 7.35945 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

**18. Dirt factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{371 - 7.35945}{371 \times 7.35945}$$

$$= 0.1331845 \text{ jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$$

**Ringkasan**

423.966	h outside	2971.6
U <sub>c</sub>	=	371.03
U <sub>D</sub>	=	7.36
R <sub>d calc</sub>	=	0.1332
R <sub>d req</sub>	=	0.001

**Pressure Drop**

1.  $Re_s = 441.637753$

Dari Fig.29 Kern, didapatkan

$$f = 0.00380 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$sg = 1$$

2. *No. of crosses*

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{20}{40}$$

$$N + 1 = 6$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 0.67 \text{ ft}$$

3.  $\Delta P_s = \frac{f G_s^4 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$

$$\Delta P_s = \frac{339358}{6798019225}$$

$$= 5E-05 \text{ psi}$$

1.  $Re_t = 256952.6952$

Dari Fig.26 Kern, didapatkan

$$f = 0.00012$$

$$sg = 0.09$$

2.  $\Delta P_t = \frac{f G_t^4 L_n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}$

$$\Delta P_t = \frac{4370461613}{3401700000}$$

$$= 1.2848 \text{ psi}$$

3.  $G_t = 477103.9813$

Dari Fig.27 Kern, didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0.003$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'} \times \frac{62.5}{144}$$

$$= \frac{4 \times 8}{0.09} \times 0.003 \times \frac{62.5}{144}$$

$$= 0.462963 \text{ psi}$$

4.  $\Delta P_T = P_t + P_r$

$$= 1.28 + 0.46296$$

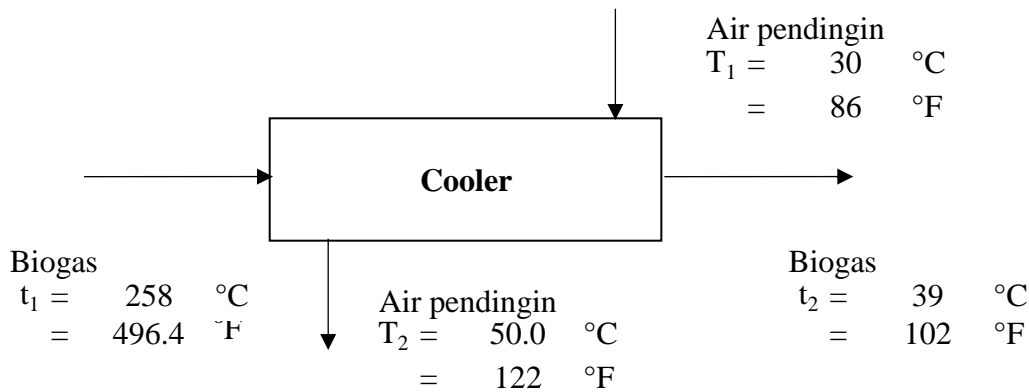
$$= 1.75 \text{ psi}$$

### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	Cooler
Kode Alat	:	E-221
Fungsi Alat	:	Menurunkan suhu biogas menuju Bubble Colomn
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 302</i>
Tube	:	ID : 0.78 in
	:	OD : 0.75 in
	:	Panjang : 20.00
	:	$\Delta$ PT : 1.75 psi
Shell	:	de : 0.95 in
	:	$\Delta$ Ps : 0.000 psi
Rd	:	0.1332
Luas Area	:	70.67 ft <sup>2</sup>
Jumlah	:	1

### C.14 Cooler (E-371)

Fungsi : Menurunkan suhu biogas menuju Adsorber  
 Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*  
 Bahan : *Carbon Steel SA 302*  
 Jumlah : 1 buah



#### 1. Neraca Massa dan Neraca Energi

Rate Air Pendingin (m) = 2417.89 kg/jam  
 = 5330.48 lb/jam  
 Q = 202892.22 kJ/jam  
 = 48492.41 kkal/jam  
 = 192304.9 Btu/jam  
 Rate Biogas (M) = 290.28 kg/jam  
 = 639.95 lb/jam

#### 2. LMTD

$T_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_2 = 50.0 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_1 = 258 \text{ } ^\circ\text{C} = 496.4 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 39 \text{ } ^\circ\text{C} = 102.2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{(86 - 102.2) - (122 - 496.4)}{\ln \frac{(86 - 102.2)}{(122 - 496.4)}}$$

$$\text{LMTD} = 114.06511 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{36}{394.2} = 0.09132$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{394.2}{410.4} = 0.96053$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan nilai *Temperature Difference Factor*  $F_T = 0.95$   
 maka  $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 108.36 \text{ } ^\circ\text{F}$$

#### 3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 50 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$$

#### 4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3/4 \text{ in} \\ \text{BWG} &= 16 \\ L &= 20 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.782 \text{ in} \\ a'' &= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ a_t' &= 0.302 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

#### 5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{192304.9}{50 \times 108.36} = 35.493094 \text{ ft}^2$$

#### 6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{35.493}{20 \times 0.1963} = 9.04052$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

<b>Shell</b>	<b>Tube</b>
ID : 8 in	No. of Tube : 18
B : 40.000 in	OD, BWG : 0.8 in 16 BWG
Pass : 2	Pitch : 0.938 in triangular
	Pass : 8

#### 7. Mengkoreksi harga $U_D$

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 70.668 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga  $U_D$  koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 25.1126 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

#### 8. Perhitungan $T_{av}$ dan $t_{av}$

karena viskositas yang relatif kecil,  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{86 + 122}{2} = 104 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{496.4 + 102.2}{2} = 299.3 \text{ }^\circ\text{F}$$

*Hot fluid (shell) : Air Pendingin*

#### 9 Flow area

Menghitung  $C'$

$$\begin{aligned} C' &= P_T - \text{OD} \\ &= 0.938 - 0.75 \\ &= 0.18750 \end{aligned}$$

*Cold fluid (tube) : Biogas*

#### 9 Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= \frac{18 \times 0.302}{144 \times 8} \\ &= 0.00472 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$$

$$= \frac{8 \times 0.1875 \times 40}{144 \times 0.9375}$$

$$= 0.44444 \text{ ft}^2$$

**10. Mass velocity**

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{5330.48}{0.4444444}$$

$$= 11993.577 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**11.** Pada  $T_a$  = 104 °F  
= 40 °C  
= 313 °K

Dari viskositas yang didapatkan

$$\mu = 0.35 \text{ cP}$$

$$= 0.85 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Fig.28 Kern didapatkan

$$D_e = \frac{0.95 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.08 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \times 11993.577}{0.84700}$$

$$= 1121.0054$$

**13.** Pada  $T_a$  = 104 °F  
= 40.0 °C  
= 313.0 °K

$$c = 1.0000 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.0137 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 3.95416$$

**10. Mass velocity**

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{639.95}{0.0047188}$$

$$= 135619.4155 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$$

$$= \frac{135619.4155}{3600 \times 1.20}$$

$$= 31.39338321 \text{ ft/s}$$

**11.** Pada  $t_a$  = 299.3 °F  
= 149 °C  
= 422 °K

Dari viskositas yang didapatkan

$$\mu = 0.05 \text{ cP}$$

$$= 0.12 \text{ lb/ft.jam}$$

Dari Tabel 10 Kern

$$ID = \frac{0.782 \text{ in}}{12}$$

$$= 0.07 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0.06517 \times 135619.42}{0.12100}$$

$$= 73040.2086$$

**12.** Dari Fig. 28 Kern  
didapatkan  $j_H$   
 $j_H = 300$

$$c = 0.5700 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.0172 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/ft}$$

$$\left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 1.58871$$

14. Dari Fig.25 Kern  
Correction factor = 0.95

$$h_i = 3000 \times 0.95$$

$$= 2850 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 2850 \times \frac{0.782}{0.75}$$

$$= 2971.6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

17. **Design overall coefficient**

Diketahui *external surface* /ft, a"

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 18 \times 20 \times 0.1963$$

$$= 70.668 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$14. h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left( \frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 300 \times \frac{0.02}{0.08} \times 3.95$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 257.7 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

15. **Tube-wall temperature**

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 299.3 + \frac{257.728}{3229.33} (-195)$$

$$= 283.71352 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pada  $t_w = 283.71352 \text{ } ^\circ\text{F}$

Dari viskositas yang didapatkan Kern

$$\mu_w = 0.01 \text{ cP}$$

$$= 0.0242 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$= \left( \frac{0.85}{0.0242} \right)^{0.14}$$

$$= 1.64501$$

*Corrected coefficient*

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_a$$

$$= 257.7 \times 1.64501$$

$$= 423.966 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

16. **Clean overall coefficient**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{2971.6 \times 423.966}{2971.6 + 423.966}$$

$$= 371.03 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= \frac{48492.41}{70.668 \times 108.36}$$

$$= 6.33249 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

**18. Dirt factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{371 - 6.33249}{371 \times 6.33249}$$

$$= 0.1552206 \text{ jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F/Btu}$$

**Ringkasan**

423.966	h outside	2971.6
U <sub>c</sub>	=	371.03
U <sub>D</sub>	=	6.33
R <sub>d calc</sub>	=	0.1552
R <sub>d req</sub>	=	0.001

**Pressure Drop**

1.  $Re_s = 1121.00537$

Dari Fig.29 Kern, didapatkan

$$f = 0.00380 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$sg = 1$$

2. *No. of crosses*

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{20}{40}$$

$$N + 1 = 6$$

$$D_s = \frac{ID}{12} = 0.67 \text{ ft}$$

3.  $\Delta P_s = \frac{f G_s^4 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \phi_s}$

$$\Delta P_s = \frac{2186458}{6798019225}$$

$$= 0.00032 \text{ psi}$$

1.  $Re_t = 73040.2086$

Dari Fig.26 Kern, didapatkan

$$f = 0.00012$$

$$sg = 0.09$$

2.  $\Delta P_t = \frac{f G_t^4 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_t}$

$$\Delta P_t = \frac{353138416}{3401700000}$$

$$= 0.1038 \text{ psi}$$

3.  $G_t = 135619.4155$

Dari Fig.27 Kern, didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0.003$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'} \times \frac{62.5}{144}$$

$$= \frac{4 \times 8}{0.09} \times 0.003 \times \frac{62.5}{144}$$

$$= 0.462963 \text{ psi}$$

4.  $\Delta P_T = P_t + P_r$

$$= 0.10 + 0.46296$$

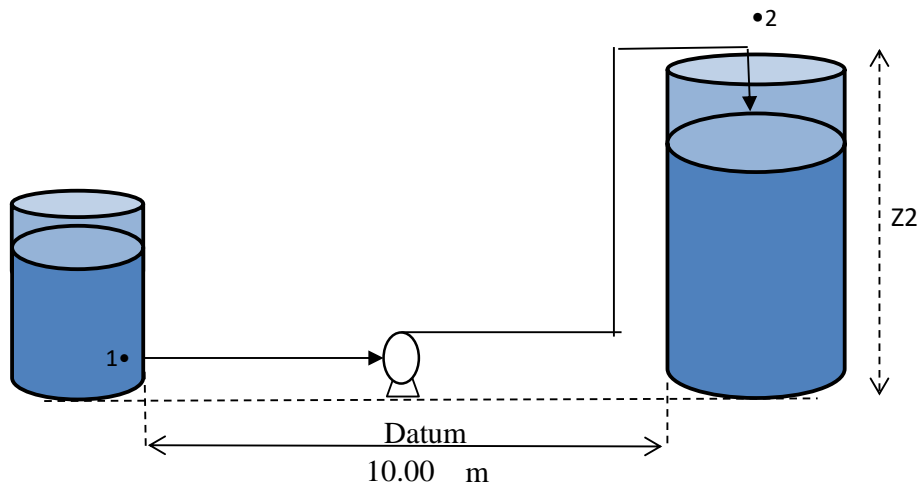
$$= 0.57 \text{ psi}$$

### **Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat	:	Cooler	
Kode Alat	:	E-221	
Fungsi Alat	:	Menurunkan suhu biogas menuju Adsorber	
Tipe	:	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA 302</i>	
Tube	:	ID	: 0.78 in
	:	OD	: 0.75 in
	:	Panjang	: 20.00
	:	$\Delta PT$	: 0.57 psi
Shell	:	de	: 0.95 in
	:	$\Delta Ps$	: 0.000 psi
Rd	:		: 0.1552
Luas Area	:		: 70.67 ft <sup>2</sup>
Jumlah	:		: 1



### C.15 Filter Press Pump (L-231)



Fungsi = Mengalirkan PCC dan liquid menuju Clarifier

Tipe = *Slurry Pump*

Kapasitas = 1314 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 Apendiks A-Neraca Massa dan Apendiks B-Neraca Energi :**

Rate larutan ( $\dot{m}$ )	=	1314.10	kg/jam
	=	0.80476	lbm/s
Densitas ( $\rho$ )	=	2710.00	kg/m <sup>3</sup>
	=	169.1853	lbm/ft <sup>3</sup>
Viskositas ( $\mu$ )	=	0.8007	cp
	=	0.000538	lbm/ft.s
Rate volume ( $Q_f$ )	=	0.004757	ft <sup>3</sup> /s
	=	0.4849	m <sup>3</sup> /jam
	=	0.0001347	m <sup>3</sup> /s
	=	2.1350	gpm

#### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,36} \times \rho^{0,18} \\ &= 3,9 \times 0,146 \times 2,5183 \\ &= 1,43 \text{ inch} \\ &= 3,64 \text{ cm} \end{aligned}$$

(Sumber: Kusnarjo,  
Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 2 in sch 40 (dacapo stainless catalog)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2.38 \text{ inch} = 0.2 \text{ ft} = 0.06 \text{ m} \\ \text{ID} &= 2.07 \text{ inch} = 0.17 \text{ ft} = 0.05 \text{ m} \\ A &= 0.02 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Check jenis aliran

$$\begin{aligned} v &= Q/A \\ &= 0.204 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{169.2 \times 0.17 \times 0.20}{0.000538} \\ &= 11061.5 \end{aligned}$$

Nre > 2100, asumsi aliran laminar benar  
sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 2 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung Sudden Constriction menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c \alpha} \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98)}$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar ( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$\begin{aligned} k_c &= 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \\ &= 0.55 (1 - 0) \\ &= 0.55 \end{aligned}$$

$\alpha = 1$  (untuk aliran turbulen)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.00036 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99)}$$

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°	$k_f = 0.75$

(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)	=	0.00065 ft.lbf/lbm
hf gate valve (jenis wide open)	=	0.00011 ft.lbf/lbm
hf elbow	=	0.00146 ft.lbf/lbm
hf total	=	0.00222 ft.lbf/lbm

c). Friction pada Pipa Lurus

Bahan = Cast iron ( $\epsilon=2,6 \cdot 10^{-4}$ )

panjang pipa = 20.0 m = 65.6 ft

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

Nre = 11061.5

$\epsilon$  = 0.00026 m

ID = 0.053 m

C/D = 0.00495

f = 0.007 (Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94)

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2g_c}$$

$$= \frac{4 \times 0.007 \times 65.6168 \times 0.04}{0.17 \times 2 \times 32.174}$$

$$= 0.00691 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). Sudden Expantion at the tank Entrance

$$h_{ex} = (1 - (A_{pipa}/A_2))^2 \frac{v_{pipa}^2}{2 g_c a} \quad (\text{Sumber : Geankoplis, Pers. 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan clarifier jauh lebih besar daripada pipa maka,

( $A_2 \gg A_{pipa}$ ) maka  $A_{pipa}/A_2 = 0$

dianggap  $A_3/A_2=0$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot g_c} = 0.0000 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = h_c + h_f + F_s + h_{ex} = 0.01 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{g_c} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.54 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.54 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\begin{aligned}
Z_1 &= 0.25 \text{ m} \\
Z_2 &= 13.0 \text{ m} \\
Z_2 - Z_1 &= 12.75 \text{ m} = 41.8 \text{ ft} \\
v_1 &= 0.20 \text{ ft/s} \\
v_2 &= 0.20 \text{ ft/s} \\
v_2^2 - v_1^2 &= 0.000 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -41.8 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned}
\text{Head pump} &= (-W_s) \\
&= 41.84 \text{ ft} \\
&= 12.8 \text{ m}
\end{aligned}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate bahan} = 0.5 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.13 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 75%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 55.7870 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned}
\text{BHP} &= \text{mass rate} \cdot W_p \\
&= 44.89 \text{ lbf.ft/s} \\
&= 0.08 \text{ hp} \\
&= 0.06 \text{ Kw}
\end{aligned}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 93\%$$

$$\text{Power Motor} = 0.088 \text{ hp}$$

**Kesimpulan Spesifikasi Alat**

Nama Alat : Pompa Clarifier

Kode Alat : L-231

Fungsi Alat : Mengalirkan PCC dan liquid menuju Clarifier

Tipe : *Slurry Pump*

Bahan : *Cast iron*

Kapasitas : 1314.1 kg/jam

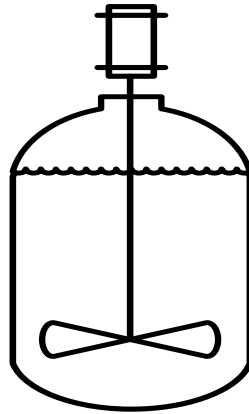
Pipa : Pipa 2 in sch 40

Power : 0.09 hp

Head : 12.8 m

Jumlah : 1 unit

### C.16 Lime Slaker (R-210)



- Fungsi : Mereaksi Kalsium Oksida (CaO) dengan H<sub>2</sub>O menghasilkan Kalsium Hidroksida Ca(OH)<sub>2</sub>
- Tipe Reaktor : Reaktor alir Tangki berpengaduk (RATB) atau dapat disebut Continuous stirred Tank Reactor (CSTR)

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 didalam reaktor
- 4 dipilihnya untuk perancangan berupa silinder tegak dengan flange and dish head (torispherical) sebagai tutup atas dan bawah, karena tangki proses ini dapat dioperasikan pada kisaran tekanan 15-200 psig, dan juga akan di tempatkan pengaduk pada bagian atas

Densitas komponen masuk reaktor ditunjukkan pada tabel berikut

**Tabel C.8** Komposisi reaktan *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	1045.22	18.6646207	3340	0.00231	6.92872E-07
2	C	12	57.67	4.80588944	2267	0.00013	5.63243E-08
3	SiO <sub>2</sub>	84	14.25	0.16961963	2642	3.2E-05	1.19403E-08
4	MgO	40	13.23	0.33075827	3580	2.9E-05	8.18238E-09
5	H <sub>2</sub> O	18	450525.33	18.6646207	995.372	0.9975	0.001002134
6	S	32	0.43	0.01342822	1819	9.5E-07	5.23031E-10
Total			451656.13	42.65		1	0.001002904

$$\rho_{\text{mix}} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} = 997.104 \text{ kg/m}^3 = 62.2472 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_o = \frac{\text{Massa total}}{\text{densitas campuran}}$$

$$V_o = \frac{451656.13 \text{ kg/jam}}{997.1043595 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 452.9677569 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 15996.420 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi} = 1.0133 \text{ bar}$$

$$T_{\text{operasi}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$\text{Rate massa liquid total} = 451656 \text{ kg/jam} = 995730 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 997.104 \text{ kg/m}^3 = 62.2472 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.8007 \text{ cp}$$

$$= 0.00054 \text{ lbm/ft.s}$$

**Ditetapkan :**

- Sistem = Kontinyu
- Waktu pengisian = 0.5 jam = 30 menit
- Volume liquid = 80% volume tangki (Sumber: Kusnardjo hal 6)
- Jumlah tangki = 5 unit
- Tutup atas berbentuk *Standart dishead head*
- Tutup bawah berbentuk *Flate-bottomed* pada pondasi
- Sambungan yang digunakan adalah *Double welded butt join* (E = 0.85 )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-240 grade M* (f = 18750 )
- Faktor korosi = 1/8 in

(Sumber: Peters dan Timmerhaus, hal 542 edisi ke 4)

$$\text{Rate volumetrik liquid} = \text{Rate massa} / \rho_{\text{liquid}}$$

$$= \frac{995730.126 \text{ lb/jam}}{62.247231 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 15996.376 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Rate volumetrik / tangki} = \text{Rate volumetrik liquid} / \text{jumlah tangki}$$

$$= \frac{15996.376 \text{ ft}^3/\text{jam}}{5}$$

$$= 3199.275 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume liquid / tangki} = \text{Rate volumetrik liquid} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 3199.3 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0.5 \text{ jam}$$

$$= 1599.64 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{75\%} \times 1599.64 \text{ ft}^3 = 2132.85 \text{ ft}^3$$

**Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana**

Untuk *large closed tank*, maka ditetapkan :

$$H = 1 \frac{1}{2} D$$

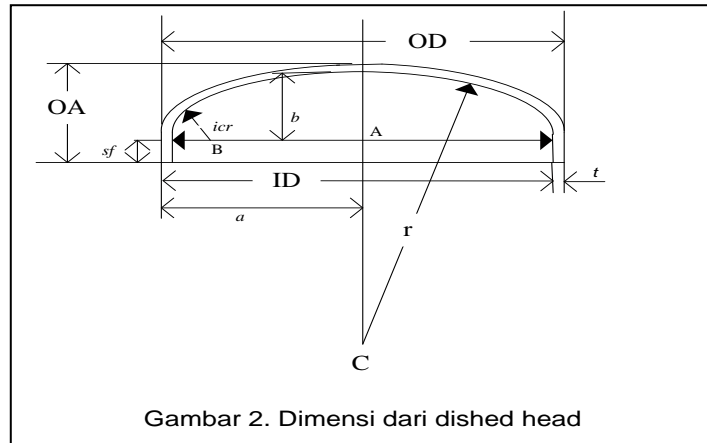
(Sumber : Brownell, 1959, persamaan 3.12, Hal 43)

$$\text{Sudut puncak cone } (\alpha) = 150^\circ$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume tangki} &= (\pi/4) D^2 H + \frac{\pi D^3}{24 \operatorname{tg}(1/2 \alpha)} \\
&= (\pi/4) D^2 1 \frac{1}{2} D + \frac{3.14 \times D^3}{24 \times \operatorname{tg} 75^\circ} \\
2132.85 &= 1.213 D^3 \\
D &= 12.07 \text{ ft} = 144.9 \text{ in} = 4 \text{ m} \\
\text{Tinggi liquid (H}_L\text{)} &= \frac{\text{Volume liquid}}{(1/4) \pi D^2} \\
&= \frac{1599.637624 \text{ ft}^3}{1/4 \times 3.14 \times (12.07)^2 \text{ ft}^2} \\
&= 13.98 \text{ ft} = 4.26 \text{ m} \\
\text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (HL-1)/144 \\
&= \frac{62.2472 \times 12.98}{144} \text{ (Sumber : Brownell, Pers. 3.17, hal 46)} \\
P_{\text{hidrostatik}} &= 5.6 \text{ psi} \\
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 5.6 + 14.7 \\
&= 20 \text{ psi} \\
\text{Faktor keamanan 5-10\%, ditentukan } &5\% \\
P_{\text{design}} &= 1.05 \times P_{\text{total}} \\
&= 1.05 \times 20 \\
&= 21.3 \text{ psi} = 1.45 \text{ atm} \\
\text{Untuk sambungan } &\textit{double welded butt joint} \quad E = 0.85 \\
\text{Dari persamaan (13-1) Brownell \& Young :} \\
t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0.6 P} + c \\
&= \frac{21.3 \times 72.4}{18750 \times 0.85 - 0.6 \times 21.3} \\
&= 0.1 \text{ in} = \frac{1.55}{16} \text{ in} \\
\text{Standarisasi tebal bejana :} &3/16 \text{ in} \quad (\text{Sumber : Brownell, Tabel 5-7, hal 89}) \\
\text{OD} = \text{ID} + 2t_s &= 145 \text{ in} = 12.1 \text{ ft} \\
\text{Berdasarkan standarisasi (tabel 5-7, Brownell \& Young), maka :} \\
\text{OD}_{\text{standar}} &= 156 \text{ in} = 13 \text{ ft} \\
\text{ID} &= \text{OD} - 2t_s \\
&= 155.63 \text{ in} = 13.0 \text{ ft} \\
\text{H} &= 1 \frac{1}{2} \text{ ID} \\
&= 233.44 \text{ in} = 19.5 \text{ ft} \\
\text{Cross Sectional Tangki (A)} &= (\pi/4) \text{ID}^2 \\
&= \frac{3.14 \times (13)^2}{4} \\
&= 132 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

## Menghitung tebal dan tinggi tutup atas



Gambar 2. Dimensi dari dished head

- a. Menghitung tebal tutup atas dan bawah jenis standard dished head  
asumsi  $r = ID$

$$ID = 155.6 \text{ in}$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times pd \times rc}{2(f \times E - 0.1 \times Pd)} + c$$

$$t_{ha} = 0.21 \text{ in}$$

Sehingga tebal tutup standard ( $t_{ha}$ ) :

$$= 1/4 \text{ in (Tabel 5.6 Brownell and Young)}$$

dari tabel yang sama didapat :

$$sf = 2 \text{ in (range antara 1.5 - 2 in)}$$

$$\text{Crown radius, } r = 144 \text{ in (Tabel 5.7 Brownell and Young)}$$

$$\text{Inside Corner Radius (icr)} = 9 \frac{3}{8} \text{ in (Tabel 5.7 Brownell and Young)}$$

$$AB = \frac{ID - icr}{2}$$

$$= 68.4 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 146.3 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$= 14.8 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas = Tutup bawah (OA)

$$= t_{ha} + b + sf$$

$$= 17.0 \text{ in}$$

Tinggi total tangki = tinggi silinder + 2x tinggi tutup

$$= 267 \text{ in}$$

$$= 22.29 \text{ ft}$$

$$= 6.79 \text{ m}$$



## Perhitungan Diameter Nozzle Air

$$\begin{aligned} \text{Rate Volum air } (Q_f) &= \frac{\text{Rate massa air}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{198647.70 \text{ lb/jam}}{62.1391 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 3196.82 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.88801 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi = aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_1 \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Sumber: Peter\&Timmerhaus, 2003, Pers. 12-15, hal 501}) \\ &= 3.9 \times 0.888^{0.45} \times 62.14^{0.13} \\ &= 6.32 \text{ in} \\ &= 16.06 \text{ cm} \end{aligned}$$

ditetapkan :

Pipa 8 in sch 80 (Sumber: Geankoplis, Appendiks A.5 hal 996)

$$\text{OD} = 8.625 \text{ in} = 0.71875 \text{ ft} = 0.06033 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 7.625 \text{ in} = 0.63542 \text{ ft} = 0.0525 \text{ m}$$

$$A = 0.3171 \text{ ft}^2$$

Check jens aliran

$$\begin{aligned} v &= \frac{\text{Rate Volumetrik } (Q)}{\text{Luas Penampang pipa } (A)} \\ &= \frac{0.88801}{0.3171} \\ &= 2.8004 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{62.1391 \text{ lb/ft}^3 \times 0.64 \text{ ft} \times 2.8 \text{ ft/s}}{0.00054 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 205506 \end{aligned}$$

$Nre > 2100$ , asumsi aliran turbulen benar

Sehingga diameter Nozzle adalah 8.625 in

## Spesifikasi Pengaduk

Untuk kondisi operasi yang melibatkan suspension of solid, digunakan tipe pengaduk :

*High Efficiency three-blade impeller* (Sumber: Geankoplis, 2003, hal 155)

$$\text{Diameter impeller} = 0.5 \text{ Diameter shell}$$

$$= 0.5 \times 13.0 \text{ ft}$$

$$= 6.48 \text{ ft} = 1.98 \text{ m}$$

dipilih kecepatan High Efficiency three-blade impeller = 400 rpm, maka

$$= 100 \text{ rpm} = 1.67 \text{ rps}$$

$$\text{Lebar blade } (W) = 1/5 \times \text{diameter impeller}$$

(Sumber: Mc Cabe 6rd edition hal 241)

$$= 1/5 \times 6.48$$

$$= 1.30 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang blade (L)} &= 1/4 \times \text{diameter impeller} \\
 &\quad \text{(Sumber: Geankoplis, 2003, Tabel 3.4-1 hal 158)} \\
 &= 1/4 \times 6.48 \\
 &= 1.62 \text{ ft} \\
 \text{Lebar Baffle (J)} &= 1/12 \times \text{diameter shell} \\
 &= 1/12 \times 13.0 \\
 &= 1.08 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

N're (impeller)

$$\begin{aligned}
 N're &= \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \\
 N're &= \frac{6.5^2 \times \text{ft}^2 \times 1.67 \text{ rps} \times 62.2 \text{ lb/ft}^3}{0.000538 \text{ lbm/ft s}} \\
 &= 8,107,469.41217
 \end{aligned}$$

**Penentuan Jumlah Pengaduk** (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times Sg}{\text{Diameter Tangki}} \\
 &= \frac{14.0 \text{ ft} \times 62.2 \text{ lb/ft}^3}{13.0 \text{ ft} \times 62 \text{ lb/ft}^3} \quad (Sg = \rho \text{ liquid campuran} / \rho \text{ air}) \\
 &= 1.08 \sim 2 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

**Power pengaduk**

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times Da^3}{g_c} \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 3.4-2, hal 158)}$$

$$P = \frac{0.3 \times 62.2 \text{ lb/ft}^3 \times (1.67)^3 \text{ rps} \times (6.5)^5 \text{ ft}}{32.17 \text{ lb/ft}^2}$$

$$P = 30805.1336 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 56 \text{ Hp}$$

Keterangan :

P = Power (hp)

$N_p$  = Power Number (Sumber: Grafik 3.4-5 Geankoplis, Hal 159)

Untuk Nre = 8,107,469

dan jenis impeller High Efficiency three-blade  $N_p = 0.3$

$g_c$  = Faktor konversi (lb/ft<sup>2</sup>)

$\rho$  = Densitas (lb/ft<sup>3</sup>)

N = Kecepatan putaran impeller (rps)

Da = Diameter impeller (ft)

Namun pada kenyataannya terdapat power losses selama pengadukan, maka perlu diperhitungkan power losses tersebut.

Perhitungan Losses Pengaduk

$$\text{Minimum losses} = 0.5 \text{ Hp}$$

$$\text{Gland losses (kebocoran tenaga akibat poros dan bearing)} = 10\%$$

$$\text{Gland losses 10\%} = 10\% \times 56.004$$

$$= 5.600 \text{ Hp}$$

Power input dengan gland losses  
 $= 56.004 + 5.60$   
 $= 61.604 \text{ Hp}$

Transmission sistem losses  
 $= 20\% \times \text{Hp}$  (Sumber: Joshi, 1991, hal 389)  
 $= 20\% \times 56.004$   
 $= 11.2007 \text{ Hp}$

Power input dengan transmission sistem losses  
 $= 61.604 + 11.20 \text{ Hp}$   
 $= 72.805 \text{ Hp}$

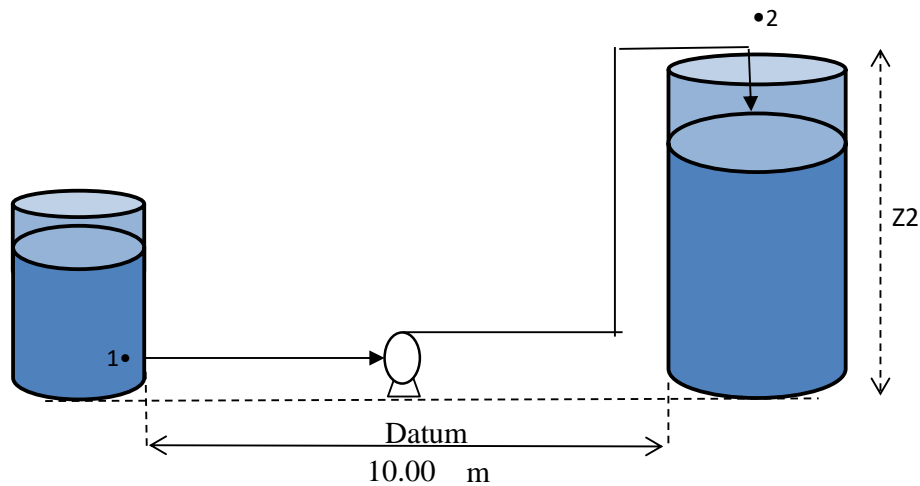
Total Power  $= 72.805 \text{ Hp}$

Maka total power yang dibutuhkan untuk proses pengadukan sebesar  $72.805 \text{ Hp}$

### 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 Ca(OH)<sub>2</sub>  
 Tipe : Tangki dome dengan tutup atas berbentuk Standard dish head dan tutup bawah berbentuk flat-bottomed pada pondasi  
 Kapasitas :  $2132.9 \text{ ft}^3 = 60.3959 \text{ m}^3$   
 Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C  
 Jumlah Tangki : 5 unit  
 Spek. Tangki :  
 - Diameter tangki (OD) = 13.0 ft = 3.96 m  
 - Diameter (ID) = 13.0 ft = 3.95 m  
 - Tinggi : shell = 19 ft = 5.9 m  
           tutup atas = 1.42 ft = 0.43 m  
 - Tebal : shell = 3/16 in  
           tutup atas = 1/4 in  
 Spek. Nozzle Substrat : - Diameter (OD) = 8.63 in  
                               - Jenis pipa = Pipa 8 in sch 80  
 Spek. Impeller :  
 - Jenis Impeller = Sehingga diameter Nozzle adalah  
 - Jumlah Impeller = 2 unit  
 - Diameter impeller = 1.3 ft  
 - Lebar blade (W) = 6.48 ft  
 - Panjang blade (L) = 0.20 ft  
 - Lebar Baffle (J) = 1.08 ft  
 - Power impeller = 72.80 Hp

### C.17 Bubble Column Pump (L-221)



Fungsi = Mengalirkan larutan  $\text{Ca(OH)}_2$  ke *Bubble Column*

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas = 451656 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 ( $\dot{m}$ )	=	451656.125	kg/jam
	=	276.59348	lbm/s
Densitas ( $\rho$ )	=	981.78	kg/m <sup>3</sup>
	=	61.2927	lbm/ft <sup>3</sup>
Viskositas ( $\mu$ )	=	0.8007	cp
	=	0.000538	lbm/ft.s
Rate volume ( $Q_f$ )	=	4.512666	ft <sup>3</sup> /s
	=	460.0409	m <sup>3</sup> /jam
	=	0.1277891	m <sup>3</sup> /s
	=	2025.4834	gpm

#### Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_i \text{ optimum} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 1,970 \times 1,7075 \\ &= 13,12 \text{ inch} \\ &= 33,32 \text{ cm} \end{aligned}$$

(Sumber: Kusnarjo,  
Pers. 2-42 hal 32)

ditetapkan:

Pipa 14 in sch 40 (dacapo stainless catalog)

$$\text{OD} = 14.00 \text{ inch} = 1.17 \text{ ft} = 0.36 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 12.99 \text{ inch} = 1.08 \text{ ft} = 0.33 \text{ m}$$

$$A = 0.92 \text{ ft}^2$$

Check jenis aliran

$$v = Q/A$$

$$= 4.904 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{61.3 \times 1.08 \times 4.90}{0.000538}$$

$$= 604866$$

Nre > 2100, asumsi aliran turbulen benar

sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih Pipa 14 in sch 40

### Perhitungan friction Losses

a). Sudden Constriction

Untuk menghitung Sudden Constriction menggunakan persamaan berikut:

$$h_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right) \frac{v_{\text{pipa}}^2}{2 g_c \alpha} \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-16, hal 98)}$$

Karena cross sectional dari tangki pre-treatment dibandingkan pipa lebih besar

( $A_1 \gg A_{\text{pipa}}$ ) maka  $\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} = 0$

$$k_c = 0.55 \left(1 - \left(\frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right)\right)$$

$$= 0.55 (1 - 0)$$

$$= 0.55$$

$\alpha = 1$  (untuk aliran turbulen)

$$g_c = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

Sehingga,

$$h_c = 0.20558 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b). Friction Pada Sambungan dan Valve

Untuk menghitung Friction pada sambungan dan

valve menggunakan pers. berikut:

$$h_f = K_f \left( \frac{v^2}{2 g_c \alpha} \right) \quad \text{(Sumber: Geankoplis, Pers. 2.10-17 hal 99)}$$

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°  $k_f = 0.75$

(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)	=	0.37378 ft.lbf/lbm
hf gate valve (jenis wide open)	=	0.06354 ft.lbf/lbm
hf elbow	=	0.84101 ft.lbf/lbm
hf total	=	1.27833 ft.lbf/lbm

c). Friction pada Pipa Lurus

Bahan = Cast iron ( $\epsilon=2,6 \cdot 10^{-4}$ )

panjang pipa = 20.0 m = 65.6 ft

Data-data untuk spesifikasi pipa carbon steel

Nre = 604865.6

$\epsilon$  = 0.00026 m

ID = 0.330 m

C/D = 0.00079

f = 0.007 (Sumber: Geankoplis, Fig. 2.10-3, hal 94)

$$F_s = \frac{4f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2g_c}$$

$$= \frac{4 \times 0.007 \times 65.6168 \times 24.05}{1.08 \times 2 \times 32.174}$$

$$= 0.63430 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

d). Sudden Expantion at the tank Entrance

$$h_{ex} = (1 - (A_{pipa}/A_2))^2 \frac{v_{pipa}^2}{2 g_c a} \quad (\text{Sumber : Geankoplis, Pers. 2.10-15, hal 98})$$

Karena luasan clarifier jauh lebih besar daripada pipa maka,

( $A_2 \gg A_{pipa}$ ) maka  $A_{pipa}/A_2 = 0$

dianggap  $A_3/A_2=0$

$$K_{ex} = (1-0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \cdot v^2}{2 \cdot g_c} = 0.0116 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friksi yang terjadi ( $\Sigma F$ )

$$\Sigma F = h_c + h_f + F_s + h_{ex} = 2.13 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Persamaan mechanical energy balance (Sumber: Geankoplis, pers. 2.7-28 hal 64)

$$W_s = \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{(Z_2 - Z_1)g}{g_c} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \alpha} + \Sigma F$$

$$P_1 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.54 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 1 \text{ bar} = 100000 \text{ Pa} = 2088.54 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 - P_1 = 0 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\begin{aligned}
Z_1 &= 0.25 \text{ m} \\
Z_2 &= 15.0 \text{ m} \\
Z_2 - Z_1 &= 14.75 \text{ m} = 48.4 \text{ ft} \\
v_1 &= 4.90 \text{ ft/s} \\
v_2 &= 4.90 \text{ ft/s} \\
v_2^2 - v_1^2 &= 0.000 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

**Maka power pompa,**

$$(W_s) = -50.5 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned}
\text{Head pump} &= (-W_s) \\
&= 50.52 \text{ ft} \\
&= 15.4 \text{ m}
\end{aligned}$$

**Efisiensi pompa**

$$\text{Flowrate bahan} = 460.0 \text{ m}^3/\text{jam} = 2025 \text{ gal/min}$$

dari gambar 1437 hal 520 Peter and timerhouse didapatkan efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80%

Sehingga :

$$(W_s) = (-\eta \cdot W_p)$$

$$W_p = 63.1528 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned}
\text{BHP} &= \text{mass rate} \cdot W_p \\
&= 17468 \text{ lbf.ft/s} \\
&= 31.8 \text{ hp} \\
&= 23.7 \text{ Kw}
\end{aligned}$$

Efisiensi motor didapat dari plot BHP pada gambar 1438 Peter and Timerhouse

$$\text{Efisiensi motor} = 90\%$$

$$\text{Power Motor} = 35.288 \text{ hp}$$

**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 : 451656.1 kg/jam

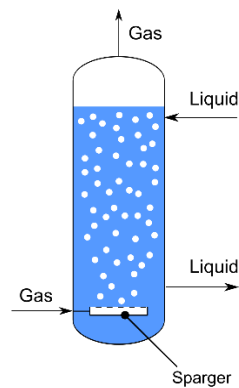
Pipa : Pipa 14 in sch 40

Power : 35.29 hp

Head : 15.4 m

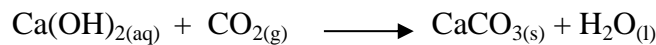
Jumlah : 1 unit

### C.18 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 :  $T = 38 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $P = 3 \text{ atm}$

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 ( $H_a$ ) 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 :



### Neraca massa pada reaktor

No	Komponen	Masuk		Keluar	
		Aliran <23>	Aliran <29>	Aliran <24>	Aliran <32>
		Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
1	SiO <sub>2</sub>	0.00	9.23	0.00	9.23
2	MgO	0.00	2.78	0.00	2.78
3	H <sub>2</sub> O	29.56	452947.06	15.94	453266.52
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	1391.53	0.00	134.24
5	CaCO <sub>3</sub>	0.00	46.48	0.00	1745.53
6	CH <sub>4</sub>	302.06	0.00	302.06	0.00
7	CO <sub>2</sub>	786.93	1.00	39.35	0.00
8	CO	41.63	2.00	41.63	0.00
Total		1160.19	454400.09	398.98	455158.29

### B. Neraca Panas

#### Neraca Energi pada reaktor

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<23>	12789.46	Aliran<24>	11400.04
Aliran<29>	24708167.73	Aliran<32>	26622872.29
		ΔHR	-1913315.15
Total	24720957.19	Total	24720957.19

### 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	SiO <sub>2</sub>	9.23	84	0.00	2642	0.1098765
2	MgO	2.78	40	0.00	3580	0.0695002
3	H <sub>2</sub> O	452947.06	18	1.00	995.372	25163.7258
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	1391.53	74	0.00	2210	18.8044996
5	CaCO <sub>3</sub>	46.48	100	0.00	2710	0.46481733
Total		454397.09		1.00		25183.1745

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} = \frac{1}{\frac{9.23}{2642} + \frac{2.78}{3580} + \frac{452947.06}{995.372} + \frac{1391.53}{2210} + \frac{46.48}{2710}} = 995.37 \text{ kg/m}^3 = 0.9954 \text{ g/cm}^3 = 62.1391 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu_L) = \frac{0.8007}{995.37} = 0.0008007 \text{ kg/m.s} \quad \text{berat molekul} = \frac{\text{massa}}{\text{mol}} = \frac{454397}{18} = 456.51$$

Komposisi rekatan fasa gas

No.	Komponen	Massa (Kg/jam)	Mr	wi	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Mol (Kmol/jam)
1	CH <sub>4</sub>	302.06	16	0.757	1.8809	18.88
2	CO <sub>2</sub>	39.35	44	0.099	5.1725	0.89
3	CO	41.63	28	0.104	3.2916	1.49
4	H <sub>2</sub> O	15.94	18	0.040	2.1160	0.89
Total		398.98		1.00		22.15

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{BM \times P}{R \times T}$$

$$\begin{aligned} R &= \text{Konstanta gas ideal} = 0.082057 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \\ T &= 311 \text{ K} \\ P &= 3 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas CH}_4} &= \frac{16 \text{ Kg/Kmol} \times 3 \text{ atm}}{0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \times 311 \text{ K}} \\ &= 1.88089786 \end{aligned}$$

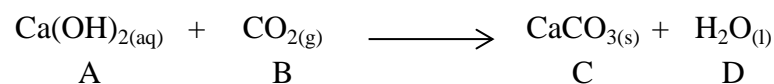
$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas CO}_2} &= \frac{44 \text{ Kg/Kmol} \times 3 \text{ atm}}{0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \times 311 \text{ K}} \\ &= 5.17246913 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas CO}} &= \frac{28 \text{ Kg/Kmol} \times 3 \text{ atm}}{0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \times 311 \text{ K}} \\ &= 3.29157126 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas H}_2\text{O}} &= \frac{18 \text{ Kg/Kmol} \times 3 \text{ atm}}{0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \times 311 \text{ K}} \\ &= 2.1160101 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas Campuran}} &= 2.3621 \text{ kg/m}^3 = 0.0023621 \text{ g/cm}^3 \\ &= 0.15 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Reaksi :



## 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:

$$V_m \text{ CO}_2 = 0.034 \text{ m}^3/\text{kgmol}$$

Difusifitas CO<sub>2</sub> dalam larutan

$$\begin{aligned} D_{AL} \text{ CO}_2 &= \frac{1.173\text{E-}11 \times (1 \times 18.0437)^{0.5} \times 313.15}{0.0008007 \times (0.13149)^{0.6}} \\ &= 6.5828\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s} \end{aligned}$$

### 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>
- $\rho_{\text{gas}}$  pada T = 311.15 K dan P = 3 atm

$$\begin{aligned} \Delta\rho &= \rho \text{ (cairan-gas)} \\ &= 993.0 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Diameter gelembung

$$\begin{aligned} d_b &= \left( \frac{6 \times 0.01 \text{ m} \times 0.0634 \text{ kg/s}^2}{9.8 \text{ m/s}^2 \times 993.0 \text{ kg/m}^3} \right)^{1/3} = 0.0073 \text{ m} \\ &= 0.73117 \text{ cm} \\ &= 7.31173 \text{ mm} \end{aligned}$$

### 3. Menentukan Koefisien Transfer Massa Campuran (k<sub>L</sub>)

Diameter gelembung (d<sub>b</sub>) ≥ 2mm, sehingga persamaan yang digunakan adalah

Persamaan yang digunakan adalah :

$$k_L (2\text{mm}) = 0.42 \left( \frac{\mu_L \times g}{\rho_L} \right)^{1/3} \left( \frac{\rho_L \times D_{AL}}{\mu_L} \right) \quad (\text{Froment : 726})$$

$$k_L = 0.42 \left[ \frac{0.0008 \times 9.8}{997.104} \right]^{1/3} \left[ \frac{997.104 \times 6.6E-05}{0.0008007} \right]^{1/2}$$

$$= 0.07563831 \text{ m/detik}$$

#### 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  $d_b = 0.00731173 \text{ m}$

##### 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* ( $A_o$ )

$$A_o = \frac{\pi}{4} d_o^2 = \frac{\pi}{4} \times (1.10^{-2} \text{m})^2 = 0.0000785 \text{ m}^2 = 0.785 \text{ cm}^2$$

Laju volumetrik tiap lubang ( $Q$ )

$$Q^{6/5} = \frac{d_b \times \pi \times g^{3/5}}{8.268} \quad (\text{Perry, 1999 : 14-71})$$

$$Q^{6/5} = 17.3095$$

$$Q = 10.7623 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

Kecepatan gas masuk tiap lubang ( $U_g$ )

$$U_g = \frac{Q}{A_o} = \frac{10.7623}{0.7850} = 13.7099 \text{ cm/s} = 0.1370991 \text{ m/s}$$

$$= 0.44980021 \text{ ft/s}$$

Gas hold up

$$\epsilon = \frac{0.0661 U_g^{0.69}}{1+0.0661^{0.69}} = 0.2870$$

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 :

$$\begin{aligned} \Delta P &= \frac{0.1475}{2 \times 32.274} \left( \frac{0.44980021}{0.9} \right)^2 \\ &= 0.0006 \text{ psi} \end{aligned}$$

### 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* ( $U_t$ )

$$(U_t) = \left( \frac{2\sigma}{d_b \times \rho} + 0.5 \times d_b \times g \right)^{0.5} \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\begin{aligned} U_t &= \left( \frac{2 \times 0.0634}{0.00731 \times 997.104} + 0.5 \times 0.00731 \times 9.8 \right)^{0.5} \\ &= 0.230694261 \text{ m/s} = 23.0694 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} U_{sg} &= 0.23069426 (1 - 0.28698255)^{(2.39 - 1)} \\ &= 0.23069426 (0.71301745)^{(1.39)} \\ &= 0.23069426 \times 0.62489812 \\ &= 0.14416041 \text{ m/s} \\ &= 14.416041 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

### 4. *Interfacial Area*

Untuk menghitung *interfacial area* digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \alpha &= \frac{6 \times \epsilon}{d_b} \quad (\text{Perry, 1999}) \\ &= \frac{6 \times 0.2870}{0.73117} = 2.35497585 \text{ cm}^{-1} = 235.497585 \text{ m}^{-1} \end{aligned}$$

## F. Perhitungan Dimensi Reaktor

### 1. Menentukan Volume Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid di dalam reaktor} &= \text{Rate liquid} \times \text{Waktu Tinggal} \\ &= 456.51 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0.5 \text{ jam} \\ &= 228.255 \text{ m}^3 \\ &\text{reaktor dibagi 2} \\ &= 114.127 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Untuk reaktor *bubble reactor*, fraksi *holdup liquid* ( $\epsilon_L$ ) adalah :

$$\begin{aligned}\epsilon_L &= 1 - \epsilon_G \\ &= 1 - 0.2870 \\ &= 0.7130\end{aligned}$$

Maka volume total reaktor :

$$\begin{aligned}V_{ts} &= \frac{V_{\text{liquid}}}{\text{fraksi hold up}} \\ &= \frac{114.127454}{0.7130} \\ &= 160.062639 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Over design 20%

$$V_{ts} = 192.075166 \text{ m}^3 = 6783.07688 \text{ ft}^3$$

## 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* :

$$V_{\text{torispherical}} = V_d = 0.000049 \text{ ID}^3 \text{ (pers. 5.11. Brownell and Young, 1959:88)}$$

$$V_{\text{reaktor}} = (\pi/4) D^2 H_s + 2 (\pi/4) D^2 sf + (2 \times 0.000049 \text{ ID}^3)$$

dengan  $H_s = 3 \text{ ID}$  dan  $sf = 6 \text{ in (0.5 ft)}$ , substitusikan persamaan diatas, maka diperoleh :

$$\begin{aligned}V_{\text{reaktor}} &= 2.355 \text{ ID}^3 + 0.79 \text{ ID}^2 + 0.000098 \text{ ID}^3 \\ 6783.077 &= 2.355 \text{ ID}^3 + 0.79 \text{ ID}^2 + 0.000098 \text{ ID}^3 \\ 6783.077 &= 2.355098 \text{ ID}^3 + 0.785 \text{ ID}^2\end{aligned}$$

Diperoleh :

$$\begin{aligned}\text{ID} &= 14.1176 \text{ ft} = 169.4112 \text{ in} = 4.3030 \text{ m} \\ H_s &= 42.3528 \text{ ft} = 508.2336 \text{ in} = 12.9091 \text{ m}\end{aligned}$$

Volume cairan yang menempati *shell* :

$$V_{\text{total}} - V_{\text{sf}} - V_{\text{Torispherical}} = 6783.0769 - 1877.46845 - 0.27574567$$

$$= 4905.3327 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi cairan di } shell, H_L = 31.3529 \text{ ft} = 9.55635 \text{ m}$$

a. Menentukan *Sparger ring*,  $D_s = 40\% D_r$  (Peter and Timmerhaus, 1991)

$$D_s = 0.4 \times 14.1176$$

$$= 5.6470 \text{ ft}$$

$$= 1.7212 \text{ m}$$

Luas *plate sparger* ( $L_s$ ) :

$$L_s = \pi/4 \times D_s^2 = 25.0329 \text{ ft}^2 = 2.32563 \text{ m}^2$$

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,  $\text{kg/m}^3$

$\rho_G$  = densitas gas,  $\text{kg/m}^3$

$\sigma$  = Tegangan permukaan liquid

$g$  = Percepatan gravitasi

Maka :

$$D_o = \frac{(0.0073)^3 \times (995.37 - 2.3621) \times 9.8}{6.028 \times 0.0634}$$

$$= 0.0100 \text{ m}$$

$$= 0.9954 \text{ cm}$$

$$\text{Luas tiap hole} = \pi/4 \times (0.9954)^2 = 0.7777 \text{ cm}^2$$

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 :

$$\begin{aligned} \text{Luas hole seluruhnya} &= 0.80572 \times \text{luas plate sparger} \\ &= 0.80572 \times 25.0329 \\ &= 20.1696 \text{ ft}^2 \\ &= 18738.2 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hole} &= \frac{\text{Luas total hole}}{\text{Luas tiap hole}} = \frac{18738.189 \text{ cm}^2}{0.7777 \text{ cm}^2} \\ &= 24093.6144 \approx 24095 \end{aligned}$$

### 3. Penentuan Tebal Reaktor

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6 P} + c$$

Keterangan :

$t_s$  = tebal *shell*, in

$P$  = Tekanan operasi, psi

$f$  = Allowable Stress, Psi = 18750

$D_r$  = Diameter reaktor, in

$E$  = Efsiensi 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.

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.6959 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (HL-1)/144 \quad (\text{Sumber : Brownell, Pers. 3.17, hal} \\ &\quad \underline{62.1391 \times 30 \quad 46}) \\ &\quad 144 \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 13.0979 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.1 P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 1.1 ( 13.098 + 14.696 ) \\ &= 30.5732 \text{ psia} \\ &= 2.0804 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0.6 P} + c \\ &= \frac{30.57 \times 84.7056}{18750 \times 0.85 - 0.6 \times 31} + 0.125 \\ &= 0.28768 \frac{4.6}{16} \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana : 5/16 (Sumber : Brownell, Tabel 5-7, hal 89)

$$OD = ID + 2t_s = 170.0 \text{ in} = 14.2 \text{ ft}$$

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

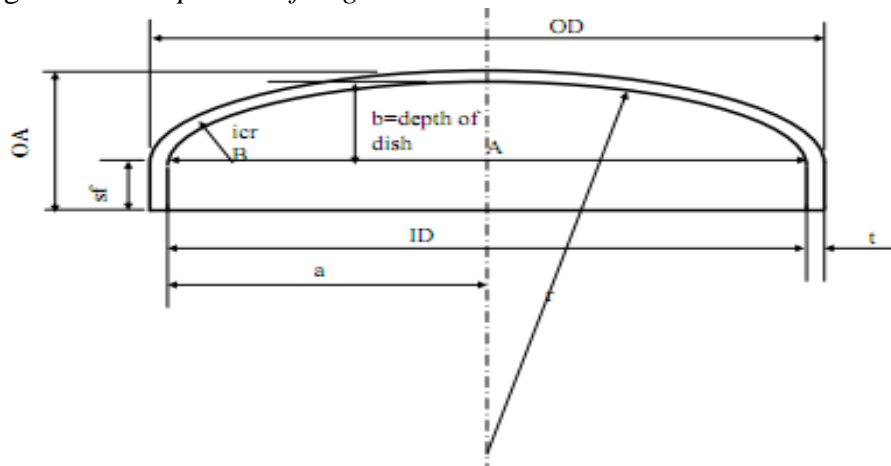
$$OD_{\text{standar}} = 180 \text{ in} = 15 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2t_s \\ &= 179.38 \text{ in} = 14.9 \text{ ft} \end{aligned}$$



#### 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 ( $t_h$ )

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0.2f} + C$$

(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 :

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right)$$

(Brownell and Young, 1959, hal. 258)

*Inside corner radius* (icr) dan *crown radius* (rc) ditentukan berdasarkan OD reaktor.

Diketahui OD = 180 in

Maka berdasarkan table. 5.7 Brownel & Young didapat :

$$\begin{aligned} r_c &= 170 \text{ in} \\ icr &= 11 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka :

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{170}{11} \right)^{0.5} \right) = 1.73281$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{30.5732 \times 170 \times 1.73281}{2 \times 18750 \times 0.85 - 0.2 \times 30.5732} + 0.125 \\ &= 0.4076 = \frac{6.52}{16} \text{ in (dipakai plat standart 7/16 in)} \end{aligned}$$

Berdasarkan table 5.8 Brownel & Young hal. 93, maka sf = 6 in

b. *Depth of Dish* (b)

$$\begin{aligned} b &= r_c - \sqrt{(rc - icr)^2 - (ID/2 - icr)^2} \\ &= 31.836 \text{ in} \end{aligned}$$

c. *Tinggi Head* (OA)

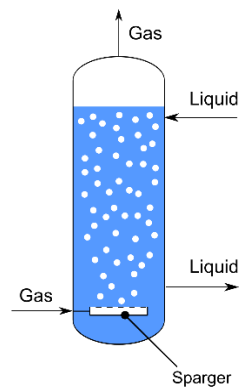
$$\begin{aligned} OA &= t_h + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 87}) \\ &= 0.125 + 31.836 + 6 \\ &= 37.961 \text{ in} = 3.16342 \text{ ft} \\ &= 0.96421 \text{ m} \end{aligned}$$

5. *Tinggi Reaktor*

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head (OA)}) \\ &= 42.3528 + (2 \times 3.16342) \\ &= 48.6796 \text{ ft} \\ &= 14.8376 \text{ m} \end{aligned}$$

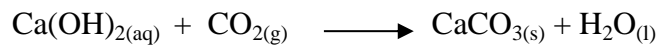
Alat	Reaktor
Kode	R-220
Fungsi	Sebagai tempat mereaksikan Ca(OH) <sub>2</sub> dengan gas CO <sub>2</sub> untuk menghasilkan precipitated calcium carbonate (PCC)
Tipe	Bubble reactor
Dimensi	Diameter shell (D) = 14.9 ft
	Tinggi shell (H) = 39.21 ft
	Tebal shell (ts) = 5/16 in
	Tebal head (th) = 7/16 in
Tekanan Desain	30.586 psi
Bahan Konstruksi	High Alloy Steel SA-240 gade M Type 316
Jumlah	2 unit

### C.19 Bubble Column (R-230)



- Fungsi : Sebagai tempat mereaksikan  $\text{Ca(OH)}_2$  dengan gas  $\text{CO}_2$  untuk menghasilkan *precipitated calcium carbonate* (PCC)
- Tipe Reaktor : Reaktor Gelembung
- Kondisi :  $T = 39 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $P = 3 \text{ atm}$

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 ( $H_a$ ) 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 :

Neraca massa pada reaktor

No	Komponen	Masuk		Keluar	
		Aliran <31>	Aliran <30>	Aliran <33>	Aliran <34>
		Massa kg/jam	Massa kg/jam	Massa kg/jam	Massa kg/jam
1	SiO <sub>2</sub>	0.00	0.46	0.00	0.46
2	MgO	0.00	0.14	0.00	0.14
3	H <sub>2</sub> O	15.94	22647.35	15.30	22663.28
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.00	69.58	0.00	6.71
5	CaCO <sub>3</sub>	0.00	2.32	0.00	87.28
6	CH <sub>4</sub>	302.06	0.00	302.06	0.00
7	CO <sub>2</sub>	39.35	0.00	1.97	0.00
8	CO	41.63	0.00	41.63	0.00
Total		398.98	22719.85	360.97	22757.87

B. Neraca Panas

Neraca Energi pada reaktor

Energi masuk (kJ)		Energi keluar (kJ)	
Aliran<31>	6922.47	Aliran<33>	10881.14
Aliran<30>	1235408.39	Aliran<34>	1327115.471
		ΔHR	-95665.76
Total	1242330.86	Total	1242330.86

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	SiO <sub>2</sub>	0.46	84	0.00	2642	0.00549383
2	MgO	0.14	40	0.00	3580	0.00347501
3	H <sub>2</sub> O	22647.35	18	1.00	995.372	1258.18629
4	Ca(OH) <sub>2</sub>	69.58	74	0.00	2210	0.94022498
5	CaCO <sub>3</sub>	2.32	100	0.00	2710	0.02324087
Total		22719.85		1.00		1259.15873

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} = \frac{1}{\frac{0.00549383}{2642} + \frac{0.00347501}{3580} + \frac{1258.18629}{995.372} + \frac{0.94022498}{2210} + \frac{0.02324087}{2710}} = 995.37 \text{ kg/m}^3 = 0.9954 \text{ g/cm}^3 = 62.1391 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu_L) = \frac{\text{massa}}{\text{volume cairan}} = \frac{0.8007}{\frac{22720}{995.37}} = 0.0008007 \text{ kg/m.s} \text{ berat molekul} = \frac{0.8007}{18} = 0.0444833 \text{ mol}$$

Komposisi rekatan fasa gas

No.	Komponen	Massa (Kg/jam)	Mr	wi	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Mol (Kmol/jam)
1	CH <sub>4</sub>	302.06	16	0.757	1.8749	18.88
2	CO <sub>2</sub>	39.35	44	0.099	5.1559	0.89
3	CO	41.63	28	0.104	3.2810	1.49
4	H <sub>2</sub> O	15.94	18	0.040	2.1092	0.89
Total		398.98		1.00		22.15

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{BM \times P}{R \times T}$$

$$\begin{aligned} R &= \text{Konstanta gas ideal} = 0.082057 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \\ T &= 312 \text{ K} \\ P &= 3 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas CH}_4} &= \frac{16 \text{ Kg/Kmol} \times 3 \text{ atm}}{0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \times 312 \text{ K}} \\ &= 1.87486935 \end{aligned}$$

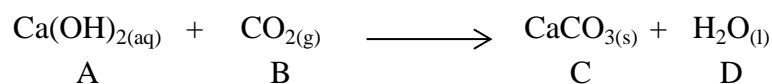
$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas CO}_2} &= \frac{44 \text{ Kg/Kmol} \times 3 \text{ atm}}{0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \times 312 \text{ K}} \\ &= 5.1558907 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas CO}} &= \frac{28 \text{ Kg/Kmol} \times 3 \text{ atm}}{0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \times 312 \text{ K}} \\ &= 3.28102135 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas H}_2\text{O}} &= \frac{18 \text{ Kg/Kmol} \times 3 \text{ atm}}{0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \times 312 \text{ K}} \\ &= 2.10922801 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{gas Campuran}} &= 2.3545 \text{ kg/m}^3 = 0.00235453 \text{ g/cm}^3 \\ &= 0.15 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Reaksi :



## 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

$$\begin{aligned} D_{AL} \text{ CO}_2 &= \frac{1.173\text{E-}11 \times (1 \times 18.0437)^{0.5} 313.15}{0.0008007 \times (0.13149)^{0.6}} \\ &= 6.5828\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s} \end{aligned}$$

### 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>
- $\rho_{\text{gas}}$  pada T = 311.15 K dan P = 3 atm

$$\begin{aligned} \Delta\rho &= \rho \text{ (cairan-gas)} \\ &= 993.0 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Diameter gelembung

$$\begin{aligned} d_b &= \left( \frac{6 \times 0.01 \text{ m} \times 0.0634 \text{ kg/s}^2}{9.8 \text{ m/s}^2 \times 993.0 \text{ kg/m}^3} \right)^{1/3} = 0.0073 \text{ m} \\ &= 0.73117 \text{ cm} \\ &= 7.31171 \text{ mm} \end{aligned}$$

### 3. Menentukan Koefisien Transfer Massa Campuran (k<sub>L</sub>)

Diameter gelembung (d<sub>b</sub>) ≥ 2mm, sehingga persamaan yang digunakan adalah

Persamaan yang digunakan adalah :

$$k_L (2\text{mm}) = 0.42 \left( \frac{\mu_L \times g}{\rho_L} \right)^{1/3} \left( \frac{\rho_L \times D_{AL}}{\mu_L} \right) \quad (\text{Froment : 726})$$

$$k_L = 0.42 \left[ \frac{0.0008 \times 9.8}{997.104} \right]^{1/3} \left[ \frac{997.104 \times 6.6E-05}{0.0008007} \right]^{1/2}$$

$$= 0.07563831 \text{ m/detik}$$

#### 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  $d_b = 0.00731171 \text{ m}$

##### 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* ( $A_o$ )

$$A_o = \frac{\pi}{4} d_o^2 = \frac{\pi}{4} \times (1.10^{-2} \text{m})^2 = 0.0000785 \text{ m}^2 = 0.785 \text{ cm}^2$$

Laju volumetrik tiap lubang ( $Q$ )

$$Q^{6/5} = \frac{d_b \times \pi \times g^{3/5}}{8.268} \quad (\text{Perry, 1999 : 14-71})$$

$$Q^{6/5} = 17.3095$$

$$Q = 10.7623 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

Kecepatan gas masuk tiap lubang ( $U_g$ )

$$U_g = \frac{Q}{A_o} = \frac{10.7623}{0.7850} = 13.7099 \text{ cm/s} = 0.13709881 \text{ m/s}$$

$$= 0.44979926 \text{ ft/s}$$

Gas hold up

$$\epsilon = \frac{0.0661 U_g^{0.69}}{1+0.0661^{0.69}} = 0.2870$$

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 :

$$\begin{aligned} \Delta P &= \frac{0.1470}{2 \times 32.274} \left( \frac{0.44979926}{0.9} \right)^2 \\ &= 0.0006 \text{ psi} \end{aligned}$$

### 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* ( $U_t$ )

$$(U_t) = \left( \frac{2\sigma}{d_b \times \rho} + 0.5 \times d_b \times g \right)^{0.5} \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\begin{aligned} U_t &= \left( \frac{2 \times 0.0634}{0.00731 \times 997.104} + 0.5 \times 0.00731 \times 9.8 \right)^{0.5} \\ &= 0.230694159 \text{ m/s} = 23.0694 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} U_{sg} &= 0.23069416 (1 - 0.28698225)^{(2.39 - 1)} \\ &= 0.23069416 (0.71301775)^{(1.39)} \\ &= 0.23069416 \times 0.62489849 \\ &= 0.14416043 \text{ m/s} \\ &= 14.4160431 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

### 4. *Interfacial Area*

Untuk menghitung *interfacial area* digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \alpha &= \frac{6 \times \epsilon}{d_b} \quad (\text{Perry, 1999}) \\ &= \frac{6 \times 0.2870}{0.73117} = 2.35497938 \text{ cm}^{-1} = 235.497938 \text{ m}^{-1} \end{aligned}$$

## F. Perhitungan Dimensi Reaktor

### 1. Menentukan Volume Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid di dalam reaktor} &= \text{Rate liquid} \times \text{Waktu Tinggal} \\ &= 22.8255 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0.5 \text{ jam} \\ &= 11.4127 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$



Untuk reaktor *bubble reactor*, fraksi *holdup liquid* ( $\epsilon_L$ ) adalah :

$$\begin{aligned}\epsilon_L &= 1 - \epsilon_G \\ &= 1 - 0.2870 \\ &= 0.7130\end{aligned}$$

Maka volume total reaktor :

$$\begin{aligned}V_{ts} &= \frac{V_{\text{liquid}}}{\text{fraksi hold up}} \\ &= \frac{11.4127454}{0.7130} \\ &= 16.0062571 \text{ m}^3\end{aligned}$$

*Over design* 20%

$$V_{ts} = 19.2075086 \text{ m}^3 = 678.307403 \text{ ft}^3$$

## 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* :

$$V_{\text{torispherical}} = V_d = 0.000049 \text{ ID}^3 \text{ (pers. 5.11. Brownell and Young, 1959:88)}$$

$$V_{\text{reaktor}} = (\pi/4) D^2 H_s + 2 (\pi/4) D^2 sf + (2 \times 0.000049 \text{ ID}^3)$$

dengan  $H_s = 3 \text{ ID}$  dan  $sf = 3 \text{ in (0.5 ft)}$ , substitusikan persamaan diatas, maka diperoleh :

$$\begin{aligned}V_{\text{reaktor}} &= 2.355 \text{ ID}^3 + 0.39 \text{ ID}^2 + 0.000098 \text{ ID}^3 \\ 678.307 &= 2.355 \text{ ID}^3 + 0.39 \text{ ID}^2 + 0.000098 \text{ ID}^3 \\ 678.307 &= 2.355098 \text{ ID}^3 + 0.393 \text{ ID}^2\end{aligned}$$

Diperoleh :

$$\begin{aligned}\text{ID} &= 6.5488 \text{ ft} = 78.5858 \text{ in} = 1.9961 \text{ m} \\ H_s &= 19.6465 \text{ ft} = 235.7575 \text{ in} = 5.9882 \text{ m}\end{aligned}$$

Volume cairan yang menempati *shell* :

$$\begin{aligned}
V_{\text{total}} - V_{\text{sf}} - V_{\text{Torispherical}} &= 678.3074 - 201.997974 - 0.02752423 \\
&= 476.2819 \text{ ft}^3 \\
\text{Tinggi cairan di shell, } H_L &= 14.1471 \text{ ft} = 4.31204 \text{ m}
\end{aligned}$$

a. Menentukan *Sparger ring*,  $D_s = 40\% D_r$  (Peter and Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned}
D_s &= 0.4 \times 6.5488 \\
&= 2.6195 \text{ ft} \\
&= 0.7984 \text{ m}
\end{aligned}$$

Luas *plate sparger* ( $L_s$ ):

$$L_s = \pi/4 \times D_s^2 = 5.3866 \text{ ft}^2 = 0.50043 \text{ m}^2$$

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,  $\text{kg/m}^3$
- $\rho_G$  = densitas gas,  $\text{kg/m}^3$
- $\sigma$  = Tegangan permukaan liquid
- $g$  = Percepatan gravitasi

Maka :

$$\begin{aligned}
D_o &= \frac{(0.0073)^3 \times (995.37 - 2.3545) \times 9.8}{6.028 \times 0.0634} \\
&= 0.0100 \text{ m} \\
&= 0.9954 \text{ cm}
\end{aligned}$$

$$\text{Luas tiap hole} = \pi/4 \times (0.9954)^2 = 0.7777 \text{ cm}^2$$

Direncanakan *triangular pitch* dengan jarak ke pusat :

$$\begin{aligned}
C &= 1.5 \times D_o \\
&= 1.4930 \text{ cm}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{tinggi (h)} &= C \times \sin 60^\circ = C \times 0.86603 \\
&= 1.293 \text{ cm}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Luas Segitiga} &= 0.5 \times C \times h \\
&= 0.9652 \text{ cm}^2
\end{aligned}$$

$$\text{Ratio luas} = \frac{\text{Luas lubang}}{\text{Luas pitch}} = \frac{0.7777}{0.9652} = 0.80572$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Luas hole seluruhnya} &= 0.80572 \times \text{luas plate sparger} \\ &= 0.80572 \times 5.3866 \\ &= 4.3401 \text{ ft}^2 \\ &= 4032.11 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hole} &= \frac{\text{Luas total hole}}{\text{Luas tiap hole}} = \frac{4032.106 \text{ cm}^2}{0.7777 \text{ cm}^2} \\ &= 5184.4933 \approx 5185 \end{aligned}$$

### 3. Penentuan Tebal Reaktor

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6 P} + c$$

Keterangan :

$t_s$  = tebal *shell*, in

$P$  = Tekanan operasi, psi

$f$  = Allowable Stress, Psi = 18750

$D_r$  = Diameter reaktor, in

$E$  = Efsiensi 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.

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.6959 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik} &= \rho \times (HL-1)/144 \quad (\text{Sumber : Brownell, Pers. 3.17, hal} \\ &\quad \frac{62.1391 \times 13}{144} \text{ 46}) \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 5.67327 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.1 P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 1.1 ( 5.673 + 14.696 ) \\ &= 22.4061 \text{ psia} \\ &= 1.5246 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0.6 P} + c \\ &= \frac{22.41 \times 39.2929}{18750 \times 0.85 - 0.6 \times 22} + 0.125 \\ &= 0.18029 \frac{2.9}{16} \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana : 3/16 (Sumber : Brownell, Tabel 5-7, hal 89)

$$OD = ID + 2t_s = 79.0 \text{ in} = 6.6 \text{ ft}$$

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

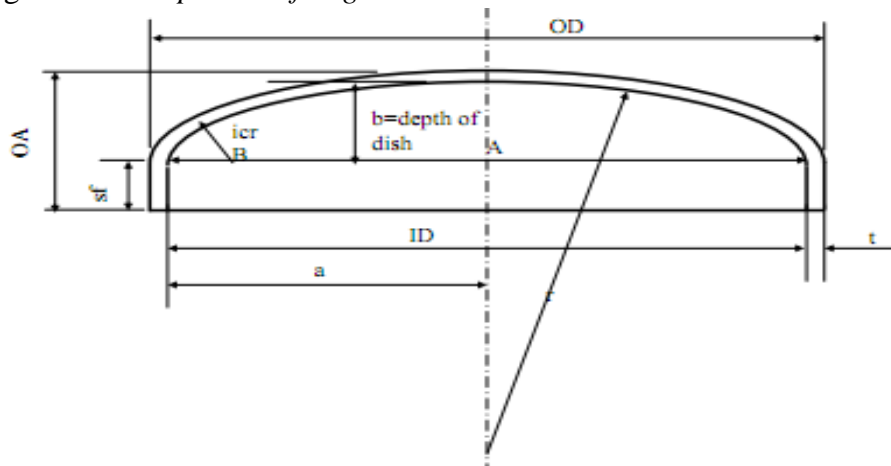
$$OD_{\text{standar}} = 84 \text{ in} = 7 \text{ ft}$$

$$ID = OD - 2t_s$$

$$= 83.63 \text{ in} = 7.0 \text{ ft}$$

#### 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 ( $t_h$ )

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0.2f} + C$$

(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 :

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right)$$

(Brownell and Young, 1959, hal. 258)

*Inside corner radius* (icr) dan *crown radius* (rc) ditentukan berdasarkan OD reaktor.

Diketahui OD = 84 in

Maka berdasarkan table. 5.7 Brownel & Young didapat :

$$\begin{aligned} r_c &= 84 \text{ in} \\ icr &= 5 \frac{1}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Maka :

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{84}{5.13} \right)^{0.5} \right) = 1.76212$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{22.4061 \times 84 \times 1.76212}{2 \times 18750 \times 0.85 - 0.2 \times 22.4061} + 0.125 \\ &= 0.22906 = \frac{3.66}{16} \text{ in (dipakai plat standart 1/4 in)} \end{aligned}$$

Berdasarkan table 5.8 Brownel & Young hal. 93, maka sf = 3 in

b. *Depth of Dish* (b)

$$\begin{aligned} b &= r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - (ID/2 - icr)^2} \\ &= 14.1767 \text{ in} \end{aligned}$$

c. *Tinggi Head* (OA)

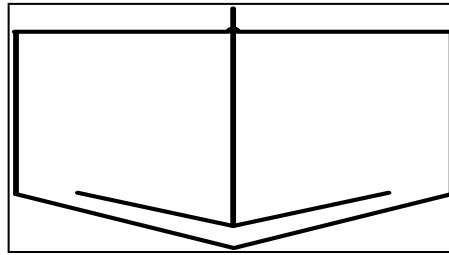
$$\begin{aligned} OA &= t_h + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 87}) \\ &= 0.125 + 14.1767 + 3 \\ &= 17.3017 \text{ in} = 1.44181 \text{ ft} \\ &= 0.43946 \text{ m} \end{aligned}$$

5. *Tinggi Reaktor*

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head (OA)}) \\ &= 19.6465 + (2 \times 1.44181) \\ &= 22.5301 \text{ ft} \\ &= 6.86717 \text{ m} \end{aligned}$$

Alat	Reaktor
Kode	R-230
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) = 7 ft
	Tinggi shell (H) = 19.63 ft
	Tebal shell (ts) = 3/16 in
	Tebal head (th) = 1/4 in
Tekanan Desain	24.4112 psi
Bahan Konstruksi	High Alloy Steel SA-240 gade M Type 316
Jumlah	1 unit

### C.20 Clarifier (H-330)



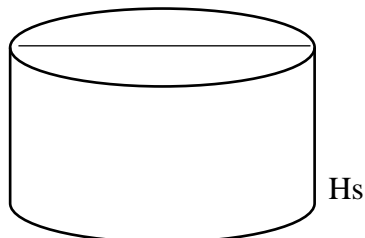
Fungsi : Mengendapkan PCC dan memisahkannya dengan air  
 Tipe : *Circular*  
 Bahan Drum : *Carbon Steel*  
 Kapasitas : 452387 kg/jam  
 Jumlah : 1 unit

#### Menentukan Settling Velocity

Diameter partikel  $D_p = 5E-06$  m  
 Densitas partikel  $\rho_p = 2710$  kg/m<sup>3</sup>  
 Densitas air  $\rho_w = 2210.00$  kg/m<sup>3</sup>  
 Viskositas air  $\mu = 0.8007$  cp = 0.0008 kg/m.s  
 $V_s = \frac{g(\rho_p - \rho_w)D_p^2}{18\mu} = 8.5E-09$  m/s

#### Menentukan Dimensi

Flowrate masuk = 452387 kg/jam  
 = 453.748 m<sup>3</sup>/jam  
 Overflow rate = 0.64192 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> jam  
 Retention time = 120 min = 2 jam  
 $A = \frac{Q}{v} = 706.858$  m<sup>2</sup>  
 Volume Clarifier = Q x Retention Time  
 = 453.748 x 2 jam  
 = 907.496584 m<sup>3</sup>



Volume silinder clarifier ( $V_s$ ) =  $\frac{\pi D^2 H_s}{4}$  (Sumber: Brownell & Young, 1959)

Diasumsikan tinggi silinder dengan diameter tangki ( $H_s : D$ ) = 1 : 3

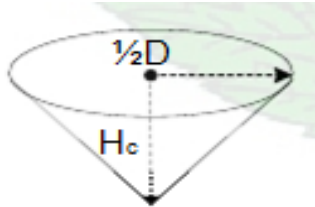
$$(V_s) = \frac{\pi D^3}{12}$$

Volume alas clarifier kerucut ( $V_c$ )

$$V_c = \frac{\pi D^2 H_s}{12}$$

Asumsi perbandingan tinggi kerucut dengan diameter kerucut ( $H_c : D$ ) = 1:2

$$V_c = \frac{\pi D^3}{24}$$



Volume clarifier

$$V = V_s + V_c$$

$$= \frac{3\pi D^3}{24}$$

$$907 = \frac{3\pi D^3}{24}$$

$$D^3 = 2312 \text{ m}$$

$$D = 13.2 \text{ m}$$

$$H_s = (1/3) \times D$$

$$= 4.41 \text{ m}$$

Perbandingan tinggi kerucut dengan diameter clarifier ( $H_c : D$ ) = 1 : 2

$$\text{Tinggi tutup} = (1/2) \times D = 6.61 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total clarifier} = 11.02 \text{ m}$$

### Daya Pengaduk

Daya clarifier

$$P = 0.006 D^2 \quad (\text{Sumber: Ulrich, 1984})$$

Dimana:

$P$  = daya yang dibutuhkan, kW

Sehingga,

$$P = 1.049 \text{ kW} = 1.4063 \text{ hp}$$

Bila dianggap efisiensi motor = 65.00%

$$P = 1.4063 / 65.00\%$$

$$= 2.16356 \text{ hp}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : *Circular Clarifier*

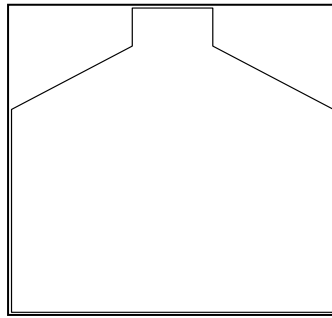
Kode Alat : H-205

Fungsi Alat : Mengendapkan PCC dan memisahkannya dengan air

Tipe : *Circular*  
Bahan : *Carbon Steel*  
Kapasitas : 452387 kg/jam  
Tinggi : 11.02 m  
Diameter : 13.22 m  
Daya : 2.16 hp  
Waktu Tinggal : 2.000 jam



### C.21 Cake storage tank (F-350)



Fungsi	=	Tempat penyimpanan PCC sementara sebelum masuk <i>rotary dryer</i>
$P_{\text{operasi}}$	=	1 atm = 14.7 psi = 1.013 bar
$T_{\text{operasi}}$	=	30 °C = 303 K
Rate massa cake	=	1264.59 kg/jam = 2787.95 lb/jam
$\rho$ Substrat	=	2710 kg/m <sup>3</sup> = 169.18 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= 0.85 )
- Bahan yang digunakan : *Carbon steel SA-283 grade C* (f= ##### )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik cake} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ liquid} \\ &= \frac{1265 \text{ lb/jam}}{169.180 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 7.47 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times \text{frekuensi pengisian} \\ &= 7.47 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 4 \text{ jam} \times 1 \\ &= 29.9 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{80\%} \times 29.9 \text{ ft}^3 = 37.4 \text{ ft}^3$$

#### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

Untuk *large closed tank*, maka ditetapkan :

$$H = 1 \frac{1}{2} D \quad (\text{Sumber: Brownell, 1959, Persamaan 3.12, Hal 43})$$

$$\text{Sudut puncak cone } (\alpha) = 150^\circ$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= (\pi/4) D^2 H + \frac{\pi D^3}{24 \operatorname{tg}(1/2 \alpha)} + 0.0847 D^3 \\
 &= (\pi/4) D^2 \cdot 1 \frac{1}{2} D + \frac{3.14}{24} \times \frac{D^3}{\operatorname{tg} 75^\circ} + 0.0847 D^3 \\
 37.4 &= 1.29726 D^3 \\
 D &= 3.0656 \text{ ft} = 36.79 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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*  $E = 0.85$

Dari persamaan (13-1) Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d r_i}{fE - 0.6 P} + c \\
 &= \frac{15.435}{12650 \times 0.85 - 0.6 \times 15.435} + \frac{0.000}{1} \\
 &= 0.13 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi tebal bejana :  $1/4 \text{ in}$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_s = 1.80 \text{ in} = 0.1 \text{ ft}$$

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

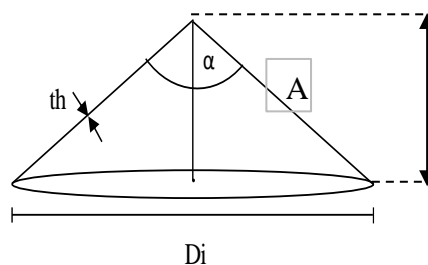
$$\text{OD}_{\text{standar}} = 60 \text{ in} = 5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD} - 2t_s \\
 &= 59.5 \text{ in} = 5.0 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1 \frac{1}{2} \text{ ID} \\
 &= 89 \text{ in} = 7.4 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cross Sectional Tangki (A)} &= (\pi/4) \text{ID}^2 \\
 &= \frac{3.14 \times 5.0^2}{4} \\
 &= 19.3 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

**Menghitung tebal dan tinggi tutup atas**



### Tinggi tutup

$$\begin{aligned} h &= \frac{d}{2 \operatorname{tg} (1/2 \alpha)} \\ &= \frac{5.00 \text{ ft}}{2 \times \operatorname{tg} 75} \\ &= 0.67 \text{ ft} = 0.20431 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H + h_a \\ &= 8.1 \text{ ft} \\ &= 2.47 \text{ m} \end{aligned}$$

Tutup bejana bagian atas berbentuk conical dengan sudut puncak  $150^\circ$ , sehingga tebal tutup bejana dapat dihitung dari persamaan 6.154 Brownell & Young

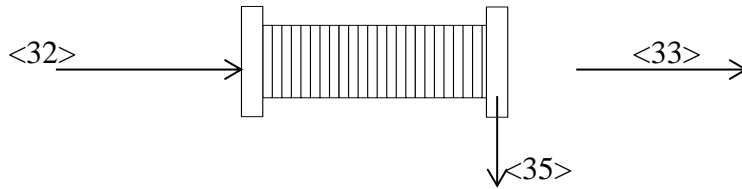
$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{P_i d_i}{2 (fE - 0.1 P_i) \cos (1/2 \alpha)} + c \quad (\text{Sumber: Brownell, pers. 13-12 hal 258}) \\ &= \frac{15.435 \times 60}{2 (12650 \times 0.85 - 0.1 \times 15.4) \times \cos 75^\circ} + 1/8 \\ &= 2/7 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi tebal tutup} = 5/16 \text{ in}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama alat	:	Cake storage tank
Kode Alat	:	F-350
Fungsi Alat	:	Tempat penyimpanan PCC sementara sebelum masuk <i>rotary dryer</i>
Tipe	:	Storage berbentuk dome dengan tutup atas berbentuk conical dan tutup bawah berbentuk flat-bottomed pada pondasi
Kapasitas	:	$37.4 \text{ ft}^3 = 1.06 \text{ m}^3$
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	=	7.4 ft = 2.3 m
tutup atas	=	0.67 ft = 0.20 m
- Tebal : shell	=	1/4 in
tutup atas	=	5/16 in

### C.22 Filter Press



Fungsi : Memisahkan *solid* dan *liquid effluent clarifier*  
 Tipe : Horizontal *plate and frame*  
 Jumlah : 1  
 Kondisi operasi : ##### °C  
 Waktu operasi : 1 jam

PCC memiliki komposisi sebagai berikut:

	Komponen	Aliran <32>			
		Fraksi Masa	Massa (kg)	r	Volume (m <sup>3</sup> )
1	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0.8243	1083.16	2710	0.400
2	MgO	0.0065	8	3580	0.002
3	SiO <sub>2</sub>	0.0070	9.14	2650	0.003
4	C	0.0281	36.99	2267	0.016
5	S	0.0002	0.28	2000	0.000
6	H <sub>2</sub> O	0.0698	91.68	997	0.092
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0.0642	84.37	2210	0.038
TOTAL		1.0000	1314.104		0.55

No	Komponen	Aliran <33>			
		Fraksi Masa	Massa (kg)	r	Volume (m <sup>3</sup> )
1	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	1	1083	2710	0
2	MgO	0	8.4861	3580	0.002
3	SiO <sub>2</sub>	0	9.1389	2650	0.003
4	C	0	36.9907	2267	0.016
5	S	0	0.28	2000	0
6	H <sub>2</sub> O	0	42.17	997	0
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	84.37	2210	0.03818
TOTAL		1	1264.595		0.50

No	Komponen	Aliran <35>			
		Fraksi Masa	Massa (kg)	r	Volume (m <sup>3</sup> )
1	CaCO <sub>3</sub> (PCC)	0	0	2710	0.000
2	MgO	0	0	3580	0.000
3	SiO <sub>2</sub>	0	0	2650	0.000
4	C	0	0	2267	0.000
5	S	0	0	2000	0.000
6	H <sub>2</sub> O	1	49.51	997	0.050
7	Ca(OH) <sub>2</sub>	0	0	2210	0.000
TOTAL		1	49.51		0.05

$$\begin{aligned}
\text{rate massa masuk} &= 1314.10 \text{ kg/jam} = 2897.104 \text{ lb/jam} \\
\text{rate filtrat keluar} &= 49.51 \text{ kg/jam} = 109.1509 \text{ lb/jam} \\
\text{densitas filtrat} &= 997 \text{ kg/m}^3 \\
\text{filtrat per siklus} &= \text{rate filtrat} \times \text{waktu operasi} \\
&= 49.5 \times 1 \\
&= 49.51 \text{ kg} \\
\text{volume filtrat} &= 0.05 \text{ m}^3 \\
&= 1.8 \text{ ft}^3 \\
\text{densitas cake} &= 2516.9 \text{ kg/m}^3 \\
\text{massa cake} &= 1264.59 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Trial harga A yang memberikan waktu sama dengan waktu filtrasi yang ditetapkan

$$A = 0.793 \text{ m}^2$$

### Menentukan waktu operasi dalam satu siklus

Filter press beroperasi secara *batch* pada tekanan konstan

Waktu filtrasi :

$$t_f = \frac{K_p}{2} \times V^2 + B V$$

Mencari harga  $K_p$

$$K_p = \frac{\mu \alpha C_s}{A^2 (-\Delta p)}$$

dimana :

$\mu$  = viskositas filtrat (kg/ms)

$$a = \frac{1}{K_r (1-x)} \quad (\text{m/kg})$$

$C_s$  = Konsentrasi slurry (kg solid/m<sup>3</sup> filtrat)

$A$  = Luas total frame (m<sup>2</sup>)

$\Delta p$  = Tekanan filtrasi (N/m<sup>2</sup>)

$x$  = Porositas cake

ditetapkan :

$$\Delta p = 40 \text{ psi} = 275790.3 \text{ N/m}^2$$

$$\mu = 0.00054 \text{ lbm/fts} = 0.000801 \text{ kg/ms}$$

$$K = 1E-12 \text{ m}^2 \quad (\text{menggunakan filter aid medium})$$

$$x = 0.39 \quad (\text{nilai optimum } 0.3781-0.468)$$

$$\rho_s = 2516.9 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga diperoleh :

$$a = 6.5E+08 \text{ m/kg}$$

$$C_s = \frac{\rho \times C_x}{1 - m C_x}$$

$m$  = kg *wet cake* / kg *dry cake*

$$= 1.00 \text{ kg}$$

$C_x$  = konsentrasi *solid* dalam *slurry* masuk

$$= 0.90069 \text{ kg solid /kg slurry}$$

$$C_s = 22827.3$$

$$K_p = 68696.8$$

$$R_m = 1E+10 \quad (\text{Tahanan filter medium})$$

Mencari harga B

$$B = \frac{\mu R_m}{A (-\Delta p)}$$

$$= 36.6255 \text{ s/m}^3$$

Waktu filtrasi

$$\begin{aligned}
 t_f &= \frac{68696.8}{2} \times 0.002 + 36.6255 \times 0.05 \\
 &= 86.5 \text{ s} \\
 &= 0.02403 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Waktu pencucian dicari dengan menggunakan hubungan

$$t_w = \frac{\text{Volume}}{\text{Kecepatan pencucian}}$$

Kecepatan pencucian dicari dengan menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}
 \frac{dV}{dt} &= \frac{1}{4 (K_p V_f + B)} \\
 &= 7E-05 \text{ m}^3/\text{s} \\
 V_w &= 20\% \times \text{Volume filtrat} \\
 &= 0.00993 \text{ m}^3 \\
 t_w &= 136.981 \text{ s} \\
 &= 0.03805 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Asumsi: waktu pembersihan *filter press* ( $t_d$ ) = 1 jam

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu total per siklus} &= t_f + t_w + t_d \\
 &= 1.1 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Dari Wallas hal 323, diambil :

$$\begin{aligned}
 \text{Plate and frame} &= 1200 \text{ mm} \\
 \text{Luas filter (cast iron)} &= 2.5 \text{ m}^2 \\
 \text{Jumlah frame} &= \frac{A}{\text{Luas Filter}} \\
 &= 0.317
 \end{aligned}$$

Maka jumlah *frame* sebanyak 1 buah

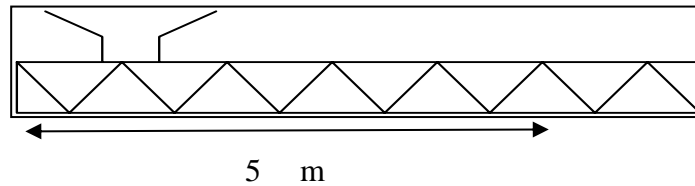
$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah plate} &= \text{Jumlah frame} + 1 \\
 &= 2
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah cake tiap siklus} = 49.51 \text{ kg}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat	: <i>Plate and Frame Filter Press</i>
Kode Alat	: H-340
Fungsi	: Memisahkan <i>cake</i> dengan filtrat
Tipe	: <i>Horizontal plate &amp; frame</i>
Bahan Plate	: <i>Cast iron</i>
Dimensi	: Luas filter : 0.793 m <sup>2</sup>
	: Jumlah frame : 1 buah
	: Jumlah plate : 2 buah
Jumlah cake / siklus	: 49.51 kg
Waktu tinggal	: 0.02403 jam
Jumlah	: 1 buah

### C.23 Screw Conveyor (J-351)



Fungsi : Memindahkan PCC dari Plate and Frame Filter Press menuju rotary dryer

Bulk density feed = 705 kg/m<sup>3</sup> = 44 lb/ft<sup>3</sup>  
(Walas, table 5-3, hal 78)

Jumlah feed masuk = 1314.1 kg/jam

Rate feed masuk = 1.86 m<sup>3</sup>/jam = 65.84 ft<sup>3</sup>/jam

Untuk rate feed masuk Q = 65.84 ft<sup>3</sup>/jam

Didapatkan spesifikasi *screw conveyor* sebagai berikut :

*Material Classification* = III E (Walas, table 5-4 (b), hal 79)

*Loading area* = 15% dari total area  
(Walas, table 5-4 (a), hal 79)

Diameter Conveyor = 18 inch

Jarak Tempuh Conveyor = 5 m = 16.4 ft

F Factor = 1.8 (Walas, table 5-4 (b), hal 79)

Tipe Bearing Digunakan = Sealmaster Bearing = 165

Rate maksimum Q<sub>max</sub> = 910 ft<sup>3</sup>/jam (Walas, table 5-4, hal 79)

Kecepatan maksimum ω<sub>max</sub> = 40 rpm

Jumlah = 1 buah

Rotasi Screw ω =  $\frac{Q \times \omega}{Q_{max}}$   
= 2.89424 rpm ≈ 3 rpm

Total Power Dibutuhkan =  $\frac{78 \times \omega + F \times Q \times 60 \times J}{1000000}$

= 0.11689 hp = 0.08716 kW per unit

#### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : *Screw Conveyor*

Kode Alat : J-216

Fungsi Alat : Memindahkan PCC dari Plate and Frame Filter Press menuju rotary dryer

Material Classification : III E

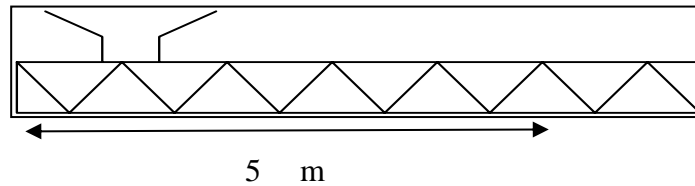
Tipe Bearing Digunakan : *Sealmaster Bearing*

Rotasi Screw : 3.000 rpm

Power Dibutuhkan : 0.117 hp

Jumlah : 1 unit

## C.24 Screw Conveyor (J-371)



Fungsi : Memindahkan produk PCC dari rotary dryer

Bulk density feed = 1,145 kg/m<sup>3</sup> = 44 lb/ft<sup>3</sup>  
(Walas, table 5-3, hal 78)

Jumlah feed masuk = 1314.1 kg/jam

Rate feed masuk = 1.15 m<sup>3</sup>/jam = 40.54 ft<sup>3</sup>/jam

Untuk rate feed masuk Q = 40.54 ft<sup>3</sup>/jam

Didapatkan spesifikasi *screw conveyor* sebagai berikut :

*Material Classification* = III E (Walas, table 5-4 (b), hal 79)

*Loading area* = 15% dari total area  
(Walas, table 5-4 (a), hal 79)

Diameter Conveyor = 18 inch

Jarak Tempuh Conveyor = 5 m = 16.4 ft

F Factor = 1.8 (Walas, table 5-4 (b), hal 79)

Tipe Bearing Digunakan = Sealmaster Bearing = 165

Rate maksimum Q<sub>max</sub> = 910 ft<sup>3</sup>/jam (Walas, table 5-4, hal 79)

Kecepatan maksimum ω<sub>max</sub> = 40 rpm

Jumlah = 1 buah

Rotasi Screw ω =  $\frac{Q \times \omega}{Q_{max}}$   
= 1.78209 rpm ≈ 3 rpm

Total Power Dibutuhkan =  $\frac{78 \times \omega + F \times Q \times 60 \times J}{1000000}$   
= 0.07206 hp = 0.05374 kW per unit

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : *Screw Conveyor*

Kode Alat : J-216

Fungsi Alat : Memindahkan produk PCC dari rotary dryer

0

Material Classification : III E

Tipe Bearing Digunakan : *Sealmaster Bearing*

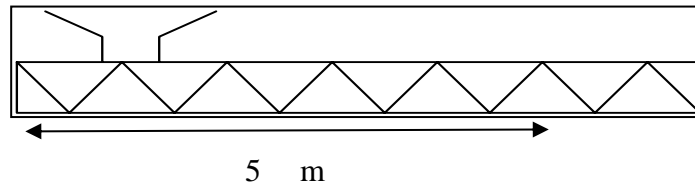
Rotasi Screw : 3.000 rpm

Power Dibutuhkan : 0.072 hp

Jumlah : 1 unit



### C.25 Screw Conveyor (J-131)



Fungsi : Memindahkan Cao menuju slaker tank

Bulk density feed = 2,002 kg/m<sup>3</sup> = 125 lb/ft<sup>3</sup>  
(Walas, table 5-3, hal 78)

Jumlah feed masuk = 1045.2 kg/jam

Rate feed masuk = 0.52 m<sup>3</sup>/jam = 18.43 ft<sup>3</sup>/jam

Untuk rate feed masuk Q = 18.43 ft<sup>3</sup>/jam

Didapatkan spesifikasi *screw conveyor* sebagai berikut :

*Material Classification* = III E (Walas, table 5-4 (b), hal 79)

*Loading area* = 15% dari total area  
(Walas, table 5-4 (a), hal 79)

Diameter Conveyor = 12 inch

Jarak Tempuh Conveyor = 5 m = 16.4 ft

F Factor = 1.8 (Walas, table 5-4 (b), hal 79)

Tipe Bearing Digunakan = Sealmaster Bearing = 165

Rate maksimum Q<sub>max</sub> = 910 ft<sup>3</sup>/jam (Walas, table 5-4, hal 79)

Kecepatan maksimum ω<sub>max</sub> = 50 rpm

Jumlah = 1 buah

Rotasi Screw ω =  $\frac{Q \times \omega}{Q_{max}}$   
= 1.01289 rpm ≈ 2 rpm

Total Power Dibutuhkan =  $\frac{78 \times \omega + F \times Q \times 60 \times J}{1000000}$   
= 0.03282 hp = 0.02447 kW per unit

#### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : *Screw Conveyor*

Kode Alat : J-216

Fungsi Alat : Memindahkan Cao menuju slaker tank

0

Material Classification : III E

Tipe Bearing Digunakan : *Sealmaster Bearing*

Rotasi Screw : 2.000 rpm

Power Dibutuhkan : 0.033 hp

Jumlah : 1 unit

## C.26 Biogas storage tank (F-380)

Fungsi	=	Tempat penyimpanan biogas yang dihasilkan
Tipe	=	<i>Spherical Storage</i>
P <sub>operasi</sub>	=	10 atm = 147 psi = 10.1325 bar
T <sub>operasi</sub>	=	40.3 °C = 313 K
Rate massa	=	345.46 kg/jam = 761.61 lb /jam
ρ Biogas	=	3.89 kg/m <sup>3</sup> = 0.24 lb/ft <sup>3</sup>

### Ditetapkan :

- Bahan = PVC bag pondasi beton
- Waktu tinggal = 120 jam = 5 hari
- Volume gas = 80% volume tangki (Sumber: Kusnarjo hal 6)
- Sambungan yang digunakan adalah *double welded butt join* (E= 0.80 )
- Bahan yang digunakan : *High Alloy Steel SA 240 Grade B* (f= 17500 )
- Faktor korosi = 1/8 in (Sumber: Brownell, tabel 13.1 hal 251)

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik biogas} &= \text{Rate massa} / \rho \text{ liquid} \\ &= \frac{345 \text{ lb/jam}}{0.243 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1421.82 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume liquid / tangki} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \times \text{frekuensi pengisian} \\ &= 1421.82 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 120 \text{ jam} \times 1 \\ &= 170619 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume total / tangki} = \frac{100\%}{80\%} \times 170618.9 \text{ ft}^3 = 213273.6 \text{ ft}^3$$

### Menghitung tebal, tinggi dan diameter bejana

#### Menentukan diameter tangki

Tangki untuk gas berbentuk bola

$$\begin{aligned}V &= \pi D^3 / 6 \\ 213274 &= \pi D^3 / 6 \\ D^3 &= 407529.12 \text{ ft}^3 \\ D &= 74.1401 \text{ ft} = 23 \text{ m} \\ D_{\text{maks}} &= 30 \text{ m} \quad (\text{Ulrich, Tabel. 4-27, hal.249})\end{aligned}$$

### Menentukan $P_{\text{design}}$

Asumsi :  $H = D = 23 \text{ m}$

### Menentukan Tebal Tangki (ts)

Perhitungan tebal bejana

$$P = 146.96 \text{ psi}$$

$$D = 22.9749 \text{ m}$$

$$R = D/2 = 11.4875 \text{ m} = 444.84 \text{ in}$$

$$S = 17500 \text{ psi} \quad (\text{High Alloy Steel SA 240 Grade B})$$

$$C = 0.125 \text{ in}$$

$$ts = \frac{P R}{(1.8 S - 0.2 P)} + C$$
$$= \frac{146.96 \times 444.8403093}{(1.8 \times 17500 - 0.2 \times 146.96)}$$

$$ts = 2.07729 \text{ in}$$

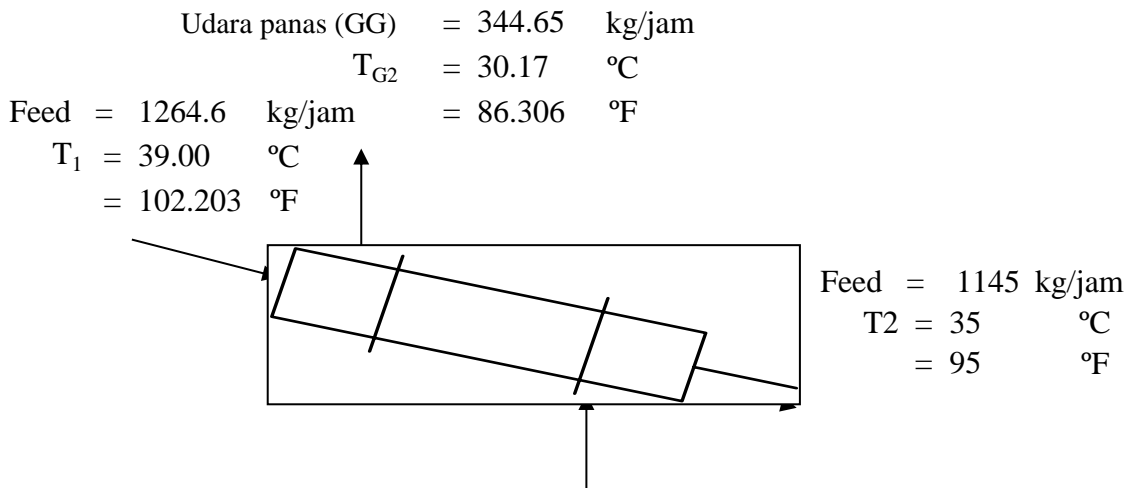
Standarisasi tebal tangki : 2 in

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Nama Alat : Biogas Storage Tank  
Kode Alat : F-380  
Fungsi Alat : Menyimpan biogas yang dihasilkan  
Tipe : *Spherical Storage*  
Kapasitas : 213274 ft<sup>3</sup>  
Bahan Konstruksi : *PVC bag pondasi beton*  
Jumlah Tangki : 1 unit  
Spek Tangki : Diameter Tangki (OD) = 22.9749 m  
Tebal = 2 in

### C.27 Rotary Dryer (B-370)

Fungsi : Mengeringkan PCC setelah dari Plate and Frame Filter Press



$$\begin{aligned} \text{Udara panas (G}_G) &= 371.83 \text{ kg/jam} \\ T_{G1} &= 60.00 \text{ °C} \\ &= 140 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_1 &= \text{Temperatur umpan} \\ &= 39 \text{ °C} = 102.2 \text{ °F} \\ T_2 &= \text{Temperatur produk} \\ &= 41 \text{ °C} = 105.8 \text{ °F} \\ T_{G1} &= \text{Temperatur udara masuk} \\ &= 60 \text{ °C} = 140 \text{ °F} \\ T_{G2} &= \text{Temperatur udara keluar} \\ &= 30.17 \text{ °C} = 86.31 \text{ °F} \\ T_w &= \text{Temperatur bola basah di dalam dryer} \\ &= 25.5 \text{ °C} = 77.9 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa produk yang akan dikeringkan, Ss} &= 1249.252 \text{ kg/jam} \\ &= 2754.126 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa udara yang dibutuhkan, Gs} &= 371.833 \text{ kg/jam} \\ &= 819.750 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

1. Menentukan luas penampang dan diameter *rotary dryer*

$$\text{Jumlah udara masuk (Gs)} = 819.750 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Kecepatan } \textit{superficial} \text{ udara (G}_G) = 369 \text{ lb/jam.ft}^2$$

(Range kecepatan *superficial* 369 - 3687  $\frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$ , Perry's edisi 7, hal 12-55)

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang rotary dryer (S)} &= \frac{G_s}{G'_G} \\
 &= \frac{819.750116}{369} \\
 &= 2.222 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diketahui bahwa hubungan antara luas penampang *rotary dryer* dengan diameter *rotary* adalah sebagai berikut :

$$S = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

Maka,

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt{\frac{4 \times S}{\pi}} \\
 &= 1.682 \text{ ft} = 0.513 \text{ m}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan koefisien perpindahan panas *volumetric*

$$U\alpha = \frac{0.5 \times G_G^{0.67}}{D} \quad (\text{Mc.Cabe edisi 5, Pers. 24-28, hal. 796})$$

Keterangan :

$U\alpha$  = 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,

$$\begin{aligned}
 U\alpha &= \frac{0.5 \times 369^{0.67}}{1.68226} \\
 &= 15.595 \text{ Btu/ft}^3 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan Panjang *Rotary dryer*

$$\text{LMTD } (\Delta T)_m = \frac{(T_{G1} - T_w) - (T_{G2} - T_w)}{\ln \frac{T_{G1} - T_w}{T_{G2} - T_w}} \quad (\text{Mc.Cabe edisi 5, Pers. 24-7, hal. 773})$$

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD } (\Delta T)_m &= \frac{140 - 77.9 - 86.31 - 77.9}{\ln \frac{140 - 77.9}{86.31 - 77.9}} \\
 &= \frac{53.69}{2.000} \\
 &= 26.85 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$NTU = \frac{T_{G1} - T_{G2}}{LMTD} \quad (\text{Perry's 7th ed, pers 12-54, hal 12-54})$$

Syarat NTU untuk *rotary dryer* = 1.5 - 2.5 (Perry's 7th ed, hal 12-54)

$$NTU = \frac{140 - 86.31}{26.85}$$

$$= 2.00 \quad (\text{memenuhi})$$

$$L = NTU \times \frac{G'_G s}{U_a} \quad (\text{Pers 10-18, Banchemo, hal 506})$$

Keterangan :

L = Panjang *rotary dryer*, ft

$G'_G$  = Kecepatan *superficial* udara, lb/hr.ft<sup>2</sup>

s = Panas kelembaban,  $\frac{BTU}{^\circ F \cdot lb}$

$U_a$  = Koefisien perpindahan panas *volumetric* Btu/ft<sup>3</sup>.hr.°F

Sehingga,

$$L = 1.5 \times \frac{369 \times 0.42861}{15.59498415}$$

$$= 15.2123 \text{ ft} = 4.637 \text{ m}$$

Syarat L/D untuk *Rotary Dryer* : 4 - 10 (Perry's 7th ed, hal 12-54)

$$L/D = 15.2123 / 1.682$$

$$= 9.04279 \quad (\text{memenuhi})$$

#### 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

$$\text{Kecepatan putaran } \textit{rotary} \text{ (N)} = \frac{v}{\pi \times D} = 13.2518 \approx 14 \text{ rpm}$$

#### 5. Menentukan waktu tinggal ( $\theta$ )

$$\theta = \left( \frac{0.23L}{S \times N^{0.9} \times D} \right) + 0.6 \left( \frac{B \times L \times G}{F} \right)$$

(Perry's 7th ed, pers 12-55, hal 12-55)

Keterangan :

$\theta$  = Waktu tinggal, menit

L = Panjang *rotary dryer*, ft

S = *Slope* / kemiringan *rotary dryer*, ft/ft dipilih nilai S = 0.02 ft/ft (S = 0 - 8cm/m, Perry's 7ed, hal 12-56)

N = Putaran *rotary dryer*, rpm

$D$  = Diameter *rotary dryer*, ft  
 $B$  = Konstanta =  $5 \times (D_p)^{-0.5}$   
 $D_p$  = Diameter rata-rata partikel,  $\mu\text{m}$  (mikrometer)  
 Diameter partikel,  $D_p = 5 \mu\text{m} = 5\text{E-}06 \text{ m} = 1.6\text{E-}05 \text{ ft}$   
 $G'_G$  = Kecepatan *superficial* udara,  $\text{lb/hr.ft}^2$   
 $M$  = Massa umpan masuk *rotary dryer*,  $\text{lb/jam}$   
 $A$  = Luas penampang *rotary dryer*,  $\text{ft}^2$

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{M}{A}, \text{ lb/jam ft}^2 \\
 &= \frac{\text{#####}}{2.222} = 1239.73 \text{ lb/jam ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \theta &= \left[ \frac{0.23 \times 15.2123}{0.02 \times 4.26 \times 1.682} \right] + 0.6 \left[ \frac{2.24 \times 15.2 \times 369}{1239.73442} \right] \\
 &= 30.50 \text{ menit} \\
 &= 0.5 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

#### 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)

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah } flight &= 2.7 D \\
 &= 2.7 \times 1.682 \\
 &= 4.5421 \text{ (5 } flight)
 \end{aligned}$$

(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  $D/8$ ,

$$\text{Sehingga tinggi } flight = \frac{0.513}{8} = 0.0641 \text{ m} = 0.21028 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak antar } flight &= \text{Keliling lingkaran} / \text{jumlah } flight \\
 &= 3.14 \times 1.682 / 14 \\
 &= 0.37731 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

#### 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  $0.5D^2$ :

$$\begin{aligned}
 P &= 0.5 \times (5.032)^2 \\
 &= 1.415 \text{ kW} \\
 &= 1.89754 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

## 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 :

$$t = \frac{P r}{fE - 0.6 P} + c \quad (\text{Tabel 4, Timmerhaus, hal 537})$$

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 - jar *rotary dryer* = 0.84113 ft = 10.0936 in
- C : Korosi yang dipakai adalah faktor korosi terhadap udara luar, yaitu = 0.125 inchi/10 tahun (Peter & Timmerhaus, hal 542)

$$\begin{aligned}\text{Sehingga } t &= \frac{17.6351 \times 10.0936}{79045.7 \times 80\% - 0.6 \times 17.6} + 0.125 \\ &= 0.12782 \text{ in} = \frac{2.05}{16}\end{aligned}$$

Dari Brownell dan Young, Tabel 5.7, dipilih *rotary dryer* yang mendekati nilai dari hasil perhitungan, yaitu 3/16 in.

- Nama Alat : *Rotary Dryer*
- Kode Alat : B-207
- Fungsi Alat : Mengeringkan PCC setelah dari *Plate and Frame* Filter Press
- Tipe : *Direct Continuous Rotary Dryer*
- Bahan : *Carbon Steel*
- Kapasitas : ##### lb/jam
- Panjang : 4.64 m
- Diameter : 0.51 m
- Putaran : 14 rpm
- Kemiringan : 1.15 derajat
- Waktu Tinggal : 0.508 jam



### C.28 Adsorber (D-360)

Fungsi : Menghilangkan kandungan air yang terkandung di dalam 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	:	275.48	kg/jam
$\rho$ gas metana	:	1.5647	kg/m <sup>3</sup>
Rate H <sub>2</sub> O dalam gas metana	:	12.94	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 sieve
Bulk density	:	700	kg/m <sup>3</sup> = 43.701 lbf/ft <sup>3</sup>

#### Menentukan Tinggi Bed

$$\begin{aligned}\text{Banyaknya silica yang digunakan} &= \text{Rate H}_2\text{O} / \text{Kapasitas penyerapan} \\ &= 776.3432 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bed yang digunakan} &= \text{Banyaknya silica gel} / \text{Bulk density} \\ &= 1.1091 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volumetric rate} &= \text{Rate gas metana} / \rho \text{ gas metana} \\ \text{(Q)} &= 176.0593 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Supervicial velocity (v)} &= Q/A \\ A &= Q/v \\ &= 0.48905363 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\text{Volume Kosong} = 20 \% \text{ volume shell}$$

$$\text{Volume Shell} = 1.3309 \text{ m}^3$$

$$\text{Ls/D} = 2$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot Ls$$

$$\begin{aligned}
 1.3309 &= \frac{2 \cdot \pi \cdot D^3}{4} \\
 D &= 0.95 \text{ m} \\
 &= 37.2602175 \text{ in} \\
 L_s &= 1.89281905 \text{ m} \\
 &= 74.5204351 \text{ in} \\
 \text{Volume Bed} &= \frac{\pi D^2}{4} \cdot H_{bed} \\
 1.1091 &= \frac{\pi D^2}{4} \cdot H_{bed} \\
 H_{bed} &= 1.5773 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Cek rate fluidisasi minimum

$$\begin{aligned}
 D_p &= 0.0056 \text{ m} \\
 \rho_{\text{udara}} &= 1.1250 \text{ kg/m}^3 && (\text{Geankoplis, Tabel A.3-3}) \\
 \rho_{\text{bulk}} &= 700 \text{ kg/m}^3 \\
 \varepsilon &= 0.38 && (\text{Perry, 16-10}) \\
 \mu &= 1.33 \text{ cp} = 0.00133 \text{ Pa.s} \\
 g &= 9.8 \text{ m/s} && (\text{Geankoplis, Tabel A.2-4})
 \end{aligned}$$

**Mencari densitas partikel** dengan asumsi volume bulk = 80 % Vol. Bed =  $0.88725 \text{ m}^3$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa bulk} &= \rho_{\text{bulk}} \times \text{volume bulk} \\
 &= 621.1 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa bulk} &= \text{massa partikel} \\
 \text{volume rongga} &= \varepsilon \times \text{volume bulk} \\
 &= 0.3372 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{volume partikel} &= \text{volume bulk} - \text{volume rongga} \\
 &= 0.5501 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas partikel} &= \text{massa partikel} / \text{volume partikel} \\
 &= 1129.0323 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re, mf} &= \left[ 33,7^2 + 0,0408 \frac{D_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{0,5} - 33,7 \\
 &= 0.7392 && (\text{Pers. 3.1-38, Geankoplis})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 v'_{mf} &= \frac{N_{re, mf} \times \mu}{D_p \times \rho} \\
 &= 0.1561 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$q_{mf} = v'_{mf} \times A$$

$$= 0.0763 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 274.7552 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Rate minimum} = q, mf \times \rho \text{ udara}$$

$$= 309.0996 \text{ kg/jam}$$

Rate operasi < Rate minimum sehingga tidak terjadi fluidisasi (desain memenuhi)

### Menghitung tekanan desain

\* tekanan vertikal bahan padat pada kolom

$$P_B = \frac{R \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{g}{g_c}\right)}{2 \cdot \mu \cdot K} [1 - e^{(-2 \cdot \mu \cdot K \cdot Z_T/R)}] \quad (\text{Mc. Cabe and Smith, 1985})$$

Dimana:

koefisien friksi	=	$\mu$	=	0,35-0,55
			dipilih	= 0.45
rasio tekanan	=	$K$	=	0,3-0,6
			dipilih	= 0.5
tinggi bahan	=	$Z_t$	=	5.1750 ft
jari-jari tangki	=	$R$	=	1.5525 ft
$e$	=			2.718
$P_b$	=			117.1285 lb/ft <sup>2</sup>
	=			0.8133 psi
Tekanan lateral	=			0.4067 psi
Tekanan total	=			1.2200 psi
Tekanan operasi	=			1.2000 bar gauge
	=			2.2133 bar abs
Tekanan operasi	=			32.1087 psi
Tekanan desain	=			1,1 x (Tekanan operasi + tekanan bahan)
	=			36.6615 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)	=	36.66 psi
Diameter tangki (ID)	=	37.26 in

$$t_s = \frac{P_i \times ID}{2 \times (fE - 0.6P_i)} + C$$

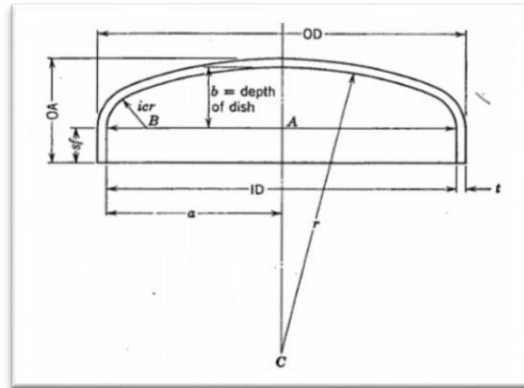
$$= \frac{1366.01}{29956.01} + 0.13$$

$$= 0.1706 \text{ in}$$

Tebal <i>shell</i> standard	=	3/16 in
-----------------------------	---	---------

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{Di} + 2ts \\ &= 37.6014 \text{ in} \sim 60 \text{ in} \end{aligned}$$

**Tebal tutup atas ( $th_a$ ):**



$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} (P_d) &= 36.66 \text{ psig} \\ th_a &= \frac{0,885 \times P \times \text{Di}}{2(f \cdot E - 0,1 \cdot p)} + C && \text{(Brownell, Pers 13.12, p 258)} \\ &= 0.1653 \text{ in} \\ &= 3/16 \text{ in (Standarisasi)} && \text{(Brownell, Table 5.7, p 90)} \\ \\ \text{OD} &= 60 \text{ in} \\ \text{icr} &= 3 \frac{5}{8} \text{ in} \\ \text{sf} &= 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2} \text{ in} = 2 \text{ in} && \text{(Brownell, Table 5.6, p 88)} \\ r &= 60 \text{ in} \\ a &= \frac{\text{Di}}{2} \\ &= 30.0000 \text{ in} \\ \text{AB} &= \frac{\text{Di}}{2} - (\text{icr}) \\ &= 26.3750 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - (\text{icr}) \\ &= 56 \frac{3}{8} \text{ in} \\ \text{AC} &= \sqrt{(\text{BC})^2 - (\text{AB})^2} \\ &= 49.8247 \text{ in} \\ b &= r - \sqrt{(\text{BC})^2 - (\text{AB})^2} \\ &= 10.1753 \text{ in} \\ \text{OA} &= th_a + b + sf \\ &= 12.3628 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total} &= \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi tutup}) \\
&= 99.2460 \text{ in} \\
&= 2.5208 \text{ m}
\end{aligned}$$

### Kesimpulan Spesifikasi Alat

Spesifikasi	:	Adsorber (D-360)				
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	:	37.2602	in	=	0.9464	m
H bed	:	74.5204	in	=	1.8928	m
Tinggi sheel	:	74.5204	in	=	1.8928	m
Tebal Sheel	:	1/5	in	=	0.0048	m
Tebal tutup atas	:	1/5	in	=	0.0048	m
Straight flange (sf)	:	2	in	=	0.0508	m
Tinggi tutup atas	:	12.3628	in	=	0.3140	m
Tebal tutup bawah	:	1/5	in	=	0.0048	m
Tinggi tutup bawah	:	12.3628	in	=	0.3140	m
Tinggi tangki total	:	99.2460	in	=	2.5208	m

## APPENDIKS D

### PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	=	615,114 ton/tahun	
	=	77,666 kg/jam	
Lama operasi	=	330 hari/tahun	
Basis	=	1 tahun	
Nilai tukar rupiah [1 US\$]	=	Rp14,200.00	(Rata-rata kurs dollar tahun 2018)
Pengadaan peralatan, tahun	=	2023	( <i>bi.go.id</i> )
Mulai konstruksi, tahun	=	2024	
Lama konstruksi	=	2 tahun	
Mulai beroperasi, tahun	=	2026	

#### 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

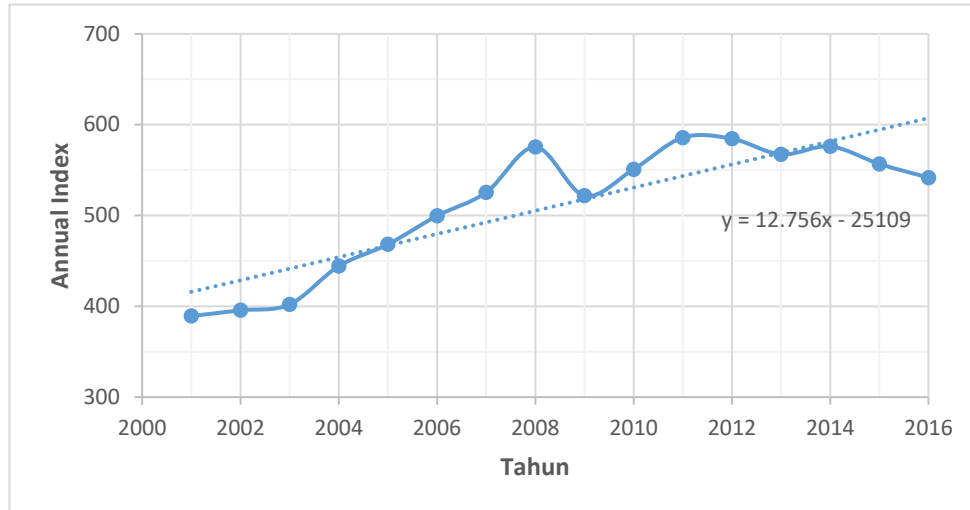
a = lampau

(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 persamaan

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

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 lurus adalah :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$y = 512 + 12.756(x - 2009)$$

$$y = 12.756x - 25108.954$$

Maka, untuk indeks harga pada tahun 2023 adalah :

Indeks harga pada tahun 2023

$$y = 12.756x - 25108.954$$

$$y = 12.756 \times 2023 - 25108.954$$

$$y = 696.49$$

**Indeks harga pada tahun 2023 = 696.49**

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
2023	696.49
2026	734.76



### D.1.1. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Contoh perhitungan penaksiran harga alat pada tahun 2023 adalah sebagai berikut :

1 Starter Tank

Harga alat pada tahun 2014 = \$ 2,978,700

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Harga alat pada tahun 2023} &= \frac{\text{Indeks harga tahun 2023}}{\text{Indeks harga tahun 2014}} \times \text{Harga alat tahun 2014} \\ &= \frac{696.49}{581.69} \times \$ 2,978,700 \\ &= \$ 3,566,587 \end{aligned}$$

**Tabel D.3. Penaksiran Harga Alat**

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Harga Satuan		Harga Total
				Tahun 2014	Tahun 2023	Tahun 2023
1	M-110	Pre-Treatment Tank	1	\$ 854,600	\$ 1,023,267	\$ 1,023,267
2	M-120	Starter Tank	1	\$ 2,978,700	\$ 3,566,587	\$ 3,566,587
3	J-131	Screw Conveyor	1	\$ 12,800	\$ 15,326	\$ 15,326
4	M-130	Slaker Tank	3	\$ 2,633,700	\$ 3,153,496	\$ 9,460,489
5	L-211	Digester Pump	1	\$ 12,600	\$ 15,087	\$ 15,087
6	L-121	Starter Tank Pump	1	\$ 9,100	\$ 10,896	\$ 10,896
7	L-212	Digester Pump	1	\$ 9,100	\$ 10,896	\$ 10,896
8	M-210	Digester Tank	2	\$ 8,893,000	\$ 10,648,154	\$ 21,296,307
9	E-371	Heater	1	\$ 89,500	\$ 107,164	\$ 107,164
10	E-221	Heater	1	\$ 92,200	\$ 110,397	\$ 110,397
11	F-221	Buffer Tank	1	\$ 66,600	\$ 79,744	\$ 79,744
12	H-222	Water Trap	1	\$ 45,800	\$ 54,839	\$ 54,839
13	R-220	Bubble Column	1	\$ 388,900	\$ 465,655	\$ 465,655
14	R-230	Bubble Column	1	\$ 198,600	\$ 237,796	\$ 237,796
15	L-311	Clarifier Pump	1	\$ 6,800	\$ 8,142	\$ 8,142
16	H-310	Clarifier	1	\$ 349,800	\$ 418,838	\$ 418,838
17	H-330	Clarifier	1	\$ 384,200	\$ 460,027	\$ 460,027
18	L-312	nd Frame Filter Pres	1	\$ 6,400	\$ 7,663	\$ 7,663
19	H-340	e and Frame Filter I	1	\$ 128,100	\$ 153,382	\$ 153,382
20	F-350	Cake Storage Tank	1	\$ 128,000	\$ 153,263	\$ 153,263
21	J-351	Screw Conveyor	1	\$ 11,500	\$ 13,770	\$ 13,770
22	B-370	Rotary Dryer	1	\$ 462,600	\$ 553,900	\$ 553,900
23	J-371	Screw Conveyor	1	\$ 12,500	\$ 14,967	\$ 14,967
24	H-320	e and Frame Filter I	1	\$ 120,200	\$ 143,923	\$ 143,923
25	D-360	Adsorber	2	\$ 123,200	\$ 147,515	\$ 295,030
26	F-411	Biomethane Tank	1	\$ 4,898,400	\$ 5,865,165	\$ 5,865,165
27	E-67	Compressor	1	\$ 119,200	\$ 142,726	\$ 142,726
28	E-70	Compressor	1	\$ 111,300	\$ 133,267	\$ 133,267
29	E-68	Cooler	1	\$ 132,400	\$ 158,531	\$ 158,531
30	E-71	Cooler	1	\$ 139,200	\$ 166,673	\$ 166,673
<b>Total Harga Alat</b>				<b>\$</b>		<b>45,143,718</b>

Sumber : www.matche.com

Dimana nilai kurs dolar dari [www.bi.go.id](http://www.bi.go.id)

Kurs dollar = \$ 1 = Rp 14,200

Maka,

Total harga peralatan proses = \$ 45,143,718  
= **Rp 641,040,788,721**

### 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 641,040,788,721  
= **Rp 288,468,354,924**

### D.2.3. Total Harga Peralatan Pabrik

Total harga peralatan pabrik = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas

Total harga peralatan pabrik = Rp 641,040,788,721 + Rp 288,468,354,924

Total harga peralatan pabrik = Rp 929,509,143,645

### 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 tahun 2001 dan 2026 (Tabel D.3 Indeks Harga Linear)

Contoh perhitungan penaksiran harga utilitas pada tahun 2026 adalah sebagai berikut :

1 Steam

Harga steam pada tahun 2001 = \$ 4.5000

Maka,

Harga alat pada tahun 2026 =  $\frac{\text{Indeks harga tahun 2026}}{\text{Indeks harga tahun 2001}} \times \text{Harga utilitas tahun 2001}$   
=  $\frac{734.76}{415.86} \times \$ 4.50$   
= \$ 7.951

**Tabel D.6 Biaya Utilitas**

Utilitas	Harga	
	2001	2026
Steam /1000 kg	\$ 4.50	\$ 7.95
Process Water /1000 kg	\$ 0.70	\$ 1.24
Cooling Water /1000 kg	\$ 0.53	\$ 0.94
Electricity /kwh	\$ 0.15	\$ 0.27
Coal/GJ	\$ 0.35	\$ 0.62

Kebutuhan Utilitas meliputi

1. Kebutuhan air proses

Contoh perhitungan

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya air proses di Slaker Tank} &= \text{Total kebutuhan} \times \frac{\text{Harga}}{\text{satuan}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\
 \text{M-130} &= \text{tiap jam} \\
 &= 450525.33 \times \frac{\$1.237}{1000} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\
 &= \$ 13,372.94
 \end{aligned}$$

No.	Kode	Alat	Kebutuhan (kg)	Biaya
1	M-130	Slaker Tank	450525.33	\$ 13,372.94
2	M-110	Pre-Treatment Tank	36875.00	\$ 1,094.56
<b>TOTAL</b>				<b>\$ 14,467.50</b>

2. Kebutuhan Air pendingin

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya air pendingin di Cooler} &= \text{Total kebutuhan} \times \frac{\text{Harga}}{\text{satuan}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\
 \text{(E-68)} &= \text{tiap jam} \\
 &= 952.57 \times \frac{\$0.936}{1000} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\
 &= \$ 21.41
 \end{aligned}$$

No.	Kode	Alat	Kebutuhan (kg/jam)	Biaya
1	E-68	Cooler	63645.255	\$ 1,430.38
2	E-70	Cooler	2417.889	\$ 54.34
<b>TOTAL</b>				<b>\$ 1,484.72</b>

3. Kebutuhan steam

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya steam Heater} &= \text{Total kebutuhan} \times \frac{\text{Harga}}{\text{satuan}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\
 \text{Reactor (R-230)} &= \text{tiap jam} \\
 &= 66 \times \frac{\$7.951}{1000} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\
 &= \$ 12.54
 \end{aligned}$$

No.	Kode	Alat	Kebutuhan (kg/jam)	Biaya
1	E-371	Heater	65.739	\$ 12.54
2	E-221	Heater	55404.176	\$ 10,572.18
<b>TOTAL</b>				<b>\$ 10,584.73</b>

Total biaya utilitas dalam 1 hari

$$\begin{aligned} \text{Total biaya} &= \text{Biaya air proses} + \text{biaya air pendingin} \\ &= \$ 14,467.50 + \$ 1,485 \\ &= \$ 15,952 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, total biaya utilitas dalam 1 tahun} &= \text{Total biaya 1 hari} \times 330 \text{ hari} \\ &= \$ 15,952 \times 330 \text{ hari} \\ &= \$ 5,264,232.00 \\ &= \text{Rp } 74,752,094,395 \end{aligned}$$

4. Kebutuhan listrik

$$\begin{aligned} \text{Biaya listrik Belt Conveyor} &= \text{Total kebutuhan} \\ \text{(J-112)} &= \text{tiap jam} \times \frac{\text{Harga}}{\text{satuan}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &= 4 \times \frac{\$0.265}{1} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &= \$ 27.65 \end{aligned}$$

No.	Alat	Kebutuhan (kWh)	Biaya
1	Pre-Treatment Pump	4	\$ 25.04
2	Pre-Treatment Tank	4.35	\$ 27.65
3	Pompa Starter	3.82	\$ 24.28
4	Conveyor	0.16	\$ 1.04
5	Rotary Dryer	2.53	\$ 16.08
6	Starter Tank	52.20	\$ 332.02
7	Digester Pump	1.94	\$ 12.33
8	Digester Tank	223.71	\$ 1,422.94
9	Clarifier	2.60	\$ 16.54
10	Screw Press	134.20	\$ 853.60
11	Compressor	89.50	\$ 569.28
12	Slaker Tank	208.00	\$ 1,323.01
13	Bubble Column Pump	37	\$ 237.25
<b>TOTAL</b>			\$ 4,861

$$\text{Total biaya listrik peralatan perhari} = \$ 4,861.07$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, total biaya listrik dalam 1 tahun} &= \text{Total biaya 1 hari} \times 330 \text{ hari} \\ &= \$ 4,861 \times 330 \text{ hari} \\ &= \$ 1,604,153.62 \\ &= \text{Rp } 22,778,981,362 \end{aligned}$$

#### D.4. Menentukan Harga Bahan Baku, Penjualan Produk dan Pengemasan

##### D.4.1. Perhitungan Harga Bahan Baku

Harga bahan baku dapat dilihat pada tabel berikut :

**Tabel D.4 Perhitungan Biaya Bahan Baku**

No	Bahan Baku	Kuantitas (kg/ hari)	Harga (Rp/ kg)	Total Harga (Rp/ hari)
1	Ca(OH) <sub>2</sub>	5,711	2,276	12,998,236
2	DAP	688	3,600	2,475,533
3	Urea	2,292	2,200	5,042,752
4	Kotoran Sapi	18,887	250	4,721,720
5	Cao	63,587	700	44,510,907
6	Vinasse	1,863,983	5	9,319,915
<b>Total Harga</b>				<b>Rp 79,069,063</b>

$$\begin{aligned} \text{Maka, total harga bahan baku/ tahun} &= \text{Rp } 79,069,063 \times 330 \text{ hari} \\ &= \text{Rp } 26,092,790,724 \end{aligned}$$

##### D.4.3. Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Harga jual produk magnesium oksida dapat dilihat pada tabel berikut ini :

**Tabel D.5. Hasil Penjualan Produk**

No	Bahan Baku	Kapasitas (ton/tahun)	Harga (Rp/Kg)	Total Harga (Rp)
1	Biomethane	219653.2	6000	1317919200000
2	Pupuk Cair	140239.4	4000	560957600000
3	Kompos	562890.2	3750	2110838250000
4	PCC	906602.4	5000	4533012000000
Total				Rp 8,522,727,050,000

$$\text{Maka, total harga penjualan/ tahun} = \text{Rp } 8,522,727,050,000$$

#### D.5. Menentukan Gaji Karyawan

Penentuan jumlah karyawan operasional (operator) untuk bagian proses

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 77,666 \text{ kg/jam} \\ &= 1864 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

Berdasarkan grafik pada **Figure 6-9 Timmerhaus edisi 5th** didapatkan operating labor requirements sebesar 60 pekerja-jam/hari-proses

1 shift = 8 jam

Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pekerja operasi} &= 60 \text{ pekerja-jam/hari-proses} \\ &= 60 \frac{\text{pekerja-jam}}{\text{hari-proses}} \times \frac{3 \text{ proses}}{8 \text{ jam}} \\ &= 22.5 \text{ pekerja} \\ &\approx 23 \text{ pekerja} \end{aligned}$$

Biaya untuk keperluan karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan dan direncanakan sebagai berikut :

**Tabel D.6. 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 Pemeliharaan	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	4,500,000	5	22,500,000
	c. Penjualan	4,250,000	5	21,250,000
	d. Pembukuan	4,250,000	3	12,750,000
	e. Pengelolaan Dana	4,250,000	3	12,750,000
	f. Kepegawaian	4,250,000	5	21,250,000
	g. Pendidikan dan Latihan	4,250,000	5	21,250,000
12	Keamanan	3,900,000	9	35,100,000
13	Sopir	3,900,000	7	27,300,000
14	Pesuruh/tukang kebun	3,900,000	12	46,800,000
<b>TOTAL</b>			<b>153</b>	<b>919,950,000</b>

Biaya untuk gaji karyawan selama 1 tahun adalah

$$= \text{Rp } 919,950,000 \times 12$$

$$= \text{Rp } 11,039,400,000$$

## D.6. Analisis Ekonomi

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

- 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.6.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

#### D.6.1.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)

##### A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

Tabel D.7 Perhitungan Biaya Langsung (DC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	Harga peralatan	E	929,509,143,645
2	Instrumentasi dan kontrol	26% E	241,672,377,348
3	Isolasi	8% E	74,360,731,492
4	Perpipaan (terpasang)	31% E	288,147,834,530
5	Listrik (terpasang)	10% E	92,950,914,365
<b>6</b>	<b>Harga FOB</b>	<b>FOB</b>	<b>1,626,641,001,379</b>
7	Biaya angkutan kapal laut	10% FOB	162,664,100,138
<b>8</b>	<b>Harga C and F</b>	<b>C&amp;F</b>	<b>1,789,305,101,517</b>
9	Biaya asuransi	1% C&F	17,893,051,015
<b>10</b>	<b>Cost of Insurance &amp; Freight</b>	<b>CIF</b>	<b>1,807,198,152,532</b>
11	Biaya angkutan ke lokasi pabrik	15% CIF	271,079,722,880
12	Pemasangan alat	39% E	362,508,566,022
13	Bangunan dan perlengkapan	29% E	269,557,651,657
14	Service fasilitas dan yard improvement	55% E	511,230,029,005
15	Tanah	12% E	111,541,097,237
<b>Total Biaya Langsung (DC)</b>			<b>3,333,115,219,333</b>

**B. Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)**

**Tabel D.8 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)**

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	Teknik dan supervisi	32% E	297,442,925,966
2	Biaya konstruksi	34% E	316,033,108,839
3	Biaya hukum	4% E	37,180,365,746
4	Ongkos Kontraktor	19% E	176,606,737,293
5	Biaya tak terduga	37% E	343,918,383,149
<b>Total Biaya Tidak Langsung (IC)</b>			<b>1,171,181,520,993</b>

(Timmerhaus, 1991)

**C. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)**

**Keterangan :**

Untuk mengetahui biaya tak terduga dari Fixed Capital Investment (FCI) menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } 3,333,115,219,333 + \text{Rp } 1,171,181,520,993 \\
 \text{FCI} &= \text{Rp } \quad \quad \quad \mathbf{4,504,296,740,326}
 \end{aligned}$$

**D.6.1.2 Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)**

Merupakan modal untuk menjalankan pabrik hingga mendapatkan piutang. Dengan asumsi pabrik mendapatkan piutang setelah 2 bulan (Kusnarjo,2008)

$$\text{WCI} = \frac{2}{12} \times \text{Total Production Cost}$$

$$\text{WCI} = \mathbf{0.167} \times \text{TPC} \quad (1)$$

**D.6.1.3 Total Investasi (*Total Capital Investment, TCI*)**

$$\begin{aligned}
 \text{Total Investasi (TCI)} &= \text{FCI} + \text{WC} \\
 &= \text{Rp } \quad \mathbf{4,504,296,740,326} + \mathbf{0.167} \times \text{TPC} \quad (2)
 \end{aligned}$$

**D.6.2 Penentuan Biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*)**

**D.6.2.1 Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*)**

**A. Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost, DPC*)**

**Tabel D.9 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)**

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
			(Rp)
1	Bahan baku (1 tahun) (B)		26,092,790,724
2	Tenaga kerja (TK)		11,039,400,000
4	Utilitas		74,752,094,395
5	<i>Maintenance</i> dan perbaikan (M)	7% FCI	315,300,771,823
6	<i>Operating Supplies</i>	15% M	47,295,115,773
7	Laboratorium	15% TK	1,655,910,000
8	<i>Patent</i> dan <i>royalties</i>	1% TPC	48,991,484,625
<b>Total Biaya Produksi Langsung (DPC)</b>			<b>476,136,082,716</b>

(Kusnarjo,2008)

$$\text{DPC} = \text{Rp } \quad \mathbf{476,136,082,716} + 1\% \text{ TPC} \quad (3)$$



**B. Biaya Tetap (*Fixed Charge, FC*)**

**Tabel D.10 Perhitungan Biaya Tetap (FC)**

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Depresiasi	10% FCI	450,429,674,033
2	Pajak	1.5% FCI	67,564,451,105
3	Asuransi	1% FCI	45,042,967,403
<b>Total Biaya Tetap (FC)</b>			<b>563,037,092,541</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.

$$\begin{aligned}
 \text{Plant Overhead Cost (POC)} &= 12\% \text{ FCI} && \text{(Kusnarjo,2008)} \\
 &= 12\% \times 4,504,296,740,326 \\
 &= \mathbf{540,515,608,839}
 \end{aligned}$$

**D.6.2.2 Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses, GE*)**

**Biaya Pengeluaran Umum (GE)**

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
			(Rp)
1	Biaya administrasi	4% FCI	180,171,869,613
2	Biaya distribusi dan penjualan	8% FCI	360,343,739,226
3	Biaya R & D	5% FCI	225,214,837,016
<b>Total Pengeluaran Umum (GE)</b>			<b>765,730,445,855</b>

(Kusnarjo,2008)

Dimana :

$$\text{Manufacturing Cost (MC)} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} \quad \text{(Kusnarjo,2008)}$$

$$\begin{array}{rcl}
 \text{DPC} & = & \text{Rp} \quad 476,136,082,716 \quad + \quad 1\% \quad \text{TPC} \\
 \text{FC} & = & \text{Rp} \quad 563,037,092,540.80 \\
 \text{POC} & = & \text{Rp} \quad 540,515,608,839.17 \quad + \\
 \hline
 \text{MC} & = & \text{Rp} \quad \mathbf{1,579,688,784,096} \quad + \quad 1\% \quad \text{TPC}
 \end{array}$$

$$\text{Total Production Cost (TPC)} = \text{MC} + \text{GE} \quad \text{(Kusnarjo,2008)}$$

$$\begin{array}{rcl}
 \text{MC} & = & \text{Rp} \quad 1,579,688,784,096 \quad + \quad 1\% \quad \text{TPC} \\
 \text{GE} & = & \text{Rp} \quad 765,730,445,855 \quad + \\
 \hline
 \text{TPC} & = & \text{Rp} \quad 2,345,419,229,951 \quad + \quad 1\% \quad \text{TPC} \\
 99\% \text{ TPC} & = & \text{Rp} \quad 2,345,419,229,951 \\
 \text{TPC} & = & \text{Rp} \quad \mathbf{4,899,148,462,540}
 \end{array}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} (1) \text{ Working Capital Investment (WCI)} &= 0.167 \times \text{TPC} \\ &= 0.167 \times 4.89915\text{E}+12 \\ &= \text{Rp } \mathbf{816,524,743,757} \\ (2) \text{ Total Investasi (TCI)} &= \text{Rp } 4,504,296,740,326 + 0.167 \times \text{TPC} \\ &= \text{Rp } \mathbf{5,320,821,484,083} \\ (3) \text{ Direct Production Cost (DPC)} &= \text{Rp } 476,136,082,716 + 1\% \text{ TPC} \\ &= \text{Rp } \mathbf{525,127,567,341} \end{aligned}$$

### D.6.3 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 lain sebagai berikut :

#### 1 Modal

- Modal sendiri = 40%
- Modal pinjaman = 60%

2 Bunga bank = 7% per tahun (Bank Negara Indonesia)

3 Laju inflasi = 10% 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.6.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi tanpa Depresiasi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ &= 4,899,148,462,540 - 450,429,674,033 \\ &= \text{Rp } \mathbf{4,448,718,788,508} \end{aligned}$$

**Tabel D.12 Biaya Operasi Untuk Kapasitas Produksi**

Tahun	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1	80%	3,558,975,030,806
2	100%	4,448,718,788,508
3	100%	4,448,718,788,508

Contoh Perhitungan

$$\begin{aligned}
 \text{Tahun ke-2} &= 100\% \text{ Kapasitas} \\
 &= 100\% \times \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} \\
 &= 100\% \times 4,448,718,788,508 \\
 &= \text{Rp } 4,448,718,788,507.78
 \end{aligned}$$

### D.6.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap. akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap.

**Modal Investasi terbagi atas :**

1 Modal sendiri ( <i>Equity</i> )	40%	FCI = Rp	1,801,718,696,131
2 Modal pinjaman ( <i>Loan</i> )	60%	FCI = Rp	2,702,578,044,196

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

**Tabel D.13 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi**

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri	Inflasi = 10 %	Jumlah (Rp)
		Jumlah (Rp)		
-2	50%	900,859,348,065	-	900,859,348,065
-1	50%	900,859,348,065	90,085,934,807	990,945,282,872
0			99,094,528,287	99,094,528,287
Modal Sendiri Akhir Masa Konstruksi				<b>1,990,899,159,224</b>

Contoh Perhitungan

Jumlah modal sendiri selama masa konstruksi kurang 1 tahun :

$$\begin{aligned}
 \text{Modal sendiri} &= 50\% \times \text{Modal sendiri (Equity)} + \text{Inflasi} \\
 &= 50\% \times 1,801,718,696,131 + 10\% \times 900,859,348,065 \\
 &= 900,859,348,065 + 90,085,934,807 \\
 &= \text{Rp } 990,945,282,872
 \end{aligned}$$

**Tabel D.14 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi**

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga = 12%	Jumlah (Rp)
-2	50%	1,351,289,022,097.93	-	1,351,289,022,098
-1	50%	1,351,289,022,097.93	94,590,231,547	1,445,879,253,645
0			101,211,547,755	101,211,547,755
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				<b>2,898,379,823,498</b>

Contoh Perhitungan

Jumlah modal pinjaman selama masa konstruksi kurang 1 tahun :

$$\begin{aligned}
 \text{Modal sendiri} &= 50\% \times 2,702,578,044,196 + \text{Bunga} \\
 &= 50\% \times 2,702,578,044,196 + 7\% \times 1,351,289,022,098 \\
 &= 1,351,289,022,097.93 + 94,590,231,546.85 \\
 &= \text{Rp } 1,445,879,253,644.78
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi} &= \text{Modal sendiri} + \text{Modal pinjaman} \\
 &= 1,990,899,159,224 + 2,898,379,823,498 \\
 &= \text{Rp } \mathbf{4,889,278,982,722}
 \end{aligned}$$

Perhitungan harga penjualan produk :

Berdasarkan Sub-Appendiks D.4.3, maka untuk kapasitas produksi 100% akan didapatkan harga penjualan sebesar :

$$\text{Hasil penjualan produk} = \text{Rp } \mathbf{8,522,727,050,000}$$

#### **D.6.4 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 berikut :

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

Dimana :

$$\begin{aligned}
 n &= \text{tahun} \\
 CF &= \text{cash flow pada tahun ke-n} \\
 \frac{1}{(1+i)^n} &= \text{discount factor (DF)}
 \end{aligned}$$

**Tabel D.15 Trial Laju Bunga (i)**

Tahun ke- n	Cash Flow (CF)	Discounted Factor	
		<i>i</i> = 0.5	<i>i</i> = 0.54
1	2,277,012,730,846	1,518,008,487,230	1,479,976,846,527
2	2,861,329,967,235	1,271,702,207,660	1,208,778,893,146
3	2,875,286,047,015	851,936,606,523	789,495,109,114
4	2,889,242,126,795	570,714,494,182	515,634,286,962
5	2,903,198,206,575	382,314,167,121	336,762,712,319
6	2,917,154,286,354	256,101,336,525	219,935,924,648
7	2,931,110,366,134	171,551,041,091	143,634,381,262
8	2,945,066,445,914	114,911,905,221	93,801,718,845
9	2,959,022,525,694	76,970,966,476	61,256,676,806
10	2,972,978,605,474	51,555,997,426	40,002,433,093
<b>Total</b>		<b>5,265,767,209,455</b>	<b>4,889,278,982,722</b>

Dari perhitungan diperoleh nilai IRR sebesar **53.85% per tahun**

Nilai IRR yang diperoleh lebih besar daripada bunga pinjaman modal pada bank (12%/tahun), oleh karena itu pabrik ini layak untuk didirikan.

#### D.6.5 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.16 Cummulative Cash Flow**

Tahun ke-n	Net Cash Flow (Rp)	Cummulative Cash Flow (Rp)
0	-2,369,110,333,284	-2,369,110,333,284
1	1,992,194,776,152	-376,915,557,132
2	2,576,512,012,541	2,199,596,455,410
3	2,590,468,092,321	4,790,064,547,731
4	2,604,424,172,101	7,394,488,719,832
5	2,618,380,251,881	10,012,868,971,713
6	2,632,336,331,661	12,645,205,303,374
7	2,646,292,411,441	15,291,497,714,815
8	2,660,248,491,221	17,951,746,206,036
9	2,674,204,571,001	20,625,950,777,038
10	2,688,160,650,781	23,314,111,427,819

Berdasarkan tabel di atas, untuk investasi = Rp 5,320,821,484,083

Dengan cara interpolasi linier antara tahun ke = 3 dan 4

Maka diperoleh waktu pengembalian modal = **3.208 tahun**

atau Tahun Ke- 3 , Bulan Ke- 3 .

Jika menggunakan **evaluasi secara linier**, maka diperoleh :

$$Pay\ Out\ Time = \frac{Modal}{(Laba + Depresiasi)} \quad \text{Dimana :} \\ \text{Modal} = FCI$$

**a Menghitung Laba Kotor**

$$\begin{aligned} \text{Laba Kotor} &= \text{Total Penjualan} - \text{Total Production Cost} \\ \text{Laba Kotor} &= \text{Rp } 8,522,727,050,000 - \text{Rp } 4,899,148,462,540 \\ \text{Laba Kotor} &= \text{Rp } 3,623,578,587,460 \end{aligned}$$

**b Menghitung Laba Bersih**

$$\begin{aligned} \text{Laba Bersih} &= \text{Laba Kotor} - \text{Pajak Pendapatan} \\ \text{Laba Bersih} &= \text{Rp } 3,623,578,587,460 - 30\% \times \text{Rp } 3,623,578,587,460 \\ \text{Laba Bersih} &= \text{Rp } 2,536,505,011,222 \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} Pay\ Out\ Time\ \text{sebelum pajak} &= \frac{Modal}{(Laba\ Kotor + Depresiasi)} \\ Pay\ Out\ Time\ \text{sebelum pajak} &= \frac{\text{Rp } 5,320,821,484,083}{(\text{Rp } 3,623,578,587,460 + \text{Rp}450,429,674,033 )} \\ Pay\ Out\ Time\ \text{sebelum pajak} &= 1.31 \text{ tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Pay\ Out\ Time\ \text{sesudah pajak} &= \frac{Modal}{(Laba\ Bersih + Depresiasi)} \\ Pay\ Out\ Time\ \text{sesudah pajak} &= \frac{\text{Rp } 5,320,821,484,083}{(\text{Rp } 2,536,505,011,222 + \text{Rp}450,429,674,033 )} \\ Pay\ Out\ Time\ \text{sesudah pajak} &= 1.78 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Dari tabel 55, **Buku Aries and Newton, halaman 196**, dengan POT = 2,07 tahun maka pabrik ini dikategorikan sebagai *middle risk* .

**D.6.6 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 :

$$Rate\ on\ Investment = \frac{Laba\ bersih/ \text{tahun}}{Modal} \times 100\% \quad \text{Dimana :} \\ \text{Modal} = FCI$$

**a Menghitung Laba Kotor**

$$\begin{aligned} \text{Laba Kotor} &= \text{Total Penjualar} - \text{Total Production Cost} \\ \text{Laba Kotor} &= \text{Rp } 8,522,727,050,000 - \text{Rp } 4,899,148,462,540 \\ \text{Laba Kotor} &= \text{Rp } 3,623,578,587,460 \end{aligned}$$

**b Menghitung Laba Bersih**

Lab a Bersih = Lab a Kotor - Pajak Pendapatan

Lab a Bersih = Rp 3,623,578,587,460 - 30% x Rp 3,623,578,587,460

Lab a Bersih = Rp 2,536,505,011,222

maka,

*Rate on Investment* sebelum pajak =  $\frac{\text{Lab a Kotor per Tahun}}{\text{Modal}} \times 100\%$

*Rate on Investment* sebelum pajak =  $\frac{\text{Rp } 3,623,578,587,460}{\text{Rp } 5,320,821,484,083} \times 100\%$

*Rate on Investment* sebelum pajak = 68.10%

*Return on Investment* sesudah pajak =  $\frac{\text{Lab a Bersih per Tahun}}{\text{Modal}} \times 100\%$

*Return on Investment* sesudah pajak =  $\frac{\text{Rp } 2,536,505,011,222}{\text{Rp } 5,320,821,484,083} \times 100\%$

*Return on Investment* sesudah pajak = 47.67%

Dari tabel 54, **Buku Aries and Newton, halaman 193**, dengan ROI = 47.67% maka pabrik ini dikategorikan sebagai *middle risk*.

**D.6.7 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.17 Biaya FC, VC, SVC, dan S**

No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	<b>Biaya Tetap (FC)</b>	<b>563,037,092,541</b>
2	<b>Biaya Variabel (VC)</b>	
	• Bahan baku	26,092,790,724
	• Utilitas	74,752,094,395
	• Pengemasan	-
	• Royalti	48,991,484,625
	<b>Total Biaya Variabel (VC)</b>	<b>149,836,369,745</b>
3	<b>Biaya Semivariabel (SVC)</b>	
	• Buruh pabrik langsung	11,039,400,000
	• <i>Plant overhead cost</i>	540,515,608,839
	• <i>General Expenses</i>	765,730,445,855
	• Laboratorium dan kontrol	1,655,910,000
	• Pemeliharaan dan perbaikan	315,300,771,823
	• <i>Plant supplies</i>	47,295,115,773
	<b>Total Biaya Semivariabel (SVC)</b>	<b>1,681,537,252,291</b>
4	<b>Total Penjualan (S)</b>	<b>8,522,727,050,000</b>

$$BEP = \frac{FC + 0,3 SVC}{S - 0,7SVC - CV} \times 100 \%$$

$$BEP = 14.83 \%$$

**Tabel D.18 Data Pembuatan Grafik BEP**

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap (Rp)	563,037,092,541	563,037,092,541
Total Pengeluaran (Rp)	1,067,498,268,228	2,394,410,714,577
Total Penjualan (Rp)	0	8,522,727,050,000

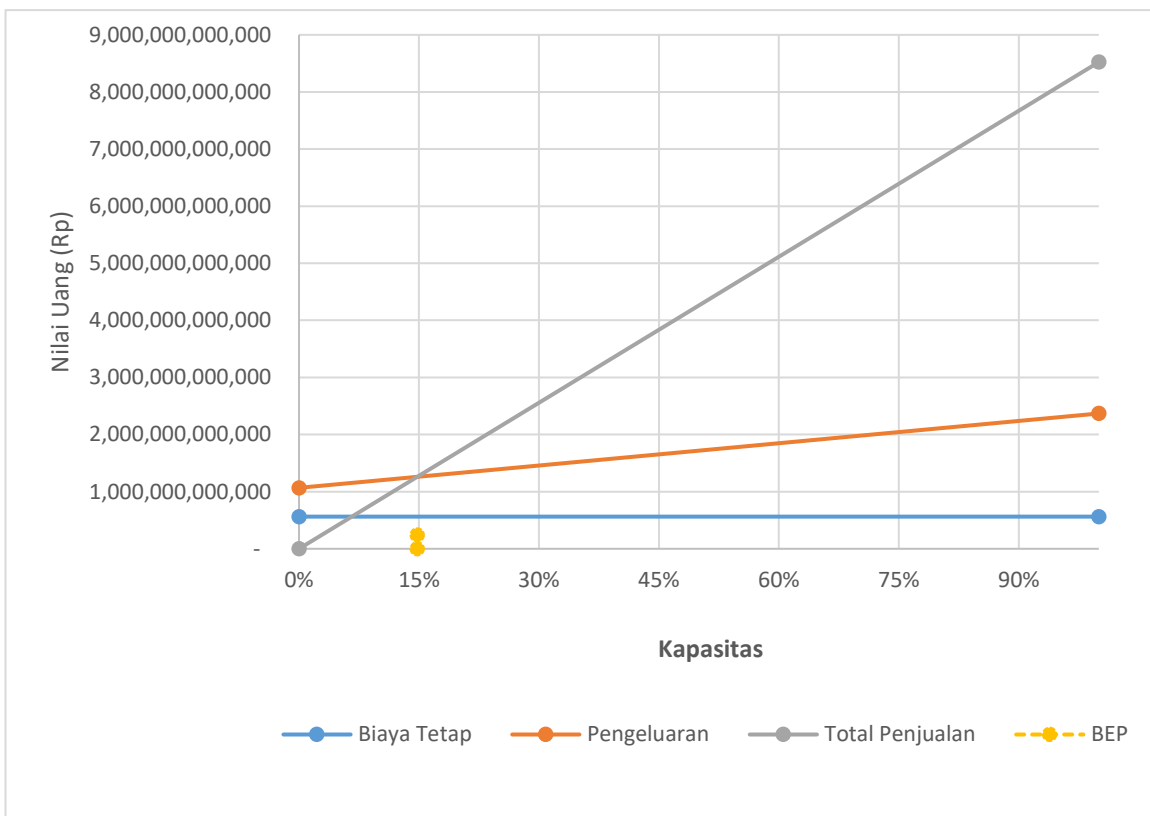
Dimana :

Total pengeluaran pada 0%, diperoleh dari :

$$\begin{aligned} \text{Total Pengeluaran pada 0\%} &= FC + 0,3 SVC \\ &= \text{Rp } 563,037,092,541 + 0.3 \times \text{Rp } 1,681,537,252,291 \\ &= \text{Rp } 1,067,498,268,228 \end{aligned}$$

Total pengeluaran pada 100%, diperoleh dari :

$$\begin{aligned} \text{Total Pengeluaran pada 100\%} &= FC + SVC + VC \\ &= \text{Rp } 563,037,092,541 + \text{Rp } 1,681,537,252,291 \\ &\quad + \text{Rp } 149,836,369,745 \\ &= \text{Rp } 2,394,410,714,577 \end{aligned}$$



**Gambar D.2 Grafik Break Even Point (BEP)**