

No: TA/TK/2019/105

**PRA RANCANGAN PABRIK METHYL LAKTAT
DARI GLISEROL DAN METHANOL DENGAN
DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Radhiyatul Umairoh

No. Mahasiswi : 15521042

Nama : Intan Tiara Fatmawati

No. Mahasiswi : 15521226

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2019

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK METIL LAKTAT DARI
GLISEROL DAN METHANOL
DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama : Radhiyatul Umairoh

No. Mahasiswi : 15521042

Nama : Intan Tiara Fatmawati

No. Mahasiswi : 15521226

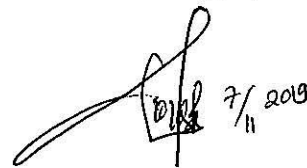
Yogyakarta, 07 November 2019

Pembimbing I,



Dulmalik, Ir., M.M

Pembimbing II,



Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK METHYL LAKTAT
DARI GLISEROL DAN METHANOL DENGAN
DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Radhiyatul Umairoh
No. Mahasiswa : 15521042

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 16 Maret 2020

Tim Penguji,
Ir. Dulmalik, M.M
Ketua

Lucky Wahyu Nuzulia, S.T., M.Eng.
Anggota I

Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.
Anggota II



18/3-20

Mengetahui.

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia




Dr. Suharno Rusdi

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK METIL LAKTAT DARI
GLISEROL DAN METHANOL
DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Radhiyatul Umairoh

Nama : Intan Tiara Fatmawati

No. Mahasiswi : 15521042

No. Mahasiswi : 15521226

Yogyakarta, 07 November 2019

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.
Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Radhiyatul Umairoh



Intan Tiara Fatmawati

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan sehat dan iman, sehingga penyusun dapat menyelesaikan Tugas Akhir Perancangan Pabrik yang berjudul “Perancangan Pabrik Metil Laktat Dari Gliserol dan Methanol dengan Kapasitas 35.000Ton/Tahun”.

Tugas Akhir Perancangan Pabrik ini merupakan serangkaian tugas yang harus dilaksanakan oleh setiap mahasiswa sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulis menyadari bahwa selama Penyusunan Tugas Akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Maka dalam kesempatan ini, Penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah SWT yang telah menyertai dan meridhoi setiap jalan yang dilalui dan memberikan kemudahan kepada penulis.
2. Kedua orangtua dan seluruh keluarga yang selalu mendukung dan mendoakan selama mengenyam Pendidikan S1 Teknik Kimia di kampus ini dan dalam penyusunan Tugas Akhir, sehingga Tugas Akhir ini dapat selesai dengan baik.
3. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph. D selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta.
4. Bapak Dulmalik, Ir., M.M selaku Dosen pembimbing I Tugas Akhir Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Ibu Lilis Kistriyani, S.T M. Eng selaku Dosen pembimbing II Tugas Akhir Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta yang telah

memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

6. Teman-teman seperjuangan Jurusan Teknik Kimia UII 2015 Khususnya teman-teman yang telah membantu dan memberikan dukungan spiritual maupun moril dalam proses pengerjaan skripsi ini.
7. Serta semua pihak lainnya yang tidak bisa disebutkan penulis satu persatu yang telah membantu selama pelaksanaan penelitian dan penyusunan laporan ini.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangan, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan penulis. Akhir kata semoga Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, Oktober 2019

LEMBAR PERSEMBAHAN

Radhiyatul Umairoh

Bismillahirrahmaanirrahim,

Segala puji bagi Allah SWT atas rahmat dan hidayah-Nya saya bisa mengerjakan dan menyelesaikan tugas akhir ini sebagai syarat untuk mendapatkan gelar pascasarjana teknik kimia.

Skripsi ini saya persembahkan untuk kedua orang tua saya yang tercinta, Abah (Musa) dan Mama (Almh. Jusnimar), terima kasih untuk segala kasih sayang dan do'a yang diberikan. Khusus untuk mama "*I wish you were here, standing next to me and see what I did Mom*".

Tak lupa juga kepada Abang saya Deny Handika dan Selly Angready yang selalu menjaga dan mensupport adik nya selama ini. Keluarga adalah penyemangat ketika semangat saya mulai *down*, capek bahkan merasa tidak sanggup untuk menyelesaikan skripsi ini.

Dan tak lupa juga saya berterima kasih untuk Partner saya (Intan Tiara Fatmawati) yang sangat sabar menghadapi saya mulai dari KP, Penelitian sampai mengerjakan dan menyelesaikan skripsi ini. "*You are my best partner and my best friend*" dan sahabat-sahabatku dari SMK sampai sekarang "Muslimah Engineer" (Putri, Tiwi, Dede dan Naila) yang selalu mau mendengar cerita, keluhan, memberi do'a dan saling memberi semangat. "*No matter how much when I'm down, they can make me laugh be happy and they are my best friends*".

LEMBAR PERSEMBAHAN

Intan Tiara Fatmawati,

Alhamdulillah Rabbil'alamin,

Segala puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sepanjang hidup saya, yang tanpa lelah selalu menunjukkan jalan yang benar agar saya dapat menyelesaikan tugas akhir sebagai syarat untuk mendapatkan gelar sarjana teknik kimia.

Skripsi ini saya persembahkan kepada kedua orang tua saya yang sangat saya sayangi dan saya cintai, Bapak H. Jailani dan Ibu Hj. Nani, S.Pd. Saya mengucapkan terima kasih atas segala cinta dan kasih sayang yang telah ibu dan bapak berikan selama ini, baik dalam material, memberikan semangat dan yang paling utama yaitu do'a serta ridho dari ibu dan bapak. *"My parents are my source of strength, they are very important in my life, my parents are everything to me because of their love and affection I can be at this point now and I love you so much"*.

Kemudian untuk kakak kandung saya Aditya Fitriansyah, S.T dan Reza Agustian, S.T, kakak ipar saya Ulfa Utari, S.E, serta keponakan kesayangan saya Dygta Alfarizky Adriansyah. Saya mengucapkan terima kasih atas segala sesuatu yang telah kakak berikan selama ini, baik dalam hal memberikan material, memberikan semangat, memberikan motivasi ketika saya mulai menyerah untuk mengerjakan skripsi ini. *"You always provide motivation for me, I'm very lucky to have a brothers like you, even though you often bully me, and thank you for taking care of me and protecting me"*.

Dan tidak lupa saya mengucapkan terima kasih kepada partner skripsi saya Radhiyatul Umairah yang selalu sabar menghadapi saya untuk menyelesaikan skripsi ini.

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR PERANCANGAN PABRIK	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK	iv
KATA PENGANTAR	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xv
DAFTAR GAMBAR.....	xviii
ABSTRAK	xix
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Perancangan.....	2
1.3 Ketersediaan Bahan Baku	5
1.4 Tinjauan Pustaka	6
1.5 Berdasarkan Tinjauan Termodinamika	9
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk.....	11
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	14
2.3 Pengendalian Kualitas	21
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	21
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi	21

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	22
--	----

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses	23
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku dan Bahan Penunjang	23
3.1.2 Konversi Reaksi Dalam Reaktor (R-01).....	23
3.1.3 Proses Reaksi Kalsium Laktat dan Metanol (R-02).....	24
3.1.4 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Hasil.....	24
3.1.5 Tinjauan Termodinamika.....	25
3.2 Spesifikasi Alat	28
3.2.1 Tangki Penyimpanan	28
3.2.2 Tangki Akumulator (ACC-01).....	30
3.2.3 Tangki Akumulator (ACC-02).....	30
3.2.4 Mixer (M-01)	31
3.2.5 Reaktor RATB (R-01)	32
3.2.6 Reaktor RATB (R-02)	33
3.2.7 <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-01)	34
3.2.8 Menara Distilasi (MD-01)	35
3.2.9 Menara Distilasi (MD-02)	36
3.2.10 Dekanter (DC-01).....	37
3.2.11 <i>Heater</i>	38
3.2.12 <i>Cooler</i> (CL).....	41
3.2.13 <i>Condenser</i> (CD-01).....	44
3.2.14 <i>Condenser</i> (CD-02).....	45

3.2.15 <i>Reboiler</i> (RB-01).....	46
3.2.16 <i>Reboiler</i> (RB-02).....	46
3.2.17 <i>Fan</i> (FN-01)	47
3.2.18 Pompa.....	48
3.3 Perencanaan Produksi	54

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik	57
4.1.1 Faktor Utama Penentuan Lokasi Pabrik.....	58
4.1.2 Faktor Penunjang Penentuan Lokasi Pabrik	60
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	62
4.2.1 Daerah Administrasi atau Perkantoran dan Laboratorium.....	62
4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol	62
4.2.3 Daerah Utilitas dan <i>Power Station</i>	62
4.2.4 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel dan Garasi.....	63
4.3 Tata Letak Alat Proses	67
4.3.1 Pertimbangan Ekonomi.....	66
4.3.2 Kemudahan Operasi	66
4.3.3 Kemudahan Pemeliharaan.....	66
4.3.4 Keamanan dan Keselamatan	68
4.4 Alir Proses dan Material.....	68
4.4.1 Neraca Massa.....	69
4.4.1.1 Neraca Massa Total.....	69
4.4.1.2 <i>Mixer</i> (M-01).....	70

4.4.1.3 Reaktor RATB (R-01).....	71
4.4.1.4 Dekanter (D-01)	72
4.4.1.5 Reaktor <i>Buble Reactor</i> (R-02)	73
4.4.1.6 <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-01).....	74
4.4.1.7 Menara Distilasi (MD-01).....	75
4.4.1.8 Menara Distilasi (MD-02).....	76
4.4.2 Neraca Panas	77
4.4.2.1 Mixer (M-01)	77
4.4.2.2 Reaktor RATB (R-01).....	77
4.4.2.3 Dekanter (DC-01).....	78
4.4.2.4 Reaktor <i>Buble Reactor</i> (R-02)	78
4.4.2.5 <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-01).....	79
4.4.2.6 Menara Distilasi (MD-01).....	79
4.4.2.7 Menara Distilasi (MD-02).....	80
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif	81
4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif	82
4.5 Perawatan (<i>Maintenace</i>).....	83
4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas)	84
4.6.1 Unit Pengolahan Air	85
4.6.2 Unit Pengadaan Steam	87
4.6.3 Unit Pengadaan Listrik	88
4.6.4 Unit Pengadaan Udara Tekan	89
4.6.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar	89

4.6.6 Diagram Alir Utilitas	90
4.7 Organisasi Perusahaan	91
4.7.1 Bentuk Perusahaan	91
4.7.2 Struktur Organisasi	92
4.7.3 Tugas dan Wewenang	95
4.7.4 Jadwal Kerja Karyawan	101
4.7.5 Perincian Jabatan dan Jenjang Pendidikan.....	104
4.7.6 Kesejahteraan Karyawan.....	107
4.7.7 Sistem Gaji Karyawan.....	108
4.7.8 Fasilitas Karyawan	111
4.8 Evaluasi Ekonomi	113
4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	114
4.8.2 Dasar Perhitungan	117
4.8.3 Perhitungan Biaya	118
4.8.4 Analisa Kelayakan	119
4.8.5 Hasil Perhitungan	123
4.8.6 Analisa Keuntungan	130
4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi	130
 BAB V PENUTUP	
5.1 Kesimpulan.....	133
5.2 Saran.....	134
DAFTAR PUSTAKA	135
LAMPIRAN I REAKTOR RATB (R-01)	137

LAMPIRAN II REAKTOR <i>Buble Reactor</i> (R-02).....	157
LAMPIRAN KARTU KONSULTASI BIMBINGAN.....	176

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Metil Laktat di Indonesia.....	2
Tabel 1.2 Data Impor Metil Laktat di Beberapa Negara 5 Tahun Terakhir.....	4
Tabel 1.3 Data Produksi Metil Laktat	4
Tabel 1.4 Perbandingan Proses Pembuatan Metil Laktat Berdasarkan Bahan Baku yang Digunakan.....	7
Tabel 1.5 Entalphy Pembentukan Pada Suhu 25 C.....	10
Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku dan Produk.....	28
Tabel 3.2 Spesifikasi <i>Heater</i>	38
Table 3.3 Spesifikasi <i>Cooler</i>	41
Tabel 3.4 Spesifikasi Pompa	48
Tabel 4.1 Rincian Luas Tanah dan Penggunaannya	64
Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....	68
Tabel 4.3 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01)	69
Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	70
Tabel 4.5 Neraca Massa Dekanter (D-01).....	71
Tabel 4.6 Neraca Massa Reaktor (R-02).....	72
Tabel 4.7 Neraca Massa RDVF (RDVF-01).....	73
Tabel 4.8 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	74
Tabel 4.9 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)	75
Tabel 4.10 Neraca Panas Mixer (M-01).....	76
Tabel 4.11 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	76
Tabel 4.12 Neraca Panas Dekanter (D-01)	77

Tabel 4.13 Neraca Panas Reaktor (R-02).....	77
Tabel 4.14 Neraca Panas RDVF (RDVF-01).....	78
Tabel 4.15 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	78
Tabel 4.16 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02).....	79
Tabel 4.17 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan <i>Shift</i> Hari.....	103
Tabel 4.18 Perincian Jabatan dan Jenjang Pendidikan.....	105
Tabel 4.19 Perincian Gaji Karyawan	108
Tabel 4.20 Harga Index <i>Chemical Engineering Progress</i> (CEP) Pada Tahun 1975-1990	115
Tabel 4.21 Harga Index <i>Chemical Engineering Progress</i> (CEP) Pada Tahun 2006-2024	116
Tabel 4.22 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC).....	124
Tabel 4.23 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	124
Tabel 4.24 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	125
Tabel 4.25 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	125
Tabel 4.26 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	126
Tabel 4.27 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC).....	126
Tabel 4.28 <i>Total Manufacturing Cost</i> (MC).....	127
Tabel 4.29 <i>Working Capital</i> (WC).....	127
Tabel 4.30 <i>General Expense</i> (GE)	128
Tabel 4.31 <i>Total Production Cost</i> (TPC).....	128
Tabel 4.32 <i>Fixed Cost</i> (Fa)	128
Tabel 4.33 <i>Regulated Cost</i> (Ra).....	129

Tabel 4.34 <i>Variable Cost</i> (Va).....	129
Table 4.35 Hasil Kelayakan Ekonomi.....	130

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Metil Laktat di Indonesia	3
Gambar 4.1 Peta Satimpo Bontang, Kalimantan Timur	58
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Pabrik Metil Laktat	63
Gambar 4.3 Tata Letak Proses Pabrik Metil Laktat	67
Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif	80
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif	81
Gambar 4.6 Diagram Alir Utilitas	90
Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan	94
Gambar 4.8 Grafik BEP dan SDP	132

ABSTRAK

Metil laktat merupakan produk yang digunakan sebagai bahan baku sintesis dalam bidang farmasi, bahan baku parfum (wewangian) dalam bidang kosmetik dan bidang industri sebagai pembersih bahan elektronik, pembersih kaca, pelarut percetakan, pelarut plastik, pelarut cat dan bahan untuk insektisida. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan adanya peluang ekspor yang masih terbuka, maka dirancang pabrik metil laktat dengan bahan baku gliserol dan methanol dengan kapasitas produksi 35.000 ton per tahun dan direncanakan beroperasi 330 hari per tahun. Pabrik ini akan didirikan di kawasan industri Bontang, Kalimantan Timur dengan luas 58.049 m². Pabrik ini memiliki karyawan sebanyak 300 orang. Pembuatan metil laktat dilakukan dengan dua proses. Reaktor pertama dengan kondisi tekanan 1 atm dan suhu 230 °c, reaktor kedua dengan kondisi tekanan 1 atm dan suhu 180 °c. Kebutuhan utilitas: air secara kontinyu sebanyak 220.642,8927 kg/jam, steam sebanyak 1.164,0429 kg/jam, air pendingin sebanyak 213.139,2815 kg/jam, air domestik sebanyak 1.474,7627 kg/jam, listrik 354,1540 Kwh dan bahan bakar yang digunakan untuk menggerakkan generator sebesar 196,6509 lt/jam. Analisis ekonomi pabrik ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 166.245.332.857 per tahun, setelah keuntungan pajak 25% dan zakat 25% mencapai Rp 124.683.999.643 per tahun. *Return on investment* (ROI) sebelum pajak 12,18% dan setelah pajak 9,13%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 4,96 tahun dan setelah pajak 5,84 tahun. *Break Event Point* (BEP) sebesar 56.23% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 20,28% *Discounted cash flow* (DCF) mencapai 18,07% Berdasarkan evaluasi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa prarancangan pabrik metil laktat dengan kapasitas 35.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci: metil laktat, gliserol, methanol.

ABSTRACT

Methyl lactate is a product that is used as a raw material for synthesis in the pharmaceutical field, perfume raw materials (fragrances) in the cosmetics and industrial fields as electronic cleaning agents, glass cleaners, printing solvents, plastic solvents, paint solvents and materials for insecticides. To meet domestic needs and the possibility of export opportunities that are still open, a methyl lactate plant was designed with glycerol and methanol as raw materials with a production capacity of 35,000 tons per year and planned to operate 330 days per year. This plant will be established in the Bontang industrial area, East Kalimantan with an area of 58,049 m². This factory has 300 employees. Methyl lactate is prepared in two processes. The first reactor with a pressure of 1 atm and a temperature of 230 oc, the second reactor with a pressure of 1 atm and a temperature of 180 oc. Utility needs: continuous water as much as 220,642.89 kg / hour, steam as much as 1,164,0429 kg / hour, cooling water as much as 213,139,2815 kg / hour, domestic water as much as 1,474,7627 kg / hour, electricity 354,1540 Kwh and materials fuel used to drive the generator is 196.6509 lt / hour. This factory economic analysis shows a profit before tax of Rp 166,245,332,857 per year, after a 25% tax profit and 25% zakat reaching Rp 124,683,999,643 per year. Return on investment (ROI) before tax is 12.1789% and after tax is 9.1342%. Pay Out Time (POT) before taxes 4.96 years and after taxes 5.84 years. Break Event Point (BEP) of 56.22% and Shut Down Point (SDP) of 20.28% Discounted cash flow (DCF) reached 18.07% Based on economic evaluation, it can be concluded that the design of a methyl lactate plant with a capacity of 35,000 tons / year is feasible to be established.

Key words: methyl lactate, glycerol, methanol.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Sebagai negara yang sedang berkembang, bangsa Indonesia memiliki kewajiban untuk melaksanakan pembangunan disegala bidang. Salah satunya adalah pembangunan di sektor ekonomi, yang sedang digiatkan oleh pemerintah untuk mencapai kemandirian perekonomian nasional. Untuk mencapai tujuan ini pemerintah menitik beratkan pada pembangunan di sektor industri. Pembangunan industri ditujukan untuk memperkokoh struktur ekonomi nasional dengan keterkaitan yang kuat dan saling mendukung antar sektor, meningkatkan daya tahan perekonomian nasional, memperluas lapangan kerja, memenuhi kebutuhan dalam negeri, pemanfaatan sumber daya alam yang ada dan kesempatan usaha sekaligus mendorong perkembangnya kegiatan berbagai sektor pembangunan lainnya.

Salah satu bahan kimia yang mempunyai kegunaan yang penting dan peluang yang besar di masa mendatang adalah metil laktat. Selama ini kebutuhan metil laktat di Indonesia masih di datangkan dari luar negeri, yang terbanyak dari Amerika Serikat, Cina dan Taiwan. Hal ini disebabkan karena belum adanya pabrik metil laktat di Indonesia Metil laktat dengan rumus senyawa ($C_4H_8O_3$) merupakan senyawa turunan ester yang berwujud cair, tidak berwarna, larut dalam air, alkohol, eter. Metil laktat merupakan bahan kimia yang termasuk bio solvent karena sifatnya yang ramah lingkungan. Metil laktat banyak digunakan dalam industri kosmetik dan obat-obatan sebagai pelarut. Selain itu, metil laktat sangat

cocok digunakan untuk mencuci material logam dan komposit seperti PCB (Printed Circuit Board).

1.2 Kapasitas Perancangan

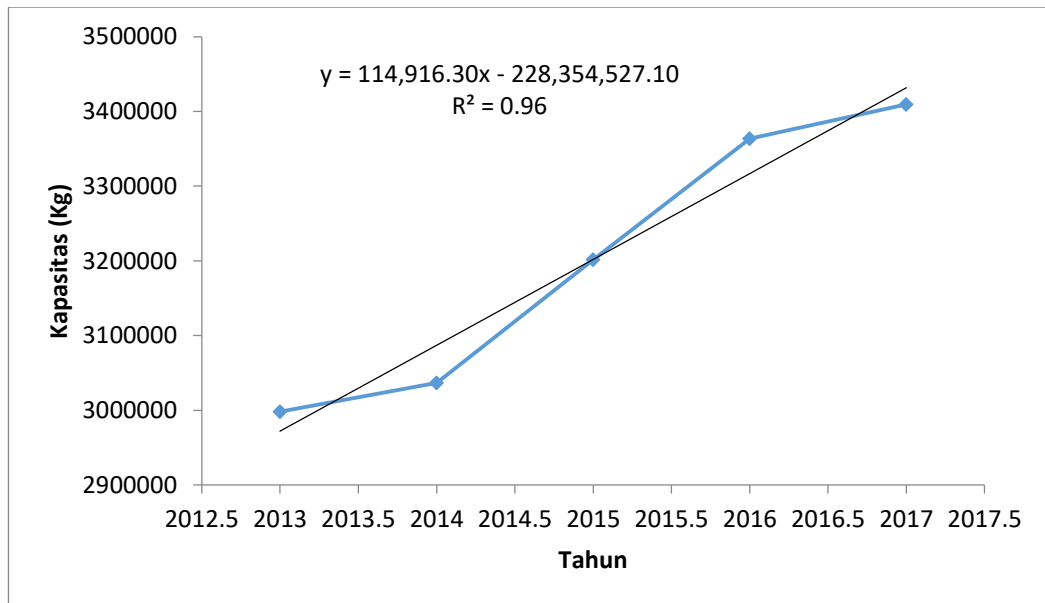
Dari tahun ke tahun kebutuhan metil laktat di Indonesia terus mengalami peningkatan. Berdasarkan data statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia, Impor-Ekspor dari tahun 2013-2017 dapat diketahui jumlah kebutuhan metil laktat di Indonesia. Dari Tabel 1.1 dapat dilihat kebutuhan metil laktat di Indonesia setiap tahunnya terus meningkat. Berikut ini adalah tabel data jumlah impor metil laktat di Indonesia beberapa tahun terakhir :

Tabel 1.1 Data Impor Metil Laktat di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
2013	2998,105
2014	3036,624
2015	3201,641
2016	3363,437
2017	3409,280

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2013-2017)

Dari tabel 1.1 di atas dapat diperoleh grafik sebagai berikut:



Gambar 1.1 Grafik Impor Metil Laktat di Indonesia

Dengan melihat data diatas jika pabrik direncanakan pada tahun 2024 perkiraan kapasitas dapat dihitung dengan persamaan garis linear sebagai berikut:

Dari gambar 1.1 diperoleh persamaan garis linear,

$$Y = 114916,30x - 228354527,19$$

Dimana :

Y = kebutuhan metil laktat (dalam kg)

X = tahun ke-

Dengan mensubtitusikan harga tahun ke- (X) = 2024 ke persamaan diatas maka diperoleh:

$$Y = 4236064,01 \text{ kg}$$

$$Y = 4236,06401 \text{ ton}$$

Tabel 1.2. Data Impor Metil Laktat di Beberapa Negara 5 Tahun Terakhir

Tahun	Impor (Ton)						Total Impor
	Hongkong	India	Japan	Malaysia	Myanmar	Philippines	
2013	308,747	3760,753	17257,377	3504,155	7,198	787,030	25625,260
2014	248,930	4163,275	18451,275	4281,102	38,458	785,788	27968,828
2015	258,315	4534,828	20471,14	4157,332	34,101	1022,351	30478,067
2016	257,687	4658,744	20303,86	4892,694	57,210	1755,378	31925,573
2017	301,488	5404,912	21188,48	5326,326	32,282	1997,415	34250,903

(Sumber : Undata, 2013-2017)

Dengan melihat hasil persamaan dan data impor metil laktat di beberapa Negara diatas maka perencanaan pendirian pabrik metil laktat di Indonesia yaitu dengan kapasitas 35.000 ton/tahun dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan metil laktat dalam negeri serta untuk memenuhi kebutuhan diluar negeri.

Selain bertujuan untuk memenuhi kebutuhan metil laktat dalam negeri dan luar negeri, pabrik yang dirancang juga mampu bersaing dalam pasar luar negeri. Pabrik metil laktat yang sudah beroperasi diberbagai negara dan kapasitas produksi setiap tahunnya adalah sebagai berikut:

Tabel 1.3. Data Produksi Metil Laktat

Pabrik	Lokasi	Kapasitas Ton/Tahun)
Shinghai Smart Chemicals	China	3000
Musashino	China	10000

Qingdao Lambert Holdings	China	5000
Zhengzhou Yi Bang Industry	China	30000
PURAC	Amerika Serikat	15000

(Sumber : icis.com,2014)

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Penyediaan bahan baku merupakan hal yang paling penting dalam pengoprasian pabrik baik itu bahan utama maupun bahan penunjang lainnya, karena beroperasi atau tidaknya suatu pabrik sangat tergantung pada persediaan bahan baku atau lokasi infrastuktur tempat masuknya bahan baku. Bahan baku pembuatan metil laktat adalah gliserol dan methanol. Bahan baku berupa gliserol yang diperoleh dari PT Unilever Surabaya yang berkapasitas 8.450 ton/tahun metanol yang diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri. Dan bahan pembantu seperti CaO dan CO₂ liquid yang diperoleh dari PT. Melindo Inti Gas Lawang Malang yang berkapasitas 15.360 ton/tahun dan CuO yang digunakan sebagai katalis

Pendirian pabrik metil laktat di Indonesia yaitu dengan harapan sebagai berikut :

1. Dapat memenuhi kebutuhan metil laktat dalam negeri, sehingga dapat menghemat biaya dalam negeri.
2. Dapat meningkatkan pertumbuhan industri di Indonesia dan mendukung program pemerintah dalam peningkatan industri hulu, guna mendukung industri hilir dalam menghadapi era pasar bebas.

3. Memberikan lapangan pekerjaan baru sehingga dapat mengurangi tingkat jumlah pengangguran serta meningkatkan pendapatan masyarakat di Indonesia.
4. Metil laktat dapat menjadi komoditas ekspor bagi Indonesia.

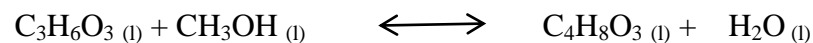
1.4 Tinjauan Pustaka

Pembuatan metil laktat dalam skala industri ada beberapa pilihan proses yaitu :

- Berdasarkan Bahan Baku

1. Pembuatan Metil Laktat Dari Asam Laktat dan Metanol

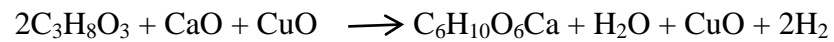
Proses pembuatan metil laktat dari asam laktat dan metanol dengan cara memasukkan kedua bahan baku ke dalam reaktor sehingga terjadi reaksi esterifikasi.



Reaksi ini berlangsung pada suhu 60 °C dengan perbandingan bahan baku methanol dan asam laktat adalah 3,92. Reaksi terjadi dengan bantuan katalis cair Asam Sulfat dengan persentase 0,1012%. Konversi produk metil laktat yang diperoleh adalah 79% (Troupe and Kobe, 1950).

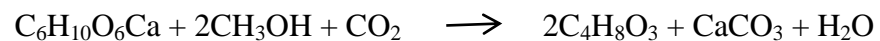
2. Pembuatan Metil Laktat Dari Gliserol dan Metanol

Proses pembuatan metil laktat dari gliserol melalui 2 tahap. Pertama gliserol dikonversikan menjadi kalsium laktat dengan menggunakan katalis padat Cao dan CuO.



Reaksi terjadi pada suhu 230 °C selama 240 menit. Konversi yang dihasilkan yaitu 88%.

Tahap kedua dimana Kalsium Laktat direaksikan dengan methanol dengan bantuan CO₂ sehingga menghasilkan Metil Laktat.



Reaksi terjadi pada suhu 180 °C selama 240 menit. Konversi yang dihasilkan dari reaksi ini yaitu 84,4%. (Ren Shoujie, 2015)

Perbandingan proses pembuatan metil laktat terdapat pada table 1.4.

dibawah ini :

Tabel 1.4. Perbandingan Proses Pembuatan Metil Laktat Berdasarkan Bahan Baku yang Digunakan

Bahan Baku	Kelebihan	Kekurangan
Gliserol + Methanol	<p>Konversinya lebih tinggi :</p> <p>Reaksi 1 Konversi 88 %</p> <p>Reaksi 2 Konversi 84,4 %</p> <p>Alat yang digunakan lebih sedikit.</p> <p>Menghasilkan <i>by product</i></p>	<p>Reaksi berjalan 2 tahap</p> <p>Suhunya lebih tinggi</p> <p>Waktu yang dibutuhkan lebih lama</p>

	berupa CaCO_3 yang dapat dijual kembali Semua bahan baku dari dalam negeri	
Asam Laktat + Methanol (proses kontinyu) Sumber: (scribd.com, 2017)	Konversi 79 % Hanya satu reaksi	Untuk bahan baku asam laktat impor Alat yang digunakan lebih banyak
Asam Laktat + Methanol (proses reactive distillation) Sumber : (scribd.com, 2017)	Lebih efektif dalam penggunaan bahan baku	Menggunakan banyak alat Proses ini masih dalam pengembangan para ahli <i>Reactive distillation</i> yang digunakan mahal.

Berdasarkan tabel 1.4 diatas bahan baku yang dipilih untuk proses pembuatan metil laktat adalah dari gliserol dan methanol, dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Konversi yang dihasilkan lebih tinggi.

2. Semua bahan baku tersedia dalam negeri sehingga biaya yang dikeluarkan lebih sedikit.
3. Menghasilkan by produk yang berupa CaCO_3 yang dapat dijual kembali sehingga dapat menghasilkan keuntungan yang lebih tinggi.

Berdasarkan bahan baku yang digunakan yaitu bersifat cair-cair maka reaktor yang digunakan berupa tangki berpengaduk (RATB).

1.5 Berdasarkan Tinjauan Termodinamika

Reaksi berjalan eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dengan meninjau panas pembentukan standar (ΔH_f) pada 298 C. ΔH menunjukkan panas reaksi yang dihasilkan selama proses berlangsungnya reaksi kimia. Besar atau kecil nilai ΔH tersebut menunjukkan jumlah energi yang dibutuhkan maupun dihasilkan. ΔH bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi sehingga semakin besar ΔH maka semakin besar juga energy yang dibutuhkan. Sedangkan ΔH bernilai energi (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut menghasilkan panas selama proses berlangsungnya reaksi. Diketahui data energi pembentukan (ΔH_f°) pada 25°C untuk masing – masing komponen :

Table 1.5 Entalphy Pembentukan Pada suhu 25 C

Komponen	Rumus Kimia	$\Delta H_f^{\circ 298}$ (KJ/mol)
Asam Laktat	C ₃ H ₆ O ₃	-694,040
Metanol	CH ₃ OH	-238,40
Metil Laktat	C ₄ H ₈ O ₃	-645,620
Air	H ₂ O	-286,000
Gliserol	C ₃ H ₈ O ₃	-594,43
Kalsium Laktat	C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	-1432,7
Hidrogen	H ₂	0
Karbon Dioksida	CO ₂	-393,5
Kalsium Karbonat	CaCO ₃	-1207

Sumber : Yaws, 1996; Patnaik, 1976; Chemcad 6.1.4; Ullman's, 2005

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan metil laktat dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan pengendalian kualitas.

2.1 Spesifikasi Produk

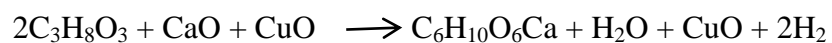
1. Metil Laktat

Sifat Fisis

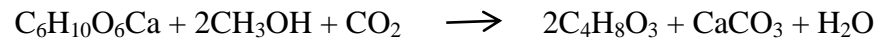
Rumus molekul	: C ₄ H ₈ O ₃
Berat molekul	: 104,105 g/mol
Wujud/penampilan	: Cairan bening tidak berwarna.
Massa jenis	: 1,093 g/cm ³
Viskositas	: 2,94 cp
Titik lebur	: -66 °C
Titik didih	: 144 – 145 °C
Kelarutan	: Air, alkohol, eter

Sifat Kimia

Metil laktat dari gliserol melalui 2 tahap. Pertama gliserol dikonversikan menjadi kalsium laktat dengan menggunakan katalis padat Cao dan Cuo.



Tahap kedua dimana Kalsium Laktat direaksikan dengan methanol dengan bantuan CO₂ sehingga menghasilkan Metil Laktat.



2. Kalsium Karbonat

Sifat Fisis

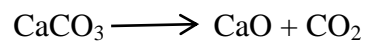
Rumus molekul	: CaCO ₃
Berat molekul	: 100,09 g/mol
Massa jenis	: 2,711 g/cm ³
Wujud/penampilan	: Solid berwarna putih dan tidak berbau.
Titik leleh	: 825 °C
pH	: 8 – 9
Densitas	: 3,11 – 6,12 g/ml
Kelarutan di air	: Tidak larut dalam air

(Sciencelabs,2014)

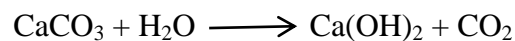
Sifat kimia

Kalsium karbonat ini terdiri dari 2 unsur kalsium dan 1 unsur karbon dan 3 unsur oksigen. Setiap unsur karbon terikat kuat dengan 3 oksigen, dan ikatan ini ikatannya lebih longgar dari ikatan antara karbon dengan kalsium pada satu senyawa. Kalsium karbonat bila dipanaskan akan pecah dan menjadi serbuk remah yang lunak yang dinamakan calsium oksida (CaO). Hal ini terjadi karena pada reaksi tersebut setiap molekul dari

kalsium akan bergabung dengan 1 atom oksigen dan molekul lainnya akan berikatan dengan oksigen menghasilkan CO₂ yang akan terlepas ke udara sebagai gas karbon dioksida. dengan reaksi sebagai berikut:



Apabila ditambahkan air, reaksinya akan berjalan dengan sangat kuat dan cepat apabila dalam bentuk serbuk, serbuk kalsium karbonat akan melepaskan kalor. Molekul dari CaCO₃ akan segera mengikat molekul air (H₂O) yang akan membentuk kalsium hidroksida, zat yang lunak seperti pasta. Sebagaimana ditunjukkan pada reaksi sebagai berikut:



3. Air

Sifat Fisis

Rumus molekul	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,0153 g/mol
Wujud/penampilan	: Cairan bening tidak berwarna.
Densitas	: 999,793 kg/m ²
Titik beku	: 0 °C
Titik didih	: 100 °C
Viskositas	: 0,8949 cp
Spesific gravity	: 1,090

Sifat Kimia

Air merupakan pelarut universal karena dapat melarutkan berbagai zat kimia. (Perry and Green 7th ed, 1999)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

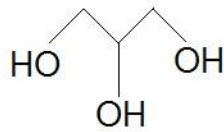
1. Gliserol

Sifat Fisis

Rumus molekul	: $C_3H_8O_3$
Berat molekul	: 92,09382 g/mol
Wujud/penampilan	: Cairan bening tidak berwarna dan tidak berbau.
Densitas	: 1,261 g/cm ³
Titik leleh	: 18 °C
Titik didih	: 290 °C
Viskositas	: 1,5 Pa.s
Specific gravity	: 1,262
Kemurnian	: 99,5 %

Sifat Kimia

Gliserol (1,2,3-propanatriol) atau disebut juga gliserin merupakan senyawa alkohol trihidrat dengan rumus bangun $CH_2OHCHOHCH_2OH$. Gliserol berwujud cairan jernih, higroskopis, kental, dan terasa manis.



Sumber (Kem,1966)

2. CuO

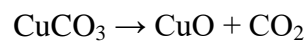
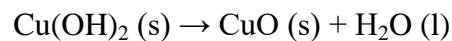
Sifat Fisis

Rumus molekul	: CuO
Berat molekul	: g/mol
Wujud/penampilan	: Padatan merah kecoklatan.
Densitas	: 6,0 g/cm ³
Titik leleh	: 1232 °C
Titik didih	: 1800 °C
Kelautan dalam air	: Tidak larut.
Kelautan dalam asam	: Larut
Entropi molar standar	: 93 J.mol ⁻¹ .K ⁻¹
Entalpi pembentukan standar	: -170 kJ.mol ⁻¹

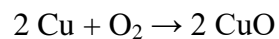
Sifat Kimia

CuO atau tembaga(II) oksida merupakan senyawa anorganik yang memiliki warna fisik hitam, CuO ialah salah satu dari 2 senyawa oksida tembaga yang stabil. senyawa lainnya ialah Cu₂O.

Beberapa proses produksi yang digunakan dalam penggunaan laboratorium, CuO murni di buat dari tembaga (II) nitrat, tembaga(II) hidroksida dan tembaga (II) karbonat :



Sedangkan untuk skala besar digunakan pyrometallurgy untuk mengekstrak tembaga dari batuanya. Batuanya diolah dengan menggunakan larutan campuran dari ammonium carbonat, ammonia dan oksigen. CuO juga bisa di bentuk dengan memanaskan tembaga.



3. CaO

Sifat Fisis

Rumus molekul	: CaO
Berat molekul	: 56,0774 g/mol
Wujud/penampilan	: Serbuk putih hingga kuning/coklat pucat.
Bau	: Tidak berbau
Densitas	: 3,34 g/cm ³
Titik leleh	: 2613 °C
Titik didih	: 2850 °C
Kelarutan dalam air	: 1,19 g/L (25 C); 0,57 g/L (100 C),

Reaksi	: Reaksi eksotermis.
Kelautan dalam asam	: Larut (juga didalam gliserol, larutan gula)
Kelarutan dalam methanol	: Tidak larut (juga didalam dietil eter, n-oktanol)
Keasaman	: 12,8
Entropi molar standar	: $40 \text{ J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$
Entalpi pembentukan standar	: -635 kJ.mol^{-1}

Sifat Kimia

Kalsium oksida merupakan kristal basa, kaustik, zat padat putih pada suhu kamar. Istilah yang luas digunakan “kapur” berkonotasi bahan anorganik yang mengandung kalsium, yang meliputi karbonat, oksida dan hidroksida kalsium, silikon, magnesium, aluminium, dan besi mendominasi, seperti batu gamping. Sebaliknya, “kapur mentah” khusus berlaku untuk senyawa kimia tunggal. Keduanya dan turunan kimia (kalsium hidroksida, yang mana kapur mentah anhidrida basa) adalah zat kimia komoditas penting. **Nama IUPAC** kapur tohor adalah Kalsium oksida, nama lainnya Kapur mentah, kapur bakar, kapur tohor.

(Sumber: wawasanilmukimia.wordpress.com,2014)

4. Methanol

Sifat Fisis

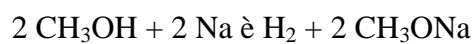
Rumus molekul : CH_3OH

Berat molekul	: 32,04 g/mol
Wujud/penampilan	: Colorless liquid.
Densitas	: 0,7918 g/cm ³ , liquid
Titik leleh	: -97 °C
Titik didih	: 64,7 °C
Kelarutan dalam air	: Fully miscible
Keasaman	: 15,5
Viskositas	: 0,59 mPa.s at 20 C

Sifat Kimia

Atom hydrogen pada gugus hidroksil dapat didistribusi dengan logam aktif membentuk metoksida.

Reaksi :



Methanol direaksikan dengan asam salisilat dan asam sulfat dengan cara dipanaskan perlahan-perlahan dan ditutup kapas lalu didinginkan maka akan membentuk metil salisilat. (wikipedia.com,2019)

5. Karbon Dioksida

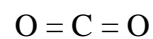
Sifat Fisis

Rumus Molekul	: CO ₂
Warna	: Tidak berwarna

Bau	: Sedikit berbau tajam, pedas,
Aroma	: Rasanya sedikit menggigit
Berat molekul	: 44,02 gr/1
Spesific gravity gas	: 1,53 (21,11°C, 1 atm)
Density cair	: 758,5 gr/1 (21,11°C dan 57,09 atm)
Density cair	: 1014,96 gr/1 (-16,8°C, 20,14 atm)
Density padat	: 1563,5 gr/1 (-78,5°C, 1 atm)
Titik tripel	: -56,57°C, 5,112 atm.abs
Suhu kritis	: 31,01°C
Tekanan kritis	: 73,825 bar
Suhu padat	: -78,47°C pada 1 atm
Tidak dapat terbakar	
Agak bersifat asam	
(Sumber : Karya Guna Gas,2013)	

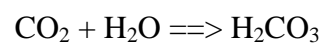
Sifat Kimia

1. Karbon dioksida adalah senyawa kovalen dengan bentuk molekul linier.



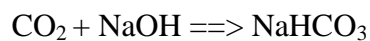
2. Karbon dioksida adalah oksida yang bersifat asam dan dapat bereaksi dengan air menghasilkan asam karbonat.

Reaksi yang terjadi :



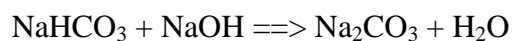
3. Karbon dioksida bereaksi dengan basa menghasilkan senyawa karbonat dan bikarbonat.

Contoh reaksi :



Natrium

Karbonat



Natrium

Bikarbonat

(Sumber : avkimia.com,2017)

6. Kalsium Laktat

Sifat Fisis

Rumus Molekul : $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_6\text{Ca}$

Massa Molar : 218,22 g/mol

Penampilan : Bubuk putih, sedikit berbahaya, tidak berbau

Massa Jenis : 1,494 g/cm³

Titik Lebur : 240 °C (464 °F; 513 K) (anhydrous)

120 °C (pentahydrate)

Kelarutan : Larut dalam air, tidak larut dalam etanol (Depkes RI, 1995)

Keasaman (Kpa) : 6,0-8,0

Indeks Bias (nD) : 1,470

(Sumber : wikipedia.org,2019)

Sifat Kimia

Kalsium laktat adalah garam Kristal putih dengan formula $C_6H_{10}O_6Ca$ terdiri dari dua anion laktat H_3CCO^- untuk setiap kation kalsium Ca^{2+} . Ini membentuk beberapa hidrat, yang paling umum adalah pentahidrat $C_6H_{10}O_6Ca \cdot 5H_2O$. (wikipedia.com,2019)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik metil laktat ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku adalah untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang digunakan untuk proses. Oleh karena itu, diperlukan pengujian terhadap bahan baku.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control* maupun *temperature control*, dapat

diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk mendapatkan produk standar. Maka, diperlukan bahan baku yang berkualitas dan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*. Sehingga didapatkan produk berkualitas tinggi dan dapat digunakan di Indonesia maupun luar negeri.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan Metil Laktat dengan menggunakan bahan baku Gliserol dan Metanol dapat dilakukan melalui 2 tahap-tahap proses yaitu gliserol dikonversikan menjadi kalsium laktat dengan menggunakan katalis padat CaO dan CuO yang menghasilkan kalsium laktat kemudian Kalsium Laktat direaksikan dengan methanol dengan bantuan CO₂ sehingga menghasilkan Metil Laktat. Adapun prosesnya sebagai berikut :

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku dan Bahan Penunjang

Mula-mula Gliserol yang berasal dari tangki penyimpanan (T-01), CaO dari silo bahan baku (SL-01) dan CuO dari silo bahan baku (SL-02) dipompa ke tangki pencampur (mixer-01). Perbandingan mol CuO yang digunakan itu 0,2 mol CuO per mol gliserol. Bahan baku keluar tangki pencampur kemudian dipanaskan dengan heat exchanger (HE-01) untuk mencapai suhu 230°C diumpankan secara kontinyu kedalam reactor (R-01).

3.1.2 Konversi Reaksi dalam Reaktor (R-01)

Konversi reaksi terjadi dalam fase cair pada sebuah reaktor RATB-01 (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk) yang tersusun seri dengan katalisator CuO. Kondisi operasi reaktor dengan suhu

230°C dan tekanan 1 atm. Reaksi bersifat endotermis, untuk itu agar suhu reaksi dapat dijaga konstan maka pada reaktor dipasang koil pemanas yang dialiri steam pemanas. Dari (R-01) menghasilkan Kalsium Laktat yang dimana akan direaksikan dengan Metanol dengan bantuan CO₂ untuk menghasilkan produk Metil Laktat. Sebelum dialirkan ke R-02 campuran yang keluar dari R-01 terlebih dahulu dialirkan di decanter-01 untuk memisah antara campuran Gliserol dan CuO dengan campuran Kalsium Laktat dan Air.

3.1.3 Proses Reaksi Kalsium Laktat dan Metanol (R-02)

Keluaran dari decanter-01 selanjutnya proses reaksi terjadi dalam reaktor RATB-02 (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk) yang tersusun seri dengan penambahan CO₂ pada fase cair. Kondisi operasi reaktor dengan suhu 180°C dan tekanan 1 atm. Reaksi bersifat eksotermis, untuk itu agar suhu reaksi dapat dijaga konstan maka pada reaktor dipasang koil pendingin yang dialiri air pendingin. Dari (R-02) menghasilkan produk Metil Laktat dan by produk Kalsium Karbonat (CaCO₃).

3.1.4 Tahap Pemisahan dan Pemurnian Hasil

Kalsium Karbonat yang keluar dari R-02 dipisahkan dari produk dengan cara memisahkan berdasarkan berat jenis dalam alat RDVF (*Rotary Drum Vacuum Filter*). Alat ini dioperasikan secara kontinyu yang mempunyai medium filter dan support berupa

silinder dan medium filter mengelilinginya. Selama beroperasi drum berputar dengan kecepatan 0.1 rpm secara perlahan dengan kondisi tekanan didalam drum. Hasil Filtrat berupa Metil Laktat dan cake nya berupa Kalsium Karbonat. Setelah itu hasil filtrate berupa Kalsium Laktat, Metil Laktat, Air dan sedikit Kalsium Karbonat dari RDVF diumpankan ke MD-01 untuk tahap proses pemisahan Kalsium Laktat, Metil Laktat dari Air dan Kalsium Karbonat yang terakomodasikan oleh Air. Selanjutnya hasil atas dari keluaran MD-01 di *recycle* kembali menuju R-02 dan hasil bawah keluaran MD-01 diumpankan ke MD-02 untuk proses pemurnian produk yaitu berupa Metil Laktat dengan kemurnian 98%, Air dan Kalsium Laktat sebesar 2 %, selanjutnya diumpankan dengan menggunakan pompa ke tangki penyimpanan produk (T-04) sebelumnya dimasukkan dalam cooler-04 agar masuk ketangki penyimpanan pada suhu 30 °C.

3.1.5 Tinjauan Termodinamika

Jika ditinjau secara termodinamika, diketahui:

$$\Delta H^{\circ}_{f298} \text{ Metanol} = -238,40 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{f298} \text{ Kalsium Laktat} = -1432,7 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{f298} \text{ Metil Laktat} = -528,20 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{f298} \text{ Air} = -285,83 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{f298} \text{ Gliseol} = -594,43 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{f298} \text{ Hidrogen} = 0 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{f298} \text{ Karbon Dioksida} = -393,5 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{f298} \text{ Kalsium Karbonat} = -1207 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{f298} \text{ CuO} = -155.08 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{f298} \text{ CaO} = -635.5 \text{ kJ/mol}$$

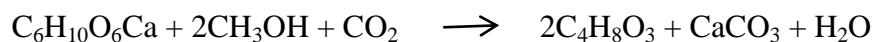
Reaksi 1:



$$\Delta H^\circ_{f298} = \Delta H^\circ_{f \text{ produk}} - \Delta H^\circ_{f \text{ reaktan}}$$

$$\begin{aligned} &= (\Delta H^\circ_{f\text{KL}} + \Delta H^\circ_{f\text{Air}} + \Delta H^\circ_{f\text{CuO}} + \Delta H^\circ_{f\text{H}_2}) - (\Delta H^\circ_{f\text{GL}} + \Delta H^\circ_{f\text{CaO}} + \Delta H^\circ_{f\text{CuO}}) \\ &= [(-1432,7 + -285,83 + -155.08) - (-594,43 + -635.5 + -155.08)] \text{ kJ/mol} \\ &= 488,77 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Reaksi 2:



$$\Delta H^\circ_{f298} = \Delta H^\circ_{f \text{ produk}} - \Delta H^\circ_{f \text{ reaktan}}$$

$$\begin{aligned} &= (\Delta H^\circ_{f\text{ML}} + \Delta H^\circ_{f\text{CaCO}_3} + \Delta H^\circ_{f\text{Air}}) - (\Delta H^\circ_{f\text{KL}} + \Delta H^\circ_{f\text{MT}} + \Delta H^\circ_{f\text{CO}_2}) \\ &= (-528,20 + -1207 + -285,83) - [(-1432,7 + -238,40 + -393,5) \text{ kJ/mol}] \\ &= -75,02 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas dapat diambil kesimpulan bahwa reaksi pertama konversi Gliserol antara CaO dan CuO yang menghasilkan Kalsium Laktat adalah reaksi endotermis karena ΔH° bernilai positif sedangkan pada reaksi kedua yaitu reaksi Kalsium Laktat dengan Metanol dan untuk menghasilkan Metil Laktat adalah reaksi eksotermis karena ΔH° bernilai negatif.

Diketahui :

$$\Delta G^{\circ}_{298} \text{ Metanol} = -430,62 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} \text{ Kalsium Laktat} = -179,28 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} \text{ Metil Laktat} = -390,38 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} \text{ Air} = -237,13 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} \text{ Gliserol} = -430,62 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} \text{ Karbon Dioksida} = -179,28 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} \text{ Kalsium Karbonat} = -390,38 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} \text{ CaO} = -179,28 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298} \text{ CuO} = -390,38 \text{ kJ/mol}$$

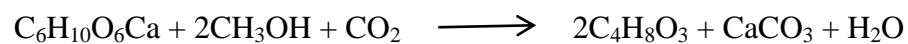
Reaksi 1:



$$\Delta G^{\circ}_{298} = \Delta G^{\circ}_{\text{produk}} - \Delta G^{\circ}_{\text{reaktan}}$$

$$= 227,499 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi 2:



$$\Delta G^{\circ}_{298} = \Delta G^{\circ}_{\text{produk}} - \Delta G^{\circ}_{\text{reaktan}}$$

$$= 204,522 \text{ kJ/mol}$$

Spesifikasi Tangki	Tangki C ₃ H ₈ O ₃ (T-01)	Silo CaO (SL-01)	Silo CuO (SL-02)	Tangki CH ₃ OH (T-02)	Tangki CO ₂ (T-03)	Tangki Produk C ₄ H ₈ O ₃ (T-04)	Silo Produk CaCO ₃ (SL-03)
Kondisi operasi	T = 30 °C P = 1 atm	T = 30 °C P = 1 atm	T = 30 °C P = 1 atm	T = 30 °C P = 1 atm	T = -25 °C P = 1 atm	T = 30 °C P = 1 atm	T = 30 °C P = 1 atm
Spesifikasi	Vol = 640.7188 m ³ D = 13,716 m Tinggi = 5,7883 m Bentuk head = Conical roof, flat bottom Tebal head = 0,625 in Tebal Shell = 1,1875 in	Vol = 1,4697 m ³ /14 hari D = 1,240 m Tinggi = 1,140 m Bentuk head = Conical roof, flat bottom Tebal head = 0,1875 in Tebal Shell = 0,1875 in	Vol = 0,5187 m ³ /14 hari D = 0,871 m Tinggi = 0,800 Bentuk head = Conical roof, flat bottom Tebal head = 0,1875 in Tebal Shell = 0,1875 in	Vol = 89,8277 m ³ D = 7,3152 m Tinggi = 2,9400 m Bentuk head = Thorispherical, flat bottom Tebal head = 0,188 in Tebal Shell = 0.188 in	Vol = 75,894 m ³ D = 7,251 m Tinggi = 7,251 m Bentuk head = Spherical Tebal head = 1/4 in	Vol = 240,0704 m ³ D = 9,4488 m Tinggi = 3,6576 m Bentuk head = Conical roof, flat bottom Tebal head = 0,1875 in Tebal Shell = 0,1875 in	Vol = 137,2559 m ³ / 14 hari D = 0,559 m Tinggi = 1,0586 m Bentuk head = Conical roof, flat bottom Tebal head = 0,1875 in Tebal Shell = 0,1875 in
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 170,490	\$ 9,327	\$ 6,376	\$ 51,241	\$ 287,259	\$ 52,658	\$ 4,959

3.2.2 Tangki Akumulator (ACC-01)

Tugas	: Menampung sementara hasil kondensasi Menara Distilasi (MD-01) dengan waktu tinggal 20 menit sebanyak 832,4319 kg/jam.
Jenis	: Tangki Silinder Horizontal, <i>Elliptical Dished Head</i> .
Spesifikasi	: Diameter = 0,5618 m Panjang = 1,2443 m Tebal Shell = 3/16 in Tebal Head = 3/16 in
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Harga	: \$ 4,250.44

3.2.3 Tangki Akumulator (ACC-02)

Tugas	: Menampung sementara hasil kondensasi Menara Distilasi (MD-02) dengan waktu tinggal 20 menit sebanyak 305,1678 kg/jam.
Jenis	: Tangki Silinder Horizontal, <i>Elliptical Dished Head</i> .
Spesifikasi	: Diameter = 0,4115 m

Panjang = 1,000 m
 Tebal Shell = 3/16 in
 Tebal Head = 3/16 in
 Bahan : *Carbon steel*
 Harga : \$ 4,250.44

3.2.4 Mixer (M-01)

Tugas : Pencampuran Gliserol, CaO dan CuO
 sebanyak 1361,09 kg/jam.
 Jenis : silinder vertical
 Jumlah : 1 buah
 Tangki : Diamater = 2,359 m
 Tinggi = 4,717 m
 Tebal = 0,188 in
 Tutup Atas : Jenis = *Standart Dished Head*
 Tebal = 0,188 in
 Tutup Bawah : Jenis = *Standart Dished Head*
 Tebal = 0,188 in
 Pengaduk : Jenis = Turbin
 Diameter = 30,952 in
 Daya motor = 60 Hp
 Bahan kontruksi : *Carbon steel*

Harga : \$ 276,279

3.2.5 Reaktor RATB (R-01)

Fungsi : Mereaksikan Gliserol, CaO dan CuO
menghasilkan kalsium laktat sebanyak
1155,2693 kg/jam.

Jenis : RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 230 °C

Ukuran : Volume = 68,499 m³
Diameter = 3,9622 m
Tinggi = 5,5804 m
Tebal *head* = 7/16 in
Tebal *Shell* = 7/16 in

Isolator : Jenis = Torispherical flanged &
dished head
Tebal = 3,5

Pengaduk reactor : Jumlah *baffle* = buah
Jumlah blade = 6 buah
Lebar *baffle* = 0,3283 m
Jenis pengaduk = Turbin

Jumlah pengaduk = 1 buah

Jarak pengaduk dari dasar tangki = 1,3134 m

Diameter pengaduk = 1,3134 m

Tenaga pengaduk = 7,5 Hp

Jumlah putaran = 92,6788 rpm

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Harga : \$ 234.128

3.2.6 Reaktor *Buble Reactor* (R-02)

Fungsi : Mereaksikan Kalsium Laktat, Metenol dan CO₂ menghasilkan metil laktat sebanyak 297,6145 kg/jam.

Jenis : RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 180 °C

Ukuran : Volume = 68,625 m³

Diameter = 2,5907 m

Tinggi = 3,6722 m

Tebal *head* = 3/8 in

Tebal *Shell* = 3/8 in

Isolator : Jenis = Torispherical flanged &

		dished head
	Tebal	= 3
Pengaduk reactor	: Jumlah <i>baffle</i>	= buah
	Jumlah blade	= 6 buah
	Lebar <i>baffle</i>	= 0,2143 m
	Jenis pengaduk	= Turbin
	Jumlah pengaduk	= 1 buah
	Jarak pengaduk dari dasar tangki	= 0,8572 m
	Diameter pengaduk	= 0,8572 m
	Tenaga pengaduk	= 15 Hp
	Jumlah putaran	= 225,891 rpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>	
Harga	: \$ 229,760	

3.2.7 Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)

Tugas	: Memisahkan Kalsium Karbonat dari dari komponen lain 561,8031 kg/jam.
Jenis Plate	: <i>Sieve Tray</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	:
- Kecepatan Putaran	= 0,1 rpm
- Tebal Cake	= 2 in

- Permeabilitas Cake (K) = 2,1930E-08 cuft/det²
- Konstanta filtrasi (CL) = 22005,8709 lbf.s/ft⁴
- Konstanta waktu filtrasi (Ct) = 0,6167 s
- Kecepatan Linier Filtrat (Vf) = 0,1081 ft³/ft².s
- Kecepatan linier udar (Va) = 2,3265 ft³/ft².s
- Kapasitas blower (V2) = 8,7518 ft³/ft².rotasi
- Luas permukaan filter (Af) = 1,0531 m²
- Diameter (D) = 1,1582 m
- Tinggi (Z) = 2,3165 m
- Daya motor keseluruhan (HP) = 5 HP

Harga : \$ 227,517

3.2.8 Menara Distilasi (MD-01)

Tugas : Memurnikan produk Metil Laktat dari
komponen lain 1264,9472 kg/jam.

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi :

- Puncak Menara : Tekanan = 0,996 atm
Suhu = 101,52 °C
- Umpan : Tekanan = 1 atm
Suhu = 118,05 °C

- Dasar Menara	: Tekanan	= 1,004 atm
	Suhu	= 108,10 °C
Jumlah plate	: Top	= 5 stage
	Bottom	= 6 stage
Spesifikasi	: Diameter	:
	Atas	= 3,0745 m
	Bawah	= 1,5960 m
	Tinggi	= 10,3455 m
	Tebal <i>Shell</i>	= 3/16 in
	Tebal <i>Head</i>	= 3/16 in
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>	
Harga	: \$ 944,542	

3.2.9 Menara Distilasi (MD-02)

Tugas	: Memurnikan produk Metil Laktat dari komponen lain 432,5153 kg/jam.
Jenis Plate	: <i>Sieve Tray</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	:
- Puncak Menara	: Tekanan = 0,99 atm
	Suhu = 164,12 °C
- Umpan	: Tekanan = 1 atm

	Suhu	= 107,98 °C
- Dasar Menara	: Tekanan	= 1,01 atm
	Suhu	= 100,46 °C
Jumlah plate	: Top	= 7 stage
	Bottom	= 4 stage
Spesifikasi	: Diameter	:
	Atas	= 0,4939 m
	Bawah	= 0,3289 m
	Tinggi	= 12,1295 m
	Tebal <i>Shell</i>	= 3/16 in
	Tebal <i>Head</i>	= 3/16 in
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>	
Harga	: \$ 956,349	

3.2.10 Dekanter (DC-01)

Tugas	: Memisahkan CuO dan Gliserol dari komponen Kalsium Laktat dan Air sebesar 1339,7604 kg/jam.
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	:
	- Volume lapisan atas = 0,171 ft ³ /jam
	- Volume lapisan bawah = 0,008 ft ³ /jam
	- Luas interface = 7,4521 m ²

- Volume decanter = 0,8487 m³
- Luas penampang = 0,0993 m²

Spesifikasi : Diameter = 0,6871 m
 Tinggi = 2,0612 m
 Tebal *Shell* = 3/16 in
 Tebal *Head* = 3/16 in

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 256,916

3.2.11 Heater

Tabel 3.2 Spesifikasi Heater

Spesifikasi Heater	Heater (HE-01)	Heater (HE-02)
Tugas	Memanaskan hasil keluaran Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01) dari 30°C menjadi 230°C.	Memanaskan umpan dari tangki bahan baku methanol yang masuk ke Reaktor (R-02) dari 30 °C menjadi 180°C.
Jenis	<i>Double pipe heater</i>	<i>Double pipe heater</i>
Jumlah	1 buah	1 buah
Kebutuhan steam	110.1399 kg/jam	61.0630 kg/jam
Dimensi	<i>Annulus : steam (hot fluid)</i> D : ID = 2,067 in OD = 2,38 in <i>Inner pipe : larutan umpan (cold fluid)</i> D : ID = 1,38 in OD = 1,66 in	<i>Annulus : steam (hot fluid)</i> D : ID = 2,07 in OD = 2,38 in <i>Inner pipe : umpan H₂O dan CH₃OH (cold fluid)</i> D : ID = 1,38 in OD = 1,66 in
Luas transfer panas	128,9861 ft ²	5,2432 ft ²

Jumlah <i>hairpin</i>	31 buah	1 buah
Panjang <i>hairpin</i>	10 ft	12 ft
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 33,295	\$ 4,604.64

Tabel 3.2 Spesifikasi Heater (lanjutan)

Spesifikasi Heater	Heater (HE-03)	Heater (HE-04)
Tugas	Menaikkan suhu dari decanter(DC-01) menuju Reaktor (R-02) dari 30°C menjadi 180°C.	Memanaskan umpan dari tangki bahan baku CO ₂ liquid yang masuk ke Reaktor (R-02) dari -25 °C menjadi 180°C.
Jenis	<i>Double pipe heater</i>	<i>Double pipe heater</i>
Jumlah	1 buah	1 buah
Kebutuhan steam	46.0926 kg/jam	26.7730 kg/jam
Dimensi	<i>Annulus : steam (hot fluid)</i> D : ID = 2,067 in OD = 2,38 in <i>Inner pipe : larutan umpan (cold fluid)</i> D : ID = 1,38 in OD = 1,66 in	<i>Annulus : steam (hot fluid)</i> D : ID = 2,07 in OD = 2,38 in <i>Inner pipe : umpan H₂O dan CH₃OH (cold fluid)</i> D : ID = 1,38 in OD = 1,66 in
Luas transfer panas	5,2483 ft ²	9,4127 ft ²
Jumlah <i>hairpin</i>	1 buah	2 buah
Panjang <i>hairpin</i>	12 ft	10 ft
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 4,604.64	\$ 4,604.64

Tabel 3.2 Spesifikasi Heater (lanjutan)

Spesifikasi Heater	Heater (HE-05)
Tugas	Menaikkan suhu dari Accumulator (ACC-01) <i>Recycle</i> menuju Reaktor (R-02) dari 108.10°C menjadi 180°C.
Jenis	<i>Double pipe heater</i>
Jumlah	1 buah
Kebutuhan steam	21.5833 kg/jam
Dimensi	<i>Annulus : steam (hot fluid)</i> D : ID = 2,067 in OD = 2,38 in <i>Inner pipe : larutan umpan (cold fluid)</i> D : ID = 1,38 in OD = 1,66 in
Luas transfer panas	20,0403 ft ²
Jumlah <i>hairpin</i>	4 buah
Panjang <i>hairpin</i>	12 ft
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 4,604.64

3.2.12 Cooler (CL)

Tabel 3.3 Spesifikasi Cooler

Spesifikasi Heater	<i>Cooler (CL-01)</i>	<i>Cooler (CL-02)</i>
Tugas	Mendinginkan larutan keluaran reactor 1 (R-01) menuju decanter (DC-01) suhu 230 °C ke suhu 30 °C.	Mendinginkan larutan keluaran RDVF menuju (MD-01) dari suhu 180 °C ke suhu 118,05 °C.
Jenis	<i>Double pipe heater</i>	<i>Double pipe heater</i>
Jumlah	1 buah	1 buah
Kebutuhan pendingin	46.847,4411 kg/jam	24.379,1729 kg/jam
Dimensi	<i>Annulus : larutan</i> D: ID = 2,07 in OD = 2,38 in <i>Inner pipe : air (cold fluid)</i> D : ID = 1,38 in OD = 1,66 in	<i>Annulus : larutan</i> D: ID = 2,07 in OD = 2,38 in <i>Inner pipe : air (cold fluid)</i> D : ID = 1,38 in OD = 1,66 in
Luas transfer panas	46,8108 ft ²	5,2085 ft ²
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 3,778	\$ 2,243

Tabel 3.3 Spesifikasi Cooler (lanjutan)

Spesifikasi Heater	<i>Cooler (CL-03)</i>	<i>Cooler (CL-04)</i>
Tugas	Mendinginkan larutan keluaran Reboiler (MD-01) dari suhu 133,889 °C ke suhu 107,98 °C.	Mendinginkan produk keluaran ACC-02 dari suhu 164,1163 °C ke suhu 30 °C.
Jenis	<i>Double pipe heater</i>	<i>Double pipe heater</i>
Jumlah	1 buah	1 buah
Kebutuhan pendingin	9.159,2380 kg/jam	23.146,1744 kg/jam
Dimensi	<i>Annulus : larutan</i> D: ID = 2,07 in OD = 2,38 in <i>Inner pipe : air (cold fluid)</i> D : ID = 1,38 in OD = 1,66 in	<i>Annulus : larutan</i> D: ID = 2,07 in OD = 2,38 in <i>Inner pipe : air (cold fluid)</i> D : ID = 1,38 in OD = 1,66 in
Luas transfer panas	15,5791 ft ²	15,6605 ft ²
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 1,416.81	\$ 1,416.81

Tabel 3.3 Spesifikasi Cooler (lanjutan)

Spesifikasi Heater	<i>Cooler (CL-05)</i>
Tugas	Mendinginkan produk keluaran Reboiler-02 menuju UPL dari suhu 100,46 °C ke suhu 30 °C.
Jenis	<i>Double pipe heater</i>
Jumlah	1 buah
Kebutuhan pendingin	9.473,9626 kg/jam
Dimensi	<p><i>Annulus : larutan</i> D: ID = 2,07 in OD = 2,38 in</p> <p><i>Inner pipe : air (cold fluid)</i> D : ID = 1,38 in OD = 1,66 in</p>
Luas transfer panas	15,7162 ft ²
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 1,416.81

3.2.13 Condenser (CD-01)

Tugas	: Mengembunkan hasil keluaran atas Menara Distilasi (MD-01).
Jenis alat	: <i>Double pipe</i>
Jumlah	: 1 buah.
Media pendingin	: Air
Beban panas	: 651.789,2024 kJ/jam
Jumlah pendingin	: 2.030,4989 Kg/jam
Spesifikasi alat	: <i>Annulus</i> : Diameter : ID = 3,068 in OD = 3,5 in <i>Inner pipe</i> : air (<i>cold fluid</i>) Diameter : ID = 2,067 in OD = 2,380 in
Bahan	: <i>Carbon Stell</i>
Harga	: \$ 6,021.46

3.2.14 Condenser (CD-02)

Tugas	: Mengembunkan hasil keluaran atas Menara Distilasi (MD-02).
Jenis alat	: <i>Double pipe</i>
Jumlah	: 1 buah.
Media pendingin	: Air
Beban panas	: 212.275,8194 kJ/jam
Jumlah pendingin	: 661,2964 Kg/jam
Spesifikasi alat	: <i>Annulus</i> : Diameter : ID = 3,068 in OD = 3,5 in <i>Inner pipe</i> : air (<i>cold fluid</i>) Diameter : ID = 2,067 in OD = 2,380 in
Bahan	: <i>Carbon Stell</i>
Harga	: \$ 6,021.46

3.2.15 Reboiler (RB-01)

Tugas	: Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) pada suhu 133,8890 °C dengan steam jenuh
Jenis alat	: <i>Double pipe</i>
Jumlah	: 1 buah
Beban panas	: 638.026,0535 kj/jam
Jumlah <i>steam</i> jenuh	: 876,6089 lb/jam
Spesifikasi alat	: <i>Annulus</i> : Diameter : ID = 3,068 in OD = 3,5 in <i>Inner pipe</i> : air (<i>cold fluid</i>) Diameter : ID = 2,067 in OD = 2,38 in
Bahan	: <i>Carbon Stell</i>
Harga	: \$ 23,495.49

3.2.16 Reboiler (RB-02)

Tugas	: Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi (MD-02) pada suhu 100,46 °C dengan steam jenuh
Jenis alat	: <i>Double pipe</i>
Jumlah	: 1 buah

Beban panas	: 254.170,4880 kJ/jam
Jumlah <i>steam</i> jenuh	: 349,2148 lb/jam
Spesifikasi alat	: <i>Annulus</i> :
	Diameter : ID = 3,068 in
	OD = 3,5 in
	<i>Inner pipe</i> : air (<i>cold fluid</i>)
	Diameter : ID = 2,067 in
	OD = 2,38 in
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 23,495.49

3.2.17 *Fan* (FN-01)

Tugas	: Mengalirkan udara untuk sebagai media pendingin produk CaCO_3 setelah RDVF
Laju Alir Volumetrik Udara	= 1,6284 m ³ /menit
Daya motor	= 0,25 Hp
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 1,417

3.2.18 Pompa

Tabel 3.4 Spesifikasi Pompa

Spesifikasi Pompa	Pompa (P-01)	Pompa (P-02)	Pompa (P-03)	Pompa (P-04)
Tugas	Mengalirkan umpan Gliserol dari Tangki (T-01) menuju Mixer (M-01).	Mengalirkan umpan dari Mixer (M-01) menuju Heater (HE-01).	Mengalirkan larutan keluaran (HE-01) menuju Reaktor (R-01).	Mengalirkan larutan keluaran Reaktor (R-01) menuju Cooler (CL-01).
Jenis	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Jumlah	2 buah	2 buah	2 buah	2 buah
Kapasitas	4,1298 gpm	17,6572 gpm	4,7836 gpm	1,9031 gpm
Ukuran pipa	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Sch N = 40	IPS = 1 1/2 in ID = 1,61 in OD = 1,9 in Sch N = 40	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Sch N = 40	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1.32 in Sch N = 40
Total head	5,4010 ft.lbf/lbm	40,8847 ft.lbf/lbm	9,0025 ft.lbf/lbm	3,7899 ft.lbf/lbm
Motor penggerak	0,1250 Hp	0,3333 Hp	0,0833 Hp	0,0833 Hp
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 3,187.83	\$ 3,187.83	\$ 3,187.83	\$ 3,187.83

Tabel 3.4 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi Pompa	Pompa (P-05)	Pompa (P-06)	Pompa (P-07)	Pompa (P-08)
Tugas	Mengalirkan keluaran Cooler (CL-01) menuju Dekanter (DC-01)	Mengalirkan keluaran bawah decanter menuju UPL	Mengalirkan keluaran atas decanter menuju Heater (HE-03)	Mengalirkan keluaran HE-03 menuju reaktor-02 (R-02)
Jenis	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Jumlah	2 buah	2 buah	2 buah	2 buah
Kapasitas	2,5677 gpm	0,298 gpm	2,3969 gpm	2,3969 gpm
Ukuran pipa	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Sch N = 40	IPS = 3/8 in ID = 0,493 in OD = 0,675 in Sch N = 40	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Sch N = 40	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Sch N = 40
Total head	4,3363 f.lbf/lbm	3,4867 ft.lbf/lbm	4,2088 ft.lbf/lbm	4,1201 ft.lbf/lbm
Motor penggerak	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 3,187.83	\$ 2,951.69	\$ 3,187.83	\$ 3,187.83

Tabel 3.4 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi Pompa	Pompa (P-09)	Pompa (P-10)	Pompa (P-11)	Pompa (P-12)
Tugas	Mengalirkan bahan baku methanol dari (T-04) menuju reaktor (R-02)	Mengalirkan CO2 liquid dari (T-02) menuju Heater-04	Mengalirkan CO2 liquid dari Heater-04 menuju R-02	Mengalirkan methanol dari Heater -02 menuju R-02
Jenis	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Jumlah	2 buah	2 buah	2 buah	2 buah
Kapasitas	0,6182 gpm	0,2814 gpm	0,7152 gpm	0,8087 gpm
Ukuran pipa	IPS = 1/2 in ID = 0,622 in OD = 0,84 in Sch N = 40	IPS = 1/2 in ID = 0,622 in OD = 0,84 in Sch N = 40	IPS = 1/2 in ID = 0,622 in OD = 0,84 in Sch N = 40	IPS = 1/2 in ID = 0,622 in OD = 0,84 in Sch N = 40
Total head	5,84672 ft.lbf/lbm	3,13522 ft.lbf/lbm	3,8735 ft.lbf/lbm	7,4345 ft.lbf/lbm
Motor penggerak	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 2,833.63	\$ 2,833.63	\$ 2,833.63	\$ 2,833.63

Tabel 3.4 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi Pompa	Pompa (P-13)	Pompa (P-14)	Pompa (P-15)	Pompa (P-16)
Tugas	Mengalirkan produk dari Reaktor (R-02) menuju RDVF	Mengalirkan keluaran dari RDVF menuju Cooler (CL-02)	Mengalirkan keluaran Cooler (CL-02) menuju (MD-01)	Mengalirkan keluaran bawah MD-01 menuju Cooler (CL-03)
Jenis	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Jumlah	2 buah	2 buah	2 buah	2 buah
Kapasitas	2,9012 gpm	2,607 gpm	2,369 gpm	0,7844 gpm
Ukuran pipa	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Sch N = 40	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Sch N = 40	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Sch N = 40	IPS = 3/4 in ID = 0,824 in OD = 1,05 in Sch N = 40
Total head	4,5024 ft.lbf/lbm	3,9217 ft.lbf/lbm	3,6391 ft.lbf/lbm	3,5076 ft.lbf/lbm
Motor penggerak	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 3,187.83	\$ 3,187.83	\$ 3,187.83	\$ 2,951.69

Tabel 3.4 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi Pompa	Pompa (P-17)	Pompa (P-18)	Pompa (P-19)	Pompa (P-20)
Tugas	Mengalirkan keluaran atas MD-01 menuju HE-05	Mengalirkan keluaran HE-05 menuju Reactor (R-02) <i>Recycle</i>	Mengalirkan keluaran Cooler (CL-03) menuju (MD-02)	Mengalirkan keluaran atas MD-02 menuju Cooler (CL-04)
Jenis	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Jumlah	2 buah	2 buah	2 buah	2 buah
Kapasitas	2,7511 gpm	3,4050 gpm	0,784 gpm	0,693 gpm
Ukuran pipa	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Sch N = 40	IPS = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Sch N = 40	IPS = 3/4 in ID = 0,824 in OD = 1,05 in Sch N = 40	IPS = 3/4 in ID = 0,824 in OD = 1,05 in Sch N = 40
Total <i>head</i>	4,3343 ft.lbf/lbm	4,3200 ft.lbf/lbm	3,4862 ft.lbf/lbm	3,3475 ft.lbf/lbm
Motor penggerak	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp	0,05 Hp
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 3,187.83	\$ 3,187.83	\$ 2,951.69	\$ 2,951.69

Tabel 3.4 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi Pompa	Pompa (P-21)	Pompa (P-22)	<i>Belt Conveyor</i> (BC-01)	<i>Belt Conveyor</i> (BC-02)
Tugas	Mengalirkan keluaran Cooler (CL-04) menuju tangki penyimpanan produk	Mengalirkan keluaran dari RDVF menuju Cooler (CL-02)	Mengangkut CaO dari tangki penyimpanan menuju mixer	Mengangkut CuO dari tangki penyimpanan menuju mixer
Jenis	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	<i>Vertical Belt Conveyor</i>	<i>Vertical Belt Conveyor</i>
Jumlah	2 buah	2 buah	2 buah	2 buah
Kapasitas	0,4518 gpm	0,2798 gpm	0,7855 ton/jam	0,2228 ton/jam
Ukuran pipa	IPS = 1/2 in ID = 0,622 in OD = 0,84 in Sch N = 40	IPS = 3/8 in ID = 0,493 in OD = 0,68 in Sch N = 40	Panjang <i>Belt</i> = 7.2110 m Lebar <i>Belt</i> = 20 in Tinggi <i>Belt</i> = 4 m	Panjang <i>Belt</i> = 5.8309 m Lebar <i>Belt</i> = 16 in Tinggi <i>Belt</i> = 3 m
Total head	3,4314 ft.lbf/lbm	3,9536 ft.lbf/lbm	-	-
Motor penggerak	0,05 Hp	0,05 Hp	3,0 Hp	3,0 Hp
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 2,833.63	\$ 2,951.69	\$ 36,601	\$ 6,140

Tabel 3.4 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Spesifikasi Pompa	<i>Belt Conveyor (BC-03)</i>
Tugas	Mengangkut produk CaCO_3 dari RDVF menuju Silo (SL-03)
Jenis	<i>Vertical Belt Conveyor</i>
Jumlah	1 buah
Kapasitas	0,3710 ton/jam
Ukuran pipa	Panjang <i>Belt</i> = 5,8309 m Lebar <i>Belt</i> = 14 in Tinggi <i>Belt</i> = 3 m
Total head	-
Motor penggerak	3,0 Hp
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 3,778

3.3 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun suatu rencana produksi secara garis besar hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kebutuhan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

a.) Kebutuhan pasar

Dapat dibagi 2 kemungkinan, yaitu :

1. Kebutuhan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan produksi pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
2. Kebutuhan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan produksi pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
 - Rencana produksi sesuai dengan kebutuhan pasar atau produksi diturunkan sesuai kebutuhan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
 - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 - Mencari daerah pemasaran.

b.) Kemampuan pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

1. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

2. Sumber Daya Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

3. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

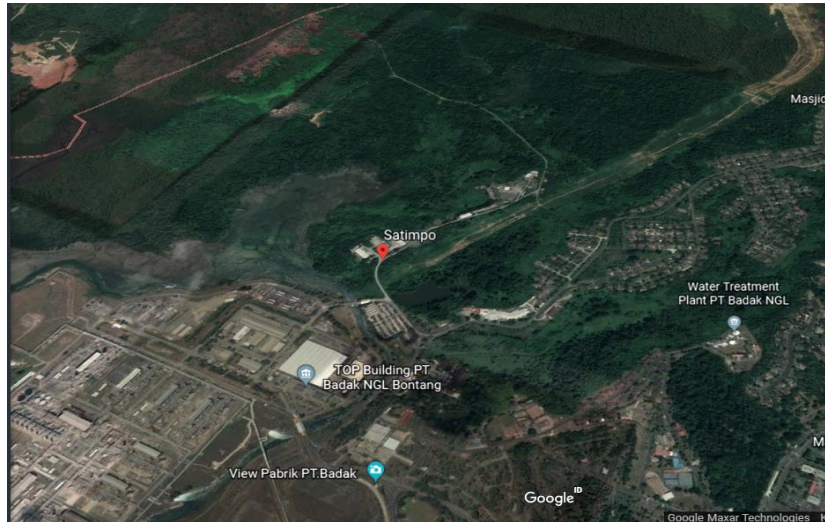
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik. Lokasi pabrik dipilih berdasarkan pertimbangan berbagai factor, antara lain factor primer dan factor sekunder. Factor primer yaitu merupakan lokasi pabrik yang dipilih dekat dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, lokasi pabrik mendekati dengan pasar penunjang dan transportasi sedangkan factor sekunder yaitu lokasi pabrik harus mempunyai sumber air untuk utilitas, tenaga kerja, mempunyai iklim dan letak geografis yang baik serta kondisi sosial dan kemungkinan pengembangan di masa mendatang. Hal utama yang harus diperhatikan adalah tata letak pabrik yang mana merupakan bagian terpenting dari perancangan suatu pabrik dan suatu pabrik harus dilokasikan sedemikian rupa sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan.

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik Metil Laktat ini berlokasi di daerah Satimpo Bontang, Kalimantan Timur, Indonesia. Pemilihan ini dimaksudkan untuk mendapatkan keuntungan secara teknis dan ekonomis.



Gambar 4.1 Peta Satimpo Bontang, Kalimantan Timur

4.1.1 Faktor Utama Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor utama ini mempengaruhi secara langsung tujuan utama pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk. Faktor utama ini meliputi:

a. Penyediaan Bahan baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik sehingga bahan baku sangat diprioritaskan. Bahan baku berupa Gliserol dan Metanol. Bahan baku yang berupa Metanol direncanakan diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri yang terletak di Bontang dengan kapasitas 660.000 ton/tahun sedangkan bahan baku Gliserol direncanakan diperoleh dari PT. Unilever Surabaya dengan kapasitas 8.450 ton/tahun. Letak antara lokasi pabrik dengan sumber bahan baku diharapkan agar tercukupinya ketersediaan bahan baku untuk kelangsungan proses produksi suatu pabrik.

b. Letak Pabrik dengan Daerah Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalur darat maupun jalur laut. Pabrik metil laktat terutama ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan kebutuhan luar negeri. Bontang, Kalimantan Timur merupakan daerah kawasan industri yang mempunyai posisi strategis sehingga mempunyai daerah pemasaran yang cukup baik terutama untuk memenuhi kebutuhan industri-industri di Indonesia. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek.

c. Sarana dan Transportasi

Sarana dan transportasi sangat penting untuk keperluan pengangkutan bahan baku maupun pemasaran produk yang dapat ditempuh dengan jalur darat maupun jalur laut. Bontang memiliki sarana transportasi yang memadai. Untuk pemasaran keluar negeri sarana transportasi laut pun sangat memadai karena wilayahnya tidak jauh dari pelabuhan. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran baik pemasaran domestik maupun internasional.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama dalam untuk pendirian suatu pabrik. Daerah Kalimantan Timur merupakan salah satu propinsi yang memiliki kepadatan penduduk yang tinggi di pulau Kalimantan, sehingga masalah

penyediaan tenaga kerja dapat direkrut dari daerah Kalimantan Timur dan sekitarnya.

e. Kondisi Tanah dan Daerah

Kondisi tanah lahan kosong yang relatif masih luas dan merupakan tanah datar dengan kondisi iklim yang relatif stabil sepanjang tahun sangat menguntungkan untuk pendirian pabrik.

f. Perijinan

Lokasi pabrik yang dipilih adalah daerah kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

g. Distribusi Utilitas Yang Tepat

Bontang adalah kawasan industri sehingga berbagai sarana dan prasarana seperti tersedianya air, listrik, dan sarana lainnya yang berkaitan dengan kebutuhan industri lebih mudah diperoleh.

4.1.2 Faktor Penunjang Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor penunjang tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor yang menjadi penunjang meliputi :

1. Perluasan Areal Pabrik

Perluasan areal pabrik dan penambahan bangunan di masa mendatang harus sudah masuk dalam pertimbangan awal. Sehingga sejumlah area khusus

sudah harus dipersiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat ada kemungkinan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas maka perluasan areal pabrik sangat diperlukan dan dipertimbangkan dari awal perancangan pendirian pabrik.

2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- Segi keamanan kerja terpenuhi.
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Umum

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas umum seperti sarana kesehatan, pendidikan, tempat ibadah, kantin, lapangan parkir, taman, gedung pertemuan, Bank dan perumahan. Fasilitas umum diletakkan sedemikian rupa sehingga seluruh karyawan dapat memanfaatkan dan meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan bagian penting dari perancangan pabrik yang perlu diperhatikan. Tata letak pabrik mengatur susunan letak bangunan untuk daerah proses, areal perlengkapan, kantor, gudang, fasilitas umum, areal ekspansi pabrik dan fasilitas lainnya guna menjamin kelancaran proses produksi dengan baik dan efisien, serta menjaga keselamatan kerja karyawan dan menjaga keamanan pabrik tersebut. Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

4.2.1 Daerah Administrasi atau Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administarsi atau perkantoran untuk mendukung kegiatan administrasi baik keungan dan perkantoran yang merupakan pusat kegiatan administari pabrik untuk urusan pihak internal maupun eksternal. Laboratorium merupakan tempat pelaksanaan control kualitas produk ataupun bahan baku serta tempat penelitian dan pengembangan (R&D).

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

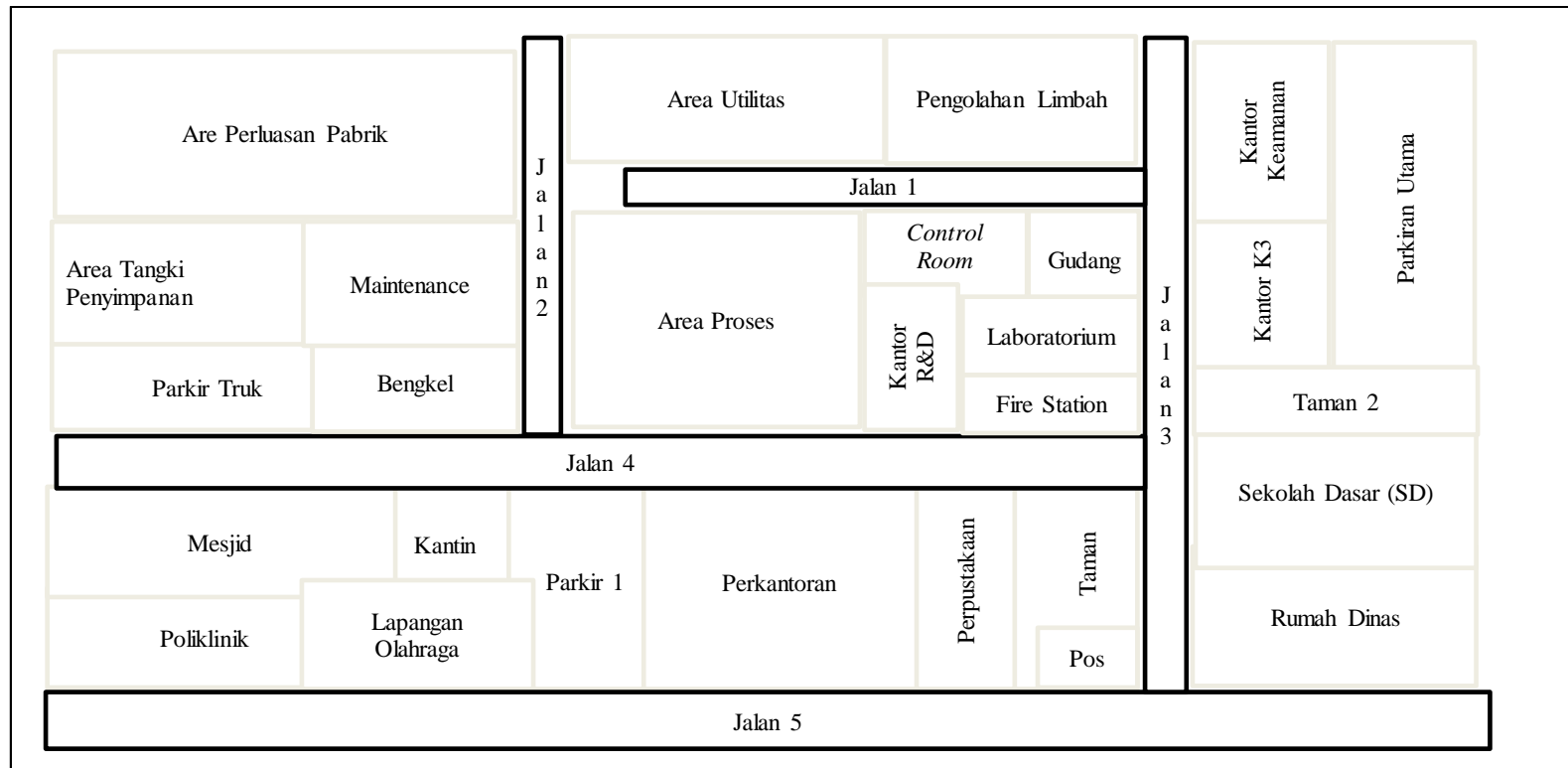
Merupakan daerah berlangsung proses produksi. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

4.2.3 Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan media dan energy diantaranya penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

4.2.4 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Merupakan daerah untuk menampung bahan – bahan yang diperlukan oleh pabrik dan keperluan perawatan peralatan proses.



Gambar 4.2. Lay Out Pabrik Methyl Laktat Skala 1:1000

Tabel 4.1. Rincian Luas Tanah dan Penggunaannya

Nama Bangunan	Ukuran (p x l)			Luas	Jumlah	Total
	(m)			(m ²)		(m ²)
Perkantoran	40	X	40	1600	1	1600
Pos keamanan 1	5	X	5	25	3	75
Parkir 1	10	X	10	100	1	100
Jalan 1	30	X	10	300	1	300
Kantor R & D	25	X	15	375	1	375
Laboratorium	20	X	10	200	1	200
Jalan 2	20	X	15	300	1	300
Pemadam Kebakaran	15	X	10	150	1	150
Maintenance	25	X	15	375	1	375
Jalan 3	100	X	5	500	1	500
Perpustakaan	10	X	10	100	1	100
Kantor K3	20	X	10	200	1	200
Kantor Keamanan	8	X	8	64	1	64
Parkir Truk	12	X	30	360	1	360
Area Proses, bahan baku, gudang produk	300	X	100	30000	1	30000
<i>Controll Room</i>	35	X	20	700	1	700
Parkir utama	20	X	15	300	1	300
Jalan 4	55	X	15	825	1	825
Bengkel	30	X	15	450	1	450

Tabel 4.1. Rincian Luas Tanah dan Penggunaannya (Lanjutan)

Nama Bangunan	Ukuran (p x l)			Luas	Jumlah	Total
	(m)			(m ²)		(m ²)
Area Tangki Penyimpanan	55	X	10	550	1	550
Jalan 5	100	X	10	1000	1	1000
Utilitas	100	X	60	6000	1	6000
Taman 2	20	X	25	500	1	500
Sekolah Dasar	40	X	20	800	1	800
Lapangan Olahraga	30	X	15	450	1	450
Mesjid	25	X	20	500	1	500
Poliklinik	20	X	15	300	1	300
Kantin	25	X	15	375	1	375
Perumahan & Mess karyawan	50	X	30	1500	1	1500
Area Pengolahan Limbah	70	X	30	2100	1	2100
Daerah perluasan	100	X	70	7000	1	7000
Total						58.049,00

4.3 Tata Letak Alat Proses

Penyusunan letak alat proses yang optimum dapat memberikan produksi yang efisien dan meminimalkan biaya konstruksi. Tata letak alat proses sangat berhubungan erat dengan perencanaan bangunan pabrik serta bertujuan untuk :

- Alur proses produksi berajalan lancar dan efisien.
- Karyawan dapat bekerja dengan leluasa aman selat dan nyaman.

Factor-faktor yang dipertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses adalah sebagai berikut :

4.3.1 Pertimbangan Ekonomi

Biaya konstruksi diminimalkan dengan jalan menempatkan peralatan yang memberikan system perpipaan sependek mungkin diantara alat-alat proses.

4.3.2 Kemudahan Operasi

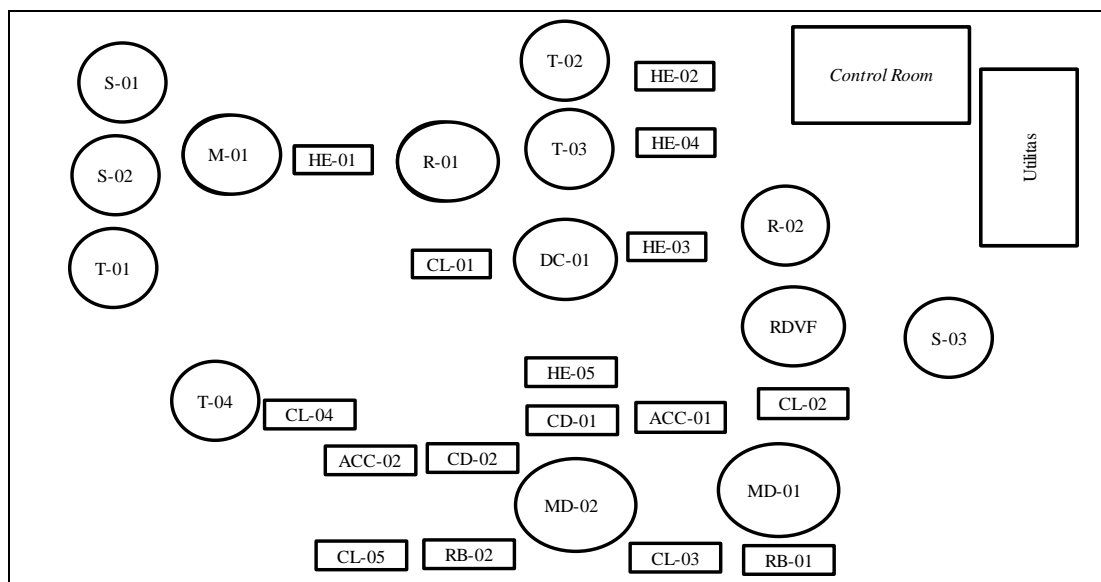
Letak dari tiap alat diusahakan agar dapat memberikan kelleluasaan bergerak para pekerja dalam melaksanakan aktifitas produksi serta perlu adanya penerangan seluruh area pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4.3.3 Kemudahan Pemeliharaan

Kemudahan pemeliharaan harus dipertimbangkan dalam penempatan alat-alat proses. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk pemeliharaan.

4.3.4 Keamanan dan Keselamatan

Untuk alat-alat yang besuhu tinggi harus diisolasi dengan bahan isolator sehingga tidak membahayakan pekerja. Selain itu disediakan pintu keluar cadangan atau darurat sehingga memudahkan pekerja untuk menyelamatkan diri saat terjadi keadaan darurat.



Gambar 4.3 Tata Letak Proses Pabrik Metil Laktat Skala 1:1000

Keterangan :

T: Tangki

R: Reaktor

ACC: Akumulator

HE: Heater

CD: Kondensor

MD : Menara Distilasi

RB: Reboiler

CL: Cooler

S : Silo

RDVF : *Rotary Drum Vacum Filter*

DC : Dekanter

4.4 Proses dan Material

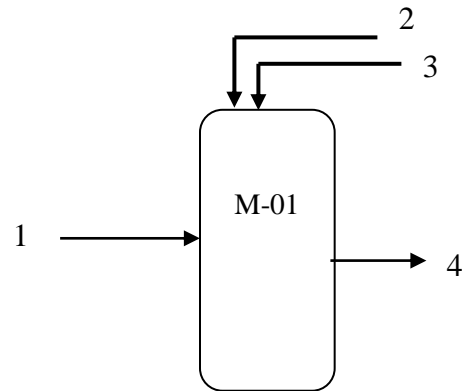
4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Laju Alir (kg/jam)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
C ₃ H ₈ O ₃	980,000	-	-	980,000	4,9000	4,9000		-	-	-	-	-	-	-	-	-
CaO	-	296,877		296,877	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CuO	-		84,2172	84,2172	84,2172	84,2172	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	-	-	-	-	1155,2693	-	1155.2693		-	843,3466	-	843,3466	826,4796	16,8669	-	16,8669
H ₂ O	-	-	-	-	95,3739	-	95.3739		-	121,1249	2,4225	118,7024	-	118,7024	116,3283	2,3740
H ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	-	-	-	-	-	-	-	-	91,5957	-	-	-	-	-	-	-
CO ₂	-	-	-	-	-	-	-	62,9076	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₄ H ₈ O ₃	-	-	-	-	-	-	-	-	-	297,6145	-	297,6145	5,9523	291,6622	5,8332	285,8289
CaCO ₃	-	-		-	-	-	-	-	-	143,0638	140,2025	2,8613		2,8613	2,8613	-
Total	980,000	296,877	84,2172	1361,094	1339,7604	89,1172	1250.6432	62,9076	91,5957	1405,150	142,625	1262,5248	832,4319	430,0928	125,0229	305,0699

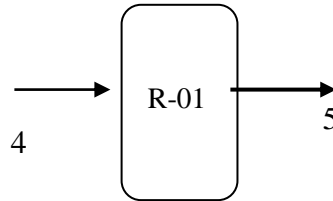
4.4.1.2 Mixer (M-01)



Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	Masuk			Keluar
	1	2	3	4
$C_3H_8O_3$	980,000			980,000
CuO			84,2172	84,2172
CaO		296,877		296,877
Total	980,000	296,877		1361,094
	1697,963			

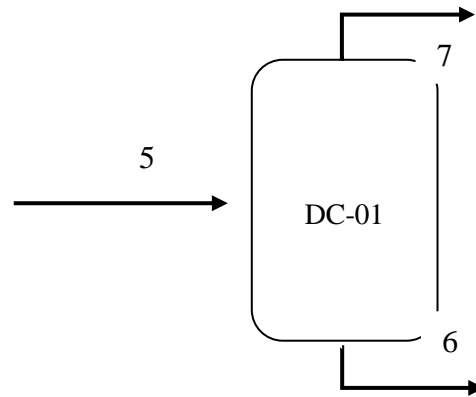
4.4.1.3 Reaktor RATB (R-01)



Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	4	5	<i>Of Gas</i>
C ₃ H ₈ O ₃	980,000	4,9000	
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca		1155,2693	
CuO	84,2172	84,2172	
CaO	296,877		
H ₂ O		95,3739	
H ₂			21,3351
Total	1361,094	1339,7604	21,3351
		1361,094	

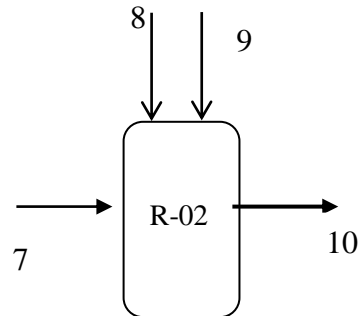
4.4.1.4 Dekanter (DC-01)



Tabel 4.5 Neraca Massa Dekanter (DC-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	5	6	7
$C_3H_8O_3$	4,9000	4,9000	
H_2O	95,3739		95,3739
CuO	84,2172	84,2172	
$C_6H_{10}O_6Ca$	1155,2693		1155,2693
Total	1339,7604	89,1172	1250,6432
		1339,7604	

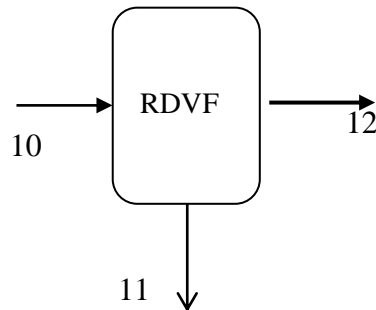
4.4.1.5 Reaktor *Buble Reactor* (R-02)



Tabel 4.6 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk			Keluar
	7	8	9	10
CH ₃ OH			91,5957	
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	1155,2693			843,3466
CO ₂		62,9076		
C ₄ H ₈ O ₃				297,6145
H ₂ O	95,3739			121,1249
CaCO ₃				143,0638
Total	1250,6432	62,9076	91,5957	843,3466
	1405,1498			1405,1498

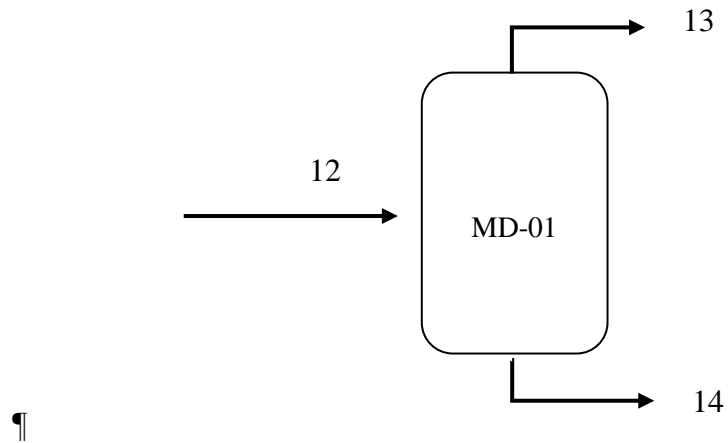
4.4.1.6 Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)



Tabel 4.7 Neraca Massa RDVF

Komponen	Masuk	Keluar	
	10	11	12
C ₄ H ₈ O ₃	297,6145		297,6145
H ₂ O	121,1249	2,4225	118,7024
CaCO ₃	143,0638	140,2029	2,8613
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	843,3466		843,3466
Total	1405,1498	142,625	1262,5248
		1405,1498	

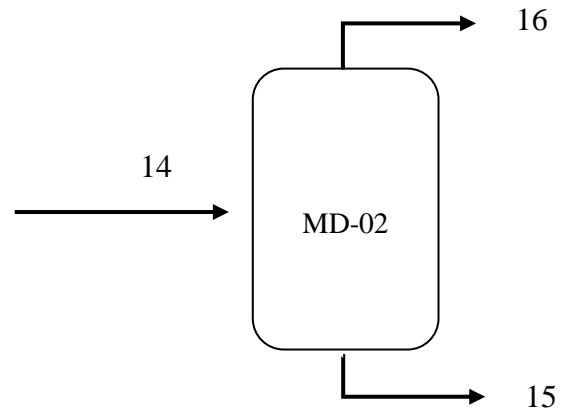
4.4.1.7 Menara Distilasi (MD-01)



Tabel 4.8 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	12	13	14
C ₄ H ₈ O ₃	297,6145	5,9523	291,6622
H ₂ O	118,7024		118,7024
CaCO ₃	2,8613		2,8613
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	843,3466	826,4796	16,8669
Total	1262,5247	832,4319	430,0928
		1262,5247	

4.4.1.8 Menara Distilasi (MD-02)



Tabel 4.9 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk	Keluar	
	14	15	16
$C_4H_8O_3$	291,6622	5,8332	285,8289
H_2O	118,7024	116,3283	2,3740
$CaCO_3$	2,8613	2,8613	
$C_6H_{10}O_6Ca$	16,8669		16,8669
Total	430,0928	125,0229	304,0699
		430,0928	

4.4.2 Neraca Panas

4.4.2.1 Mixer (M-01)

Tabel 4.10 Neraca Panas Mixer (M-01)

Komponen	Input	Output
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
$C_3H_8O_3$	67,439	67,439
CaO	914,181	914,181
CuO	258,496	258,496
Sub Total	1240,116	124,116
Beban Panas	0,0000	
Total	1240,116	1240,116

4.4.2.2 Reaktor (R-01)

Tabel 4.11 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Input	Output
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
$C_3H_8O_3$	123729,430	618,647
CaO	40261,568	
CuO	10711,775	
$C_6H_{10}O_6Ca$		114971,176
H_2O		17369,253
H_2		63620,306
Sub Total	174702,773	196579,383
Beban Panas	21876,609	
Total	196579,38283	196579,38283

4.4.2.3 Dekanter (D-01)

Tabel 4.12 Neraca Panas Dekanter (D-01)

Komponen	Input	Output	
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
C ₃ H ₈ O ₃	0,0695		0,0695
CuO	51,6941		51,6941
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	11,8947	11,8947	
H ₂ O	1,9985	1,9985	
Sub Total	65,657	13,8932	51,7637
Beban Panas	0,0000		
Total	65,6569	65,6569	

4.4.2.4 Reaktor (R-02)

Tabel 4.13 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Komponen	Input	Output
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	62945,626	
CH ₃ OH	6193,297	
CO ₂	3919,929	
C ₄ H ₈ O ₃		221094,110
CaCO ₃		38516,780
H ₂ O		23736,240
Sub Total	73058,853	283347,130
Beban Panas	210288,278	
Total	283347,13016	283347,13016

4.4.2.5 Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF)

Tabel 4.14 Neraca Panas RDVF

Komponen	Input	Output	
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
$C_4H_8O_3$	114940,7581	443,7224325	
$CaCO_3$	20023,81674	1,935408207	94,83500215
$C_6H_{10}O_6Ca$	45950,30732	10190,52731	57,02449198
H_2O	12339,82028	2794,200107	
Sub Total	193254,7025	13430,38525	151,8594941
Q air pencuci	12339,820		
Q loss		192012,278	
Total	205594,52277	205594,52277	

4.4.2.6 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.15 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

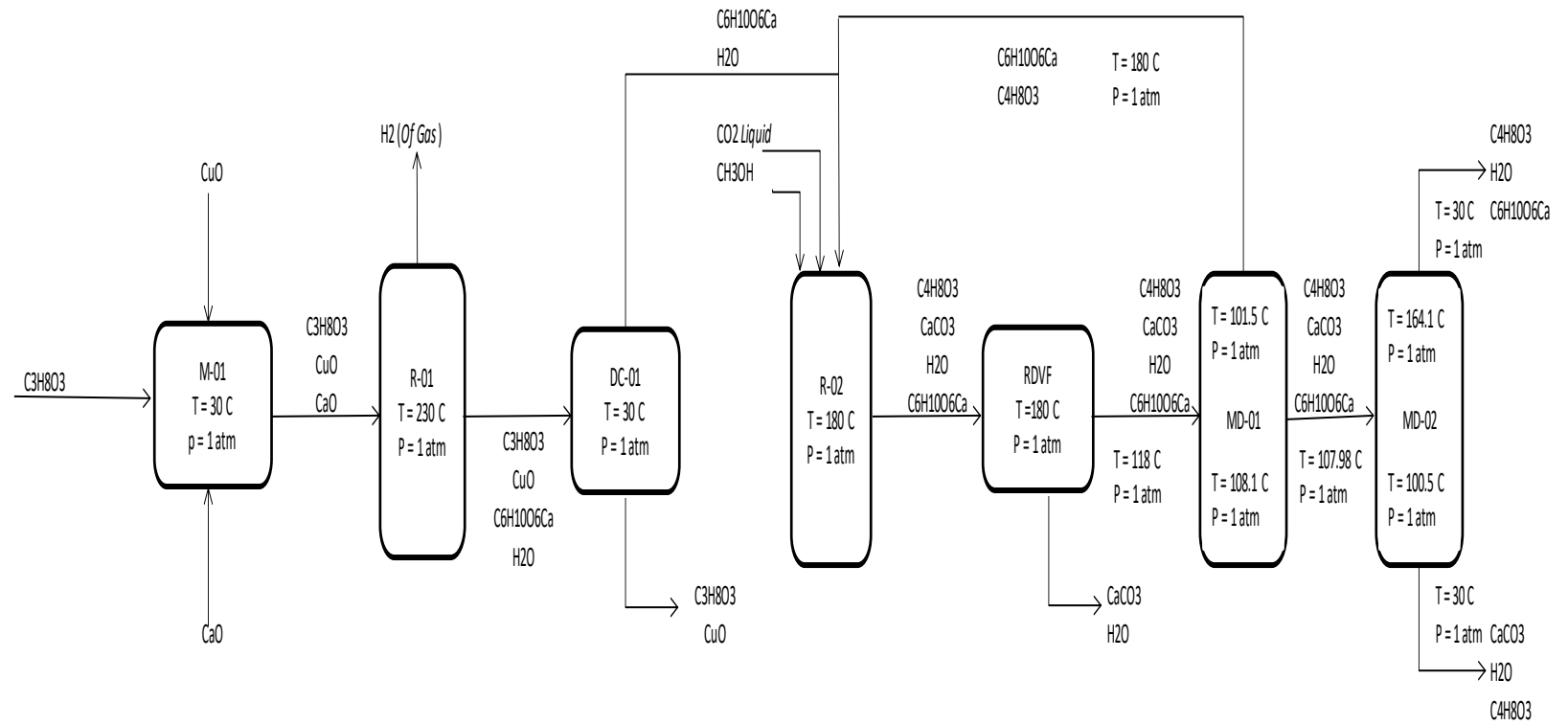
Komponen	Input	Ouput	
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
$C_4H_8O_3$	59725,05211	943,8523425	50970,01659
$C_6H_{10}O_6Ca$	15879,52714	10389,32543	251,0901612
H_2O	4310,700544		3424,992834
$CaCO_3$	240,6348448		214,2406596
Sub Total	717982,72	663122,382	54860,34024
P. Kondensor		651789,20	
P. Reboiler	637826,81		
Total	717982,72	717982,72	

4.4.2.7 Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.16 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

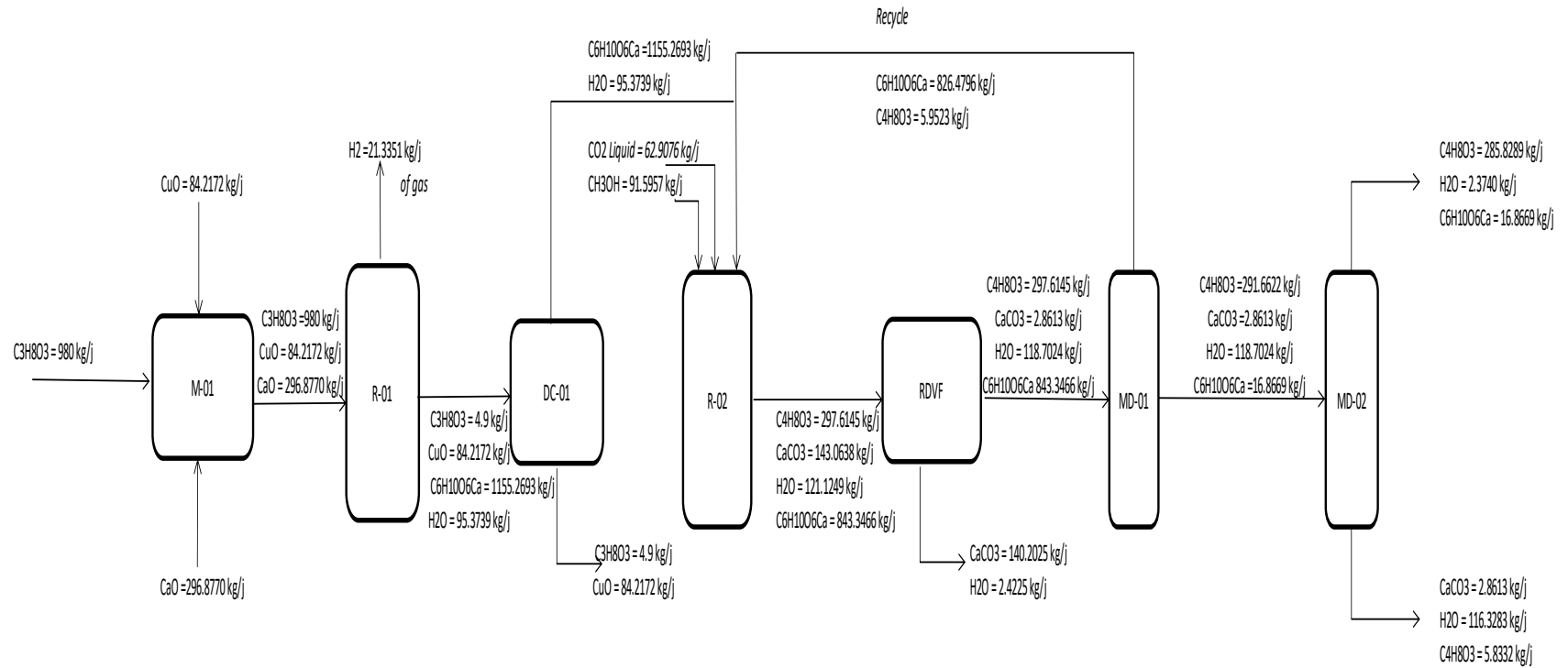
Komponen	Input	Ouput	
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
$C_4H_8O_3$	50885,1067	95234,0453	910,0979
H_2O	45557,0067	1739,6904	40032,38186
$CaCO_3$	213,9384		194,5166506
$C_6H_{10}O_6Ca$	250,2382	731,2416	
Sub Total	350582,44	309445,4416	41136,9964
P. Kondensor		211740,46	
P. Reboiler	253676,15		
Total	350582,44	350582,44	

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan efisien dan lancar serta produktifitas menjadi tinggi sehingga target produksi dan spesifikasi produk akan tercapai sesuai dengan yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat - alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi :

1. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

a. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan meyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih, dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang yang penting demi kelancaran proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik metil laktat, terdiri dari :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Treatment System*)
2. Unit pembangkit *steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit pembangkit listrik (*Power Plant System*)
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan udara instrumentasi (*Instrument Air System*)

4.6.1 Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air guna untuk memenuhi kebutuhan air yang meliputi air pendingin, air umpan *boiler* dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan. Air diperoleh dari sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana, pengolahan ini meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi, dan deaerasi.

Tahapan - tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

a. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*. Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.

Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan *acid* sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH.

Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

b. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ menyaring partikel - partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira - kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

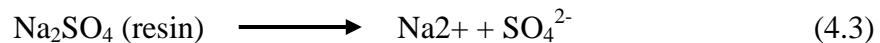
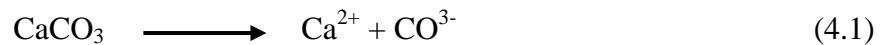
Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

c. Demineralisasi

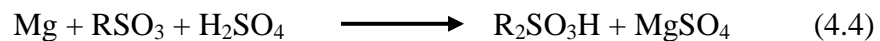
Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion - ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

d. *Cation Exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺. Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺. Reaksi :



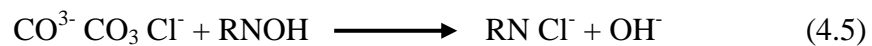
Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat. Reaksi:



e. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO₃²⁻, Cl⁻ dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi :

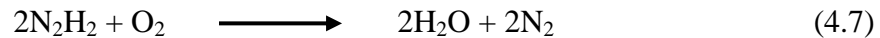


Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Reaksi:



f. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*. Reaksi :



Air yang keluar dari *deaerator* ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

Adapun kebutuhan air yang digunakan adalah sebagai berikut :

- | | |
|--|----------------------|
| a. Air untuk pendingin | = 213139,2815 kg/jam |
| b. Air umpan <i>boiler</i> /air <i>steam</i> | = 1164,042864 kg/jam |
| c. Air untuk keperluan domestic | = 1474,7621 kg/jam |
| d. Air proses | = 33,6486 kg/jam |
| e. Air make up | = 4831,157047 kg/jam |

Total kebutuhan air secara kontinyu sebesar 220642,8927 kg/jam.

4.6.2 Unit Pengadaan Steam

Kebutuhan *steam* dipenuhi oleh *boiler* utilitas. Sebelum masuk ke *boiler*, air harus dihilangkan kesadahnya, karena air yang sadah dapat menimbulkan kerak di dalam *boiler*. Oleh karena itu, sebelum masuk ke *boiler*, air dilewatkan dalam *ion exchanger* dan deaerasi terlebih dahulu.

4.6.3 Unit Pengadaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

- | | |
|---|------------------|
| a. Listrik untuk keperluan alat proses | = 73,1218 kWatt |
| b. Listrik untuk keperluan alat utilitas | = 116,0322 kWatt |
| c. Listrik untuk instrumentasi | = 10.000 kWatt |
| d. Listrik untuk AC dan penerangan | = 115.000 kWatt |
| e. Listrik untuk laboratorium dan bengkel | = 40.000 kWatt |

Total kebutuhan listrik adalah 354,1540 kW. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 442,6925 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

Kebutuhan tenaga listrik di pabrik metil laktat ini di penuhi oleh PLN dan generator pabrik. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung secara kontinyu, meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Generator yang digunakan adalah generator bolak – balik karena tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar dan tenaganya dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan.

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari :

1. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
2. Listrik untuk keperluan laboratorium dan bengkel
3. Listrik untuk instrumentasi
4. Listrik untuk penerangan dan AC

4.6.4 Unit Pengadaan Udara Tekan

Udara tekan yang digunakan untuk menjalankan sistem instrumentasi di seluruh proses dan utilitas, dihasilkan dari kompresor dan di distribusikan melalui pipa – pipa. Untuk memenuhi kebutuhan digunakan satu buah kompresor. Alat untuk menyediakan udara tekan berupa kompresor yang dilengkapi dengan drayer yang berisi silika gel untuk menyerap air.

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatic*. Alat pengadaan udara tekan menggunakan *compressor*.

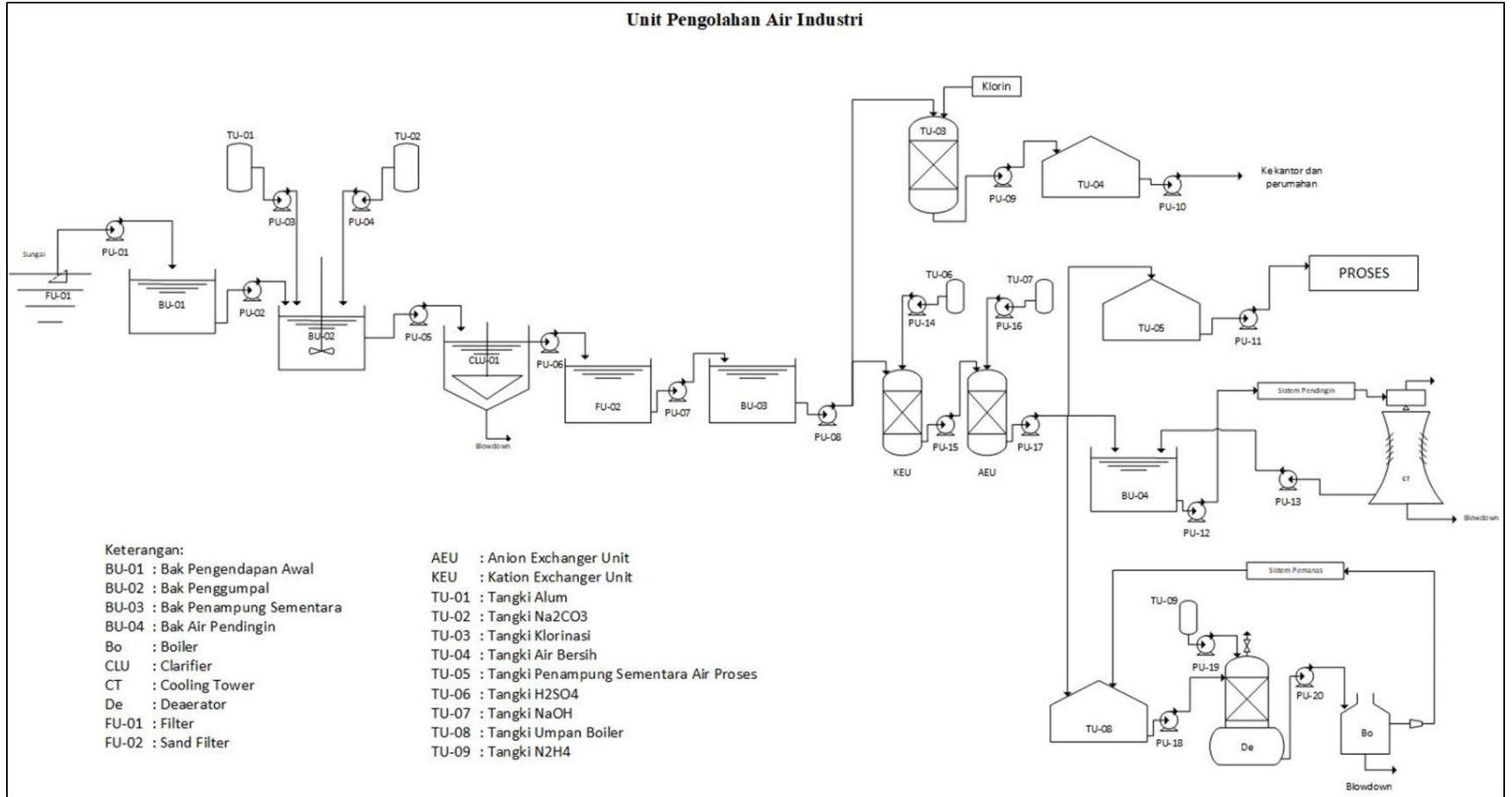
4.6.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar merupakan unit yang bertugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar furnace, boiler utilitas dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah solar. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 196,6509 kg/jam

Pemilihan solar sebagai bahan bakar di karenakan :

1. Mudah didapat.
2. Ekonomis
3. Mudah dalam penyimpanan.

4.6.6 Diagram Alir Utilitas



Gambar 4.6 Diagram Alir Utilitas

4.7 Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Dalam menjalankan pabrik *methyl lactate* ini, diperlukan manajemen yang baik, Oleh karenan itu perlu adanya suatu struktur organisasi yang baik dan terstruktur, sehingga tanggung jawab dan pembagian tugas jelas, tanpa tumpang tindih, dan berjalan dengan baik, Pabrik *methyl lactate* yang akan didirikan, direncanakan mempunyai :

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
 Lapangan Usaha : Methyl Lactate Industry
 Lokasi Perusahaan : Satimpo, Bontang, Kalimantan Timur

Dengan berbentuk Perseroan Terbatas, kekuasaan tertinggi ditangan rapat umum pemegang saham (RUPS) yang memiliki hak untuk menunjuk dewan direksi sebagai penanggung jawab kegiatan perusahaan sehari-hari,

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor, antara lain (Widjaja, 2003) :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.

4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen, Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas karena suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha.

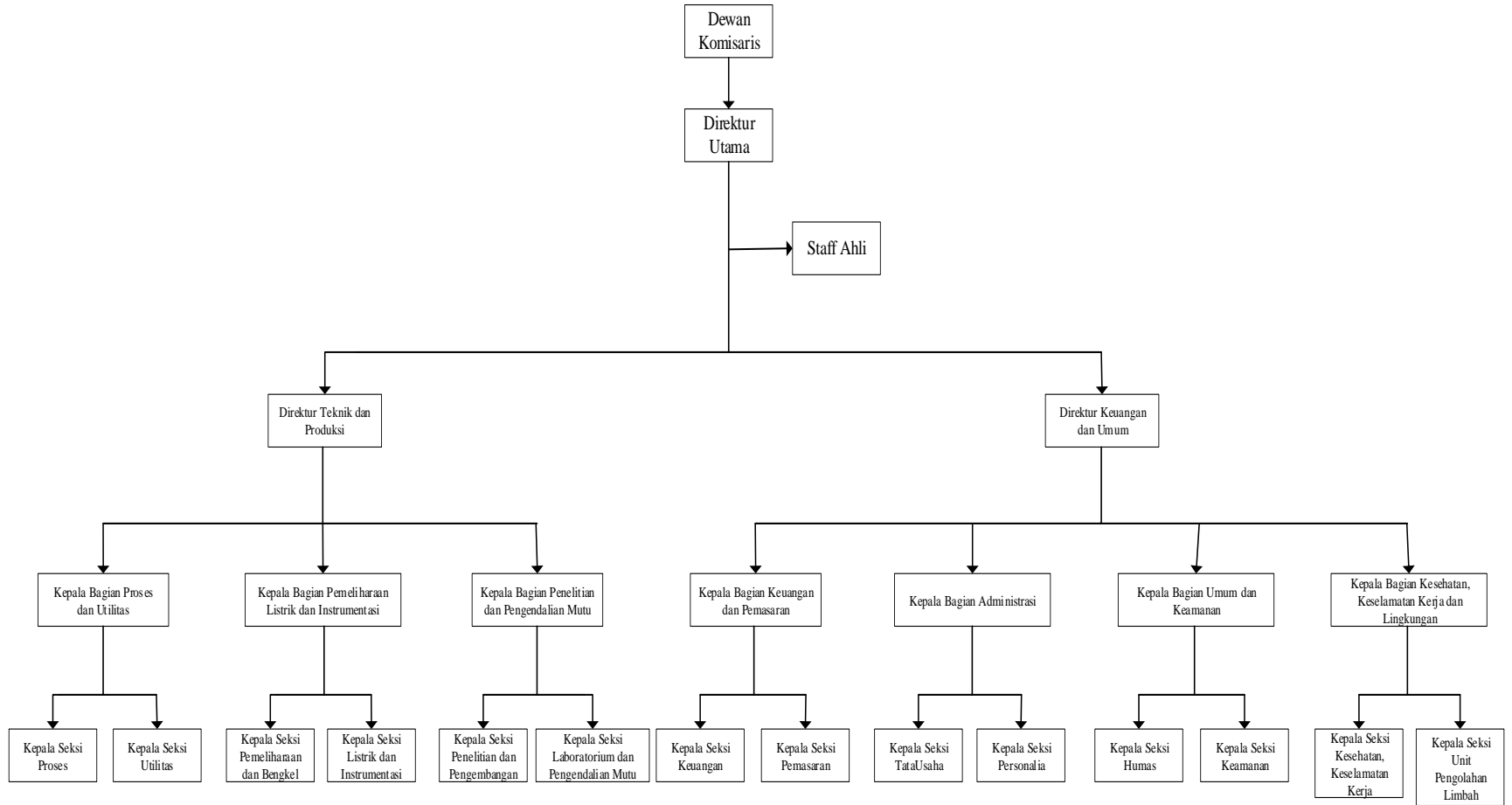
4.7.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan, perlu adanya hubungan dan komunikasi yang baik terjadi dalam perusahaan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain (Zamani, 1998) :

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi
- Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi
- Adanya kesatuan arah (*unity of direction*)
- Adanya kesatuan perintah (*unity of command*)

- Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab
- Adanya pembagian tugas (*distribution of work*)
- Adanya koordinasi
- Struktur organisasi disusun sederhana
- Pola dasar organisasi harus relatif permanen
- Adanya jaminan jabatan (*unity of tenure*)
- Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya
- Penempatan orang harus sesuai keahliannya

Struktur organisasi Perseroan Terbatas (PT) terdiri dari pemegang saham, direksi, dan komisaris, Dalam PT, para pemegang saham, melalui komisarisnya melimpahkan wewenangnya kepada direksi untuk menjalankan dan mengembangkan perusahaan sesuai dengan tujuan dan bidang usaha perusahaan.



Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan

4.7.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Otoritas tertinggi dalam suatu struktur hierarki organisasi adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), yang diadakan minimum sekali dalam setahun, tetapi jika dianggap mendesak RUPS dapat diadakan sesuai kesepakatan forum, RUPS dihadiri oleh para pemegang saham, badan pengelola dan para direktur, Menurut (Sutarto, 2002) hak dan kuasa dari RUPS adalah sebagai berikut :

- Mengajukan pertanggung jawaban dari Dewan Komisaris dan Staff direksi melalui meeting pemegang saham,
- Melalui *meeting*, dapat melakukan penggantian dewan komisaris dan staff direksi serta secara legal mengesahkan pemberhentian pemegang saham ketika mengajukan pengunduran diri,
- Menentukan jumlah keuntungan tahunan yang didapat untuk juga dibagi atau diinvestasikan

2. Dewan Komisaris/ *Board of Commissioners*

Dewan komisaris dipilih pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) untuk mewakili pemegang saham dalam mengontrol keseluruhan pabrik, Dewan komisaris bertanggung jawab pada RUPS, Tugas dari Dewan komisaris antara lain:

- Menentukan *outline* dari kebijakan perusahaan,

- Melakukan meeting tahunan dengan pemegang saham (RUPS)
- Menanyakan laporan akuntabilitas direktur setiap periode,
- Melakukan pengawasan dan supervisi terhadap setiap kegiatan dan tanggung jawab direktur

3. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pimpinan tertinggi yang ditunjuk oleh Dewan komisaris. Adapun tugas dari direktur antara lain :

- Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efisien dan efektif,
- Mengatur dan melaksanakan kebijakan publik dibawah pengarahan RUPS,
- Mengatur kolaborasi berdasarkan kepentingan dari perusahaan,
- Mewakili perusahaan dalam pertemuan dan hubungan kontrak dengan pihak ketiga,
- Merencanakan dan mengawasi implementasi dari tanggung jawab setiap orang dalam perusahaan

Direktur utama membawahi :

1) Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang

produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2) Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang:

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
- c. Mempertinggi efisiensi kerja.

5. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya

sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing.

Kepala bagian terdiri dari :

a. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

b. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

c. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

d. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

e. Kepala Bagian Administrasi

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

f. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

g. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

a. Kepala Seksi Proses

Tugas: Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

b. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

c. Kepala Seksi Utilitas

Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

d. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

e. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

f. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas: Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

g. Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

Tugas: Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

h. Kepala Seksi Keuangan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

i. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

j. Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

k. Kepala Seksi Personalia

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

l. Kepala Seksi Humas

Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

m. Kepala Seksi Keamanan

Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

n. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas: Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

o. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas: Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.7.4 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik diamonium fosfat direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Hari-hari yang lainnya digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Catatan hari kerja :

1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

a. Karyawan *Non Shift*

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Manajer, Kepala Bagian, Serta staff yang berada dikantor. Karyawan non shift berlaku 5 hari kerja dalam seminggu, libur pada hari sabtu, minggu dan hari libur nasional. Total jam kerja dalam seminggu adalah 40 jam. Dengan urutan sebagai berikut :

- Senin – Jumat : Jam 07.00 – 16.00 WITA
- Waktu Istirahat setiap jam kerja : Jam 12.00 – 13.00 WITA
- Waktu Istirahat hari Jumat : Jam 11.30 – 13.30 WITA

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang

mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Bagi karyawan *shift*, setiap 3 hari kerja mendapatkan libur 1 hari dan masuk *shift* secara bergantian waktunya. Kelompok kerja shift ini di bagi menjadi 3 *shift* sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok, dimana setiap hari 3 kelompok bekerja, sedangkan 1 kelompok libur.

Aturan jam kerja karyawan *shift* :

- *Shift 1* : Jam 07.00 – 15.00 WITA
- *Shift 2* : Jam 15.00 – 23.00 WITA
- *Shift 3* : Jam 23.00 – 07.00 WITA
- *Shift 4* : Libur

Tabel 4.17 Jadwal pembagian kerja karyawan shift hari

Grup	Tanggal									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	P	L	L	S	S	S	S	S	L	M
B	S	S	S	L	M	M	M	M	M	L
C	M	M	M	M	L	L	P	P	P	P
D	L	P	P	P	P	P	L	L	S	S
TGL	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
A	M	M	M	M	L	L	P	P	P	P

Grup	Tanggal									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
B	L	P	P	P	P	P	L	L	S	S
C	P	L	L	S	S	S	S	S	L	M
D	S	S	S	L	M	M	M	M	M	L
TGL	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	P	L	L	S	S	S	S	S	L	M
B	S	S	S	L	M	M	M	M	M	L
C	M	M	M	M	L	L	P	P	P	P
D	L	P	P	P	P	P	L	L	S	S

Keterangan :

A B C D = *Shift*

P = *Shift* Pagi M = *Shift* Malam

S = *Shift* Siang L = Libur

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime) dengan perhitungan gaji yang tersendiri.

4.7.5 Perincian Jabatan dan Jenjang Pendidikan

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMA. Perinciannya sebagai berikut :

Tabel 4. 18 Perincian jabatan dan Jenjang Pendidikan

NO	Jabatan	Jenjang Pendidikan
1.	Direktur Utama	Magister Teknik Kimia/Manajemen
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Magister Teknik Kkimia
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Magister Ekonomi
4.	Staff Ahli	Sarjana Teknik Kimia dan Ekonomi
5.	Sekretaris	Ahli Madya Sekretaris
6.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
7.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
8.	Kepala Bagian R&D	Sarjana Psikologi
9.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
10.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Teknik Industri
11.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Ekonomi
12.	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Sosial
13.	Kepala Seksi Humas	Sarjana Sosial
14.	Kepala Seksi Keamanan	Sarjana Hukum
15.	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Teknik Industri/Ekonomi
16.	Kepala Seksi Penjualan	Sarjana Ekonomi
17.	Kepala Seksi Keuangan dan Akuntansi	Sarjana Ekonomi
18.	Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia
19.	Kepala Seksi Pengendalian	Sarjana Teknik Kimia

20.	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Kimia
21.	Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Kimia/ Mesin / Elektro
22.	Kepala Seksi R&D	Sarjana Psikologi
23.	Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Kimia

Tabel 4. 18 Perincian jabatan dan Jenjang Pendidikan (Lanjutan)

NO	Jabatan	Jenjang Pendidikan
24.	Karyawan Bagian Personalia	Ahli Madya Sosial
25.	Karyawan Bagian Humas	Ahli Madya Ekonomi
26.	Karyawan Keamanan	SMK/SLTA/Sederajat
A	Shift	
	Kepala Regu	Ahli Madya Sosial
	Security	SMK/SLTA/Sederajat
27.	Karyawan Bagian Pembelian	Ahli Madya Teknik Industri
28.	Karyawan Bagian Penjualan	Ahli Madya Ekonomi
29.	Karyawan Bagian Administrasi	Ahli Madya Ekonomi
30.	Karyawan Keuangan dan Akuntansi	Ahli Madya Ekonomi
31.	Karyawan Bagian Pengendalian	Ahli Madya Teknik Kimia
32.	Karyawan Proses	
A	Non Shift	
	<i>Proses Engineering</i>	Sarjana Teknik Kimia
	Staff Administrasi	Ahli Madya Teknik Kimia
B	Shift	
	Kepala Regu	Sarjana Teknik Kimia
	Operator	Ahli Madya Teknik Kimia
33.	Karyawan Laboratorium	
A	Non shift	

	Staff Administrasi	Ahli Madya Teknik Kimia
B	Shift	
	Kepala Regu	Sarjana Teknik Kimia
	<i>Staff Process Quality Control</i>	Ahli Madya Teknik Kimia

Tabel 4. 18 Perincian jabatan dan Jenjang Pendidikan (Lanjutan)

	<i>Staff Raw Material Quality Control</i>	Ahli Madya Teknik Kimia
	<i>Staff Product Quality Control</i>	Ahli Madya Teknik Kimia
	Analisis	Ahli Madya Teknik Kimia
34.	Karyawan Pemeliharaan	Ahli Madya Teknik Kimia
35.	Karyawan Utilitas	
A	Non Shift	
	Staff Administrasi	Ahli Madya Teknik Kimia
B	Shift	
	Kepala Regu	Ahli Madya Teknik Kimia
	Operator	Ahli Madya Teknik Kimia
36.	Karyawan R&D	Sarjana Psikologi
37.	Karyawan Pemadam Kebakaran	Ahli Madya K3
38.	Dokter	Dokter
39.	Perawat	Sarjana Perawat
40.	Karyawan K3	Ahli Madya K3
41.	Supir dan Pesuruh	SMK/SLTA/Sederajat
42.	<i>Office Boy</i>	SMK/SLTA/Sederajat
Total		300

4.7.6 Kesejahteraan Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan diatur menurut tingkatan pendidikan, status pekerjaan dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi karyawan.

4.7.7 Sistem Gaji Karyawan

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4. 19 Perincian Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
2	Direktur Utama	1	85.000.000	85.000.000
3	Direktur Teknik dan Produksi	1	60.000.000	60.000.000
4	Direktur Keuangan dan Umum	1	60.000.000	60.000.000
5	<i>Staff</i> Ahli	4	35.000.000	140.000.000
6	Sekretaris	4	20.000.000	80.000.000
7	Kepala Bagian Produksi	1	35.000.000	35.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	35.000.000	35.000.000
9	Kepala Bagian R & D	1	35.000.000	35.000.000
10	Kepala Bagian Keuangan	1	35.000.000	35.000.000

Tabel 4. 19 Perincian Gaji Karyawan (Lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
11	Kepala Bagian Pemasaran	1	35.000.000	35.000.000
12	Kepala Bagian Umum	1	35.000.000	35.000.000
13	Kepala Seksi Personalia	1	30.000.000	30.000.000
14	Kepala Seksi Humas	1	30.000.000	30.000.000
15	Kepala Seksi Keamanan	1	30.000.000	30.000.000
16	Kepala Seksi Pembelian	1	30.000.000	30.000.000
17	Kepala Seksi Penjualan	1	30.000.000	30.000.000
18	Kepala Seksi Keuangan & Akuntansi	1	30.000.000	30.000.000
19	Kepala Seksi Proses	1	30.000.000	30.000.000
20	Kepala Seksi Pengendalian	1	30.000.000	30.000.000
21	Kepala Seksi Laboratorium	1	30.000.000	30.000.000
22	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	30.000.000	30.000.000
23	Kepala Seksi R & D	1	30.000.000	30.000.000
24	Kepala Seksi Utilitas	1	30.000.000	30.000.000
25	Karyawan Bagian Personalia	15	15.000.000	225.000.000
26	Karyawan Bagian Humas	15	15.000.000	225.000.000
27	Karyawan Keamanan			
A	<i>Shift</i>			
	Kepala Regu	4	12.000.000	48.000.000
	<i>Security</i>	14	5.000.000	70.000.000

28	Karyawan Bagian Pembelian	15	10.000.000	150.000.000
29	Karyawan Bagian Penjualan	15	10.000.000	150.000.000
30	Karyawan Bagian Administrasi	10	10.000.000	100.000.000
31	Karyawan Keuangan & Akuntansi	15	10.000.000	150.000.000
32	Karyawan Bagian Pengendalian	15	12.000.000	180.000.000
33	Karyawan Proses			
A	<i>Non-Shift</i>			
	<i>Process engineering</i>	1	25.000.000	25.000.000
	<i>Staff Administrasi</i>	4	7.000.000	28.000.000
B	<i>Shift</i>			
	Kepala Regu	4	15.000.000	60.000.000

Tabel 4. 19 Perincian Gaji Karyawan (Lanjutan)

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
	Operator	18	12.000.000	216.000.000
34	Karyawan Laboratorium			
A	<i>Non-Shift</i>			
	<i>Staff Administrasi</i>	2	7.000.000	14.000.000
B	<i>Shift</i>			
	Kepala Regu	2	12.000.000	24.000.000
	<i>Staff Process Quality Control</i>	4	12.000.000	48.000.000
	<i>Staff Raw Material Quality Control</i>	4	12.000.000	48.000.000
	<i>Control</i>			
	<i>Staff Product Quality Control</i>	4	12.000.000	48.000.000
	Analisis	4	12.000.000	48.000.000
35	Karyawan Pemeliharaan	16	12.000.000	192.000.000
36	Karyawan Utilitas			
A	<i>Non-Shift</i>			
	<i>Staff Administrasi</i>	2	7.000.000	14.000.000
B	<i>Shift</i>			
	Kepala Regu	2	15.000.000	30.000.000
	Operator	14	12.000.000	168.000.000
37	Karyawan R & D	8	10.000.000	80.000.000
38	Karyawan Pemadam Kebakaran	10	10.000.000	100.000.000
39	Dokter	4	10.000.000	40.000.000

40	Perawat	8	6.000.000	48.000.000
41	Karyawan K3	15	10.000.000	150.000.000
42	Sopir dan pesuruh	15	3.200.000	48.000.000
43	<i>Office Boy</i>	12	3.200.000	38.400.000
Total		300		3.760.400.000

Total gaji pegawai 1 bulan = Rp 3.760.400.000,00

Total gaji pegawai 1 tahun = Rp 45.124.800.000,00

4.7.8 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan. Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poloklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja.

c. Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. BPJS (Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Kesehatan)

Merupakan asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

- Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

- Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

4.8 Evaluasi Ekonomi

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*

3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti

setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik metil laktat beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2024. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2024 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari Timmerhaus pada tahun 1975 sampai 1990, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4. 20 Harga Index *Chemichal Engineering Progress* (CEP)
pada Tahun 1975-1990

Tahun	Index
1975	182
1976	192
1977	204
1978	219
1979	239
1980	261
1981	297
1982	314
1983	317
1984	323
1985	325

1986	318
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356

Persamaan yang diperoleh adalah :

$$y = 11.996x - 23496 \quad (4.8)$$

Dengan menggunakan persamaan (4.8) dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2024 adalah :

Tabel 4.21 Harga Index *Chemical Engineering Progress (CEP)*
pada Tahun 2006-2024

Tahun	Index
2006	567,976
2007	579,972
2008	591,968
2009	603,964
2010	615,960
2011	627,956
2012	639,952
2013	651,948
2014	663,944
2015	675,940

2016	687,936
2017	699,932
2018	711,928
2019	723,924
2020	735,920
2021	747,916
2022	759,912
2023	771,908
2024	783,904
2025	795,900

Jadi, index pada tahun 2024 = 783,904

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi. *Peters & Timmerhaus*, pada tahun 1990 dan *Aries & Newton*, pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \text{ (Aries \& Newton, 1955)} \quad (4.9)$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Index harga pada tahun pembelian

Ny : Index harga pada tahun referensi

4.8.2 Dasar Perhitungan

Umur alat	=10 tahun
Upah Tenaga Asing/jam	=\$20,00
Upah Tenaga Indonesia/jam	=Rp10.000,00
Komposisi jumlah buruh	=Tenaga Indonesia 95%
	=Tenaga Asing 5%
Perbandingan keahlian pekerja (Asing : Indonesia = 1 : 2)	
Waktu operasi dalam setahun 330 hari atau 7920 jam	
Kurs Rupiah terhadap US Dollar 1 \$ =Rp14.229,00 (16-8-2019)	

4.8.3 Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran – pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik Adan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.8.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau

tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. *Percent Return On Investment*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (4.10)$$

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah :

- a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya Capital Investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
- b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})} \quad (4.11)$$

3. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) adalah :

- a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- c. Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total *cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

Dalam hal ini:

$$BEP = \frac{(Fa+0,3Ra)}{(Sa-Va-0,7Ra)} \quad (4.12)$$

Keterangan :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah :

- a. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
- b. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- d. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{(0,3Ra)}{(Sa-Va-0,7Ra)} \quad (4.13)$$

5. *Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

- a. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

- b. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- c. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV \quad (4.14)$$

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

4.8.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik metil laktat memerlukan rencana *Physical Plant Cost, Fixed Capital Investment, Direct Manufacturing Cost, Indirect Manufacturing Cost, Fixed Manufacturing*

Cost, Total Manufacturing Cost, Working Capital serta *General Expense*.

Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 4.22 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Purchased Equipment cost	Rp 76.028.092.810	\$ 5,343,122.59
2	Delivered Equipment Cost	Rp 19.007.023.203	\$ 1,335,780.65
3	Instalasi cost	Rp 11.203.848.962	\$ 787,387.09
4	Pemipaan	Rp 17.297.505.155	\$ 1,215,638.68
5	Instrumentasi	Rp 18.779.384.541	\$ 1,319,782.60
6	Insulasi	Rp 2.724.711.339	\$ 191,487.99
7	Listrik	Rp 11.404.213.922	\$ 801,468.39
8	Bangunan	Rp 227.070.000.000	\$ 15,958,086.04
9	Land & Yard Improvement	Rp 580.490.000.000	\$ 40,795,831.09
Total		Rp 964.004.779.931	\$ 67,748,585.12

Tabel 4.23 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Engineering and Constrution	Rp 192.800.955.986	\$ 13,549,717.0236
	DPC	Rp 1.156.805.735.917	\$ 81,298,302.1415

Tabel 4.24 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	Direct Plant Cost	Rp 1.156.805.735.917	\$ 81,298,302.1415
2	Cotractor's fee	Rp 92.544.458.873	\$ 6,503,864.1713
3	Contingency	Rp 115.680.573.592	\$ 8,129,830.2142
	Jumlah	Rp 1.365.030.768.382	\$ 95,931,996.5270

Tabel 4.25 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp 110.596.879.369	\$ 7,772,556.9953
2	Labor	Rp 3.760.400.000	\$ 264,274.3945
3	Supervision	Rp 940.100.000	\$ 66,068.5986
4	Maintenance	Rp 54.601.230.735	\$ 3,837,279.9029
5	Plant Supplies	Rp 8.190.184.610	\$ 575,591.9792
6	Royalty and Patents	Rp 26.215.188.572	\$ 1,842,358.0166
7	Utilities	Rp 15.303.353.375	\$ 1,075,493.1514
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 219.607.336.663	\$ 15,433,622.9966

Tabel 4.26 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 752.080.000	\$ 52,854.8789
2	<i>Laboratory</i>	Rp 752.080.000	\$ 52,854.8789
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 3.760.400.000	\$ 264,274.6118
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 37.450.269.389	\$ 2,631,940.0238
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 42.714.829.389	\$ 3,001,924.1760

Tabel 4.27 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 109.201.461.471	\$ 7,674,560
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 13.650.307.684	\$ 959,320
3	<i>Insurance</i>	Rp 13.650.307.684	\$ 959,320
	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 136.503.076.838	\$ 9,593,200

Tabel 4.28 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 219.607.336.663	\$ 15,433,622.9966
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 42.714.829.389	\$ 3,001,924.1760
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 136.503.076.838	\$ 9,593,199.6527
	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 398.825.242.890	\$ 28,028,746.8253

Tabel 4.29 *Working Capital (WC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 2.345.994.411	\$ 164,872.42
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 604.280.671	\$ 42,467.80
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 8.459.929.395	\$ 594,549.18
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 15.887.993.074	\$ 1,116,580.62
5	<i>Available Cash</i>	Rp 36.256.840.263	\$ 2,548,067.89
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp 63.555.037.813	\$ 4,466,537.90

Tabel 4.30 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 23.929.514.573	\$ 1,681,724.81
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 87.741.553.436	\$ 6,166,324.30
3	<i>Research</i>	Rp 15.155.359.230	\$ 1,065,092.38
4	<i>Finance</i>	Rp 57.143.432.248	\$ 4,015,941.38
	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 183.969.859.487	\$ 12,929,082.87

Tabel 4.31 *Total Production Cost (TPC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 398825.242.889,764	\$ 28,028,746.83
2	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 183.969.859.486,771	\$ 12,929,082.87
	<i>Total Production Cost (TPC)</i>	Rp 582.795.102.376,535	\$ 40,957,829.69

Tabel 4.32 *Fixed Cost (Fa)*

1	Depresiasi	Rp 109.202.461.471	\$ 7,674,560
2	Proerty Taxes	Rp 13.650.307.684	\$ 959,320
3	Asuransi	Rp 13.650.307.684	\$ 959,320
	Total Nilai Fa	Rp 136.503.076.838	\$ 9,593,200

Tabel 4.33 *Regulated Cost (Ra)*

Gaji Karyawan	=	Rp	3.760.400.000	\$	264,274.39
Payroll Overhead	=	Rp	752.080.000	\$	52,854.88
Supervision	=	Rp	940.100.000	\$	66,068.60
Plant Overhead	=	Rp	3.760.400.000	\$	264,274.39
Laboratorium	=	Rp	752.080.000	\$	52,854.88
General Expense	=	Rp	183.969.859.487	\$	12,929,082.87
Maintenance	=	Rp	54.601.230.735	\$	3,837,279.86
Plant Supplies	=	Rp	8.190.184.610	\$	575,591.98
TOTAL Nilai Ra	=	Rp	256.726.334.832	\$	18,042,281.85

Tabel 4.34 *Variable Cost (Va)*

Raw Material	=	Rp	110.596.879.369	\$	7,772,557.00
Packaging and Shipping	=	Rp	37.450.269.389	\$	2,631,940.02
Utilities	=	Rp	15.303.353.375	\$	1,075,493.15
Royalty & Patent	=	Rp	26.215.188.572	\$	1,842,358.02
TOTAL Nilai Va	=	Rp	189.565.690.706	\$	13,322,348.19

4.8.6 Analisa Keuntungan

Total penjualan	= Rp 749.005.387.779
Total Production cost	= Rp 582.795.102.377
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 166.210.285.402
Pajak (25 % dari keuntungan)	= Rp 41.552.571.351 (dirjen pajak)
Zakat 25% dari keuntungan	= Rp 41.552.571.351
Keuntungan setelah pajak dan zakat	= Rp 124.657.714.052

4.8.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

ROI sebelum pajak	= 12,18 %
ROI sesudah pajak	= 9,13 %

2. *Pay Out Time (POT)*

POT sebelum pajak	= 4,96 tahun
POT sesudah pajak	= 5,84 tahun

3. *Break Even Point (BEP)*

BEP	= 56,23 %
-----	-----------

4. *Shut Down Point (SDP)*

SDP	= 20,28 %
-----	-----------

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur pabrik	= 10 tahun
<i>Fixed Capital Investment</i>	= Rp 1.365.030.768.382,3000

Working Capital = Rp 63.555.037.813

Salvage Value (SV) = Rp 109.202.461.471

Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance
= Rp 291.003.607.770

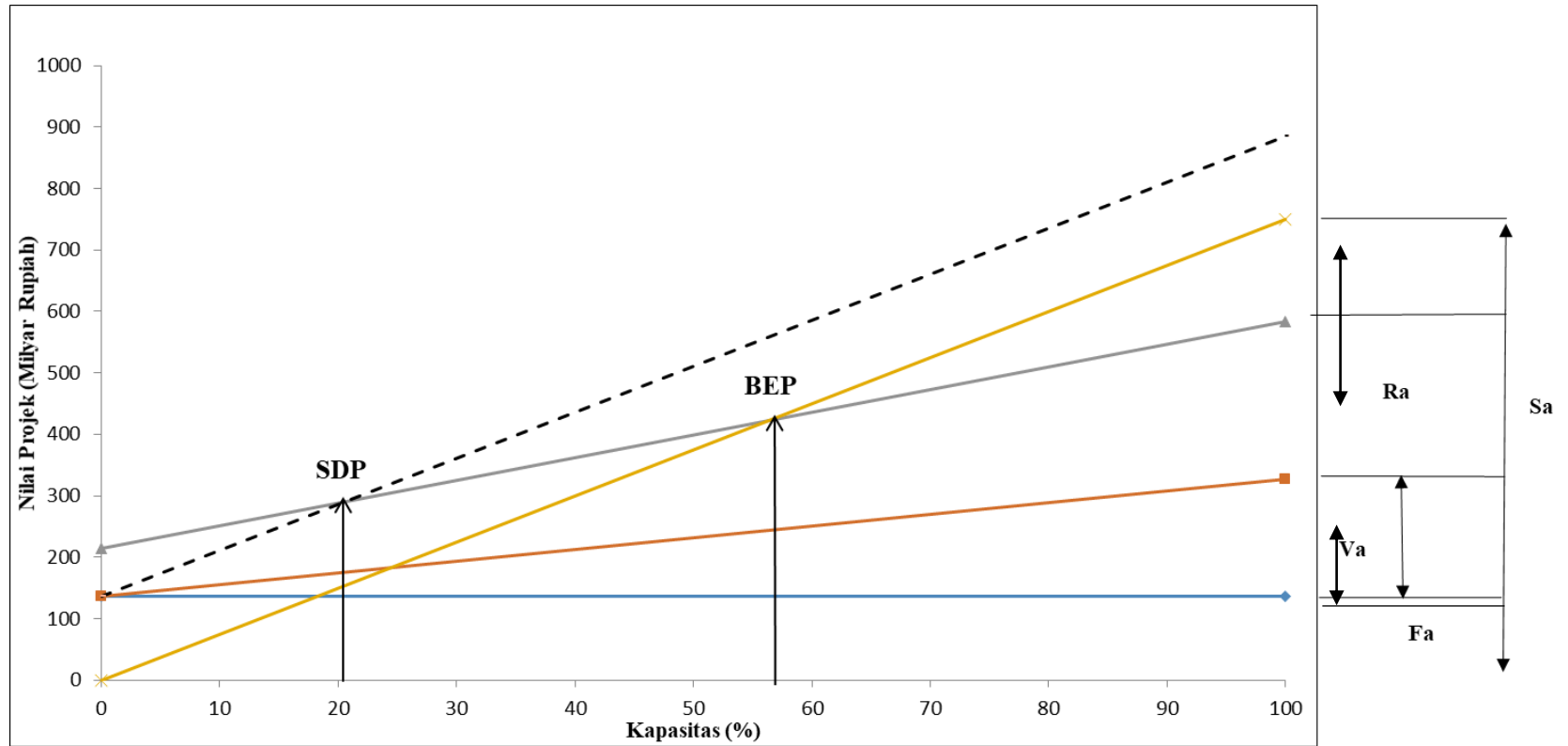
Discounted cash flow dihitung secara trial & error

R = S

Dengan trial & error diperoleh nilai $i = 18,07\%$

Table 4.35 Hasil Kelayakan Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak	12.18%	ROI before taxes	Aries Newton, p.193
ROI setelah pajak	9.13%	minimum low 11 %, high 44%	
POT sebelum pajak	4.96	POT before taxes	Aries Newton, p.196
POT setelah pajak	5.84	maksimum, low 5 th, high 2th	
BEP	56.22%	Berkisar 40 - 60%	
SDP	20.28%	Berkisar 20-30%	
Zakat	25.00%		
DCF	18.07%	> 1,5 bunga bank = minimum = 15%	



Gambar 4.8 Grafik BEP dan SD

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik metil laktat dari gliserol dan methanol berdasarkan pada tinjauan kondisi operasi ini merupakan pabrik industri dengan resiko rendah, karena bahan baku maupun produknya berupa fase cair. Letak pabrik yang dekat dengan pelabuhan memudahkan untuk sarana transportasi serta pada saat memasarkan produk.

Dari analisa hasil ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik metil laktat ini adalah layak untuk didirikan karena memiliki perekonomian yang relatif baik, dari hasilnya sebagai berikut :

1. *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak didapatkan 12,18 % kemudian setelah pajak didapatkan 9,13 %.
2. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak didapatkan 4,96 kemudian setelah pajak didapatkan 5,84.
3. *Break Even Point* (BEP) didapatkan hasil 56,23 %. Pendirian pabrik kimia memiliki kriteria umum untuk BEP 40 % sampai 60 %.
4. *Shut Down Point* (SDP) didapatkan hasil 20,28 %. Pendirian pabrik kimia memiliki kriteria umum untuk SDP 20 % sampai 30 %.
5. *Discounted Cash Flow* (DCF) didapatkan hasil 18,07 %. Suku bunga pinjaman bank pada saat ini sekitar 15 %, maka DFC harus lebih besar dari suku bunga pinjaman bank.

6. Pemberian zakat 25 % dari keuntungan pabrik yang didapatkan.

Dari hasil analisa ekonomi yang dilakukan diatas dapat dihitung bahwa pabrik metil laktat dengan kapasitas 35.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

5.2 Saran

Suatu perancangan pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pada saat pemilihan alat proses, alat penunjang, serta bahan baku sangat perlu diperhatikan agar dapat mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan suatu pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih memperhatikan lingkungan disekitar.
3. Produk metil laktat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

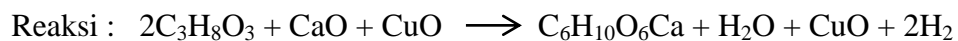
- Alibaba Group. 2016. Product Price [Accessed 27 September 2019].
- Anonim¹. 2019. *Matches Practices and Cost Engineering to Develop Ideas for Tomorrow* [Online]. Available: <http://www.matche.com>. [Accessed 16 Oktober 2019].
- BPS. 2016. Badan Pusat Statistik Available: www.bps.go.id [Accessed 25 April 2019].
- Brown, G.G., Katz, D., Foust, AS and Sceidewind, R. 1950. *Unit Operation*. John Wiley & Sons. New York.
- Brownel, L.E., and Young, E.H. 1959. *Proces Equipment Design*. John Wiley & Sons. New York.
- Carl. L. Yaws., 1980, "Chemical Properties", Mc. Graw Hill, Inc., USA
- Coulson, J., Richardson, J., Backhurst, J. & Harker, J. 1991. Vol. 2: Particle technology and separation processes, Oxford [etc.]: Butterworth-Heinemann.
- Departemen Kesehatan Republik Indonesia. 2002. Standar Kualitas Air Bersih.
- Direktorat Jendral Industri Agro dan Kimia, 2014 Available: agro.kemenperin.go.id [Accessed 25 April 2019].
- Geankoplis, C.J. 1993. *Transport Processes and Unit Operation, 4th ed.* Prentice Hall Inc. New York.
- Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill. New York.
- Levenspiel, O., 1976. *Chemical Reaction Engineering*, 2 nd Edition, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Mc. Ketta, J. J., 1978, "Encyclopedia of Chemical Processing and Design". Vol 8, Marcell Decker Inc. New York

- Perry, R. H. dan Green, D. W. 1999. *Perry's chemical engineers' handbook*, McGraw-Hill Professional.
- Peters, M.S. and Timmerhouse, K.D., 1991, *Plants Design and Economics for Chemical Engineers 4th Edition*. McGraw-Hill, Inc. Singapore.
- S. Ren, X.P. Ye / *Fuel Processing Technology* 140 (2015) [Accessed 10 Mei 2019].
- Timmerhaus, Klaus D., Max S. Peters, and Ronald E. West. 2002. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* 5th edition. McGraw-Hill : New York.
- Ulrich, G. D. 1984. *A guide to chemical engineering process design and economics*, John Wiley & Sons.
- UNdata A world of information, Impor-Ekspor Available: data.un.org [Accessed 28 April 2019].
- Yaws, C. 1999, *Chemical Properties Hand Book*, Lamar University, Beaumont, Texas
- [www.datacon.co.id/Gasalam 2010 Methanol.html](http://www.datacon.co.id/Gasalam%202010%20Methanol.html) [Accessed 23 Mei 2019].
- www.molindointigas.co.id/home/about [Accessed 27 Mei 2019].

LAMPIRAN
REAKTOR (RATB-01)

- Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk/RATB
(*Continuousn Stirred Tank Reactor*)
- Fungsi : Mereaksikan gliserol, CuO dan CaO menjadi kalsium laktat
- Kondisi operasi :
- Suhu (T) : 230 C
 - Tekanan (P) : 1 atm
 - Waktu tinggal (t) : 2 jam

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



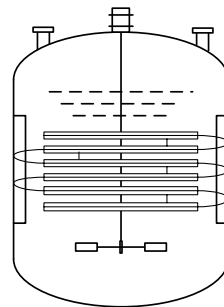
1. Dasar pemilihan jenis reaktor:

Dipilih RATB dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Fase reaksi padat-cair dan prosesnya kontinyu
- b. Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk suhu dan komposisi campuran dalam reaktor selalu seragam. Hal ini memungkinkan melakukan suatu proses isothermal dalam reaktor RATB.

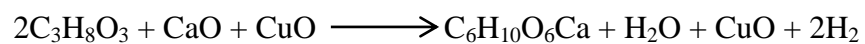
- c. Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk karena volume reaktor relatif besar dibandingkan dengan Reaktor Alir Pipa, maka waktu tinggal juga besar, berarti zat pereaksi dapat lebih lama bereaksi di dalam reaktor.
2. Dasar pemilihan koil:
- Luas area transfer panas reaktor lebih besar dibandingkan dengan luas area transfer jaket ke reaktor.
3. Dasar pemilihan pengaduk (Fig. 10.57 Coulson, 1983) yaitu:
- Dipilih pengaduk tipe Turbine with 6 flat blade
 - Cocok untuk mempercepat terjadinya perpindahan massa dan panas dalam bentuk larutan pada sistem yang saling larut, karena pola aliran yang dihasilkan adalah radial.

A. Neraca Massa Di Sekitar Reaktor (R-01)



Gambar A.1 Reaktor R-01

Reaksi di reactor :



Tabel 1. Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor

Umpan masuk :

Komponen	BM (kg/kmol)	massa(kg/jam)	fraksi massa	kmol/jam	fraksi mol
C ₃ H ₈ O ₃	92,0938	980,0000	0,7200	10,64132	0,626174076
CaO	56,0774	296,8770	0,2181	5,29406	0,311521603
CuO	79,5394	84,2172	0,0619	1,05881	0,062304321
Total	227,7106	1361,09	1,0000	16,99419	1,0000

Produk :

Komponen	BM (kg/kmol)	massa(kg/jam)	fraksi massa	kmol/jam	fraksi mol
C ₃ H ₈ O ₃	92,0938	4,9000	0,003600041	0,05321	0,002387205
CuO	79,5394	84,2172	0,061874597	1,05881	0,047505371
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	218,2200	1155,2693	0,8488	5,29406	0,237526856
H ₂ O	18,0153	95,3739	0,0701	5,29406	0,237526856
H ₂	2,0150	21,3351	0,0157	10,58812	0,475053712
Total		1361,10	1,0000	22,28825	1,0000

B. Menghitung Densitas Dan Kecepatan Laju Alir Volumetric Pada :

$T = 230 \text{ C}$

$$\rho = AB^{-\left(\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

- Menghitung massa jenis komponen

Komponen	A	B	n	Tc	density (ρ), g/ml	ρ, (kg/m ³)
C3H8O3	0.34908	0.24902	0.1541	723	0.093791767	93.79176688
CuO					0.312935	312.935
CaO						78.8757
C6H10O6Ca					1.490	1490
H2O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.104124888	104.1248879
H2	0.03125	0.3473	0.2756	33.18	0.003340227	3.340227133

yaws
 aspen
 aspen
 google
 yaws
 yaws

Komponen	kg/jam	fraksi	ρ, kg/m ³	ρ, x	Fv =m/ρ
C3H8O3	980.0000	0.3722	93.7918	34.9082	10.4487
CuO	84.2172	0.0320	312.9350	10.0090	0.2691
CaO	296.8770	0.1127	78.8757	8.8932	3.7639
C6H10O6Ca	1155.2693	0.4388	1490.0000	653.7424	0.7753
H2O	95.3739	0.0362	104.1249	3.7716	0.9160
H2	21.3351	0.0081	3.3402	0.0271	6.3873
Total	2633.0725	1.0000	2083.0676	711.3515	22.5603

C. Menghitung Kecepatan Laju Alir Volumetrik (Fv)

- Menghitung konsentrasi umpan

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{\text{Massa, kg/jam}}{\text{Densitas, kg/m}^3} \\ &= 22,5603 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

- Menghitung volume liquid (VL)

$$F_v = 22,5603 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{waktu tinggal (t)} = 120 \text{ menit} = 2 \text{ jam}$$

$$VL = F_v \times t \text{ (waktu tinggal)}$$

$$= 45,12053835 \text{ m}^3$$

$$283,8081862 \text{ Bbl}$$

$$\text{over design 20 \%} = 54,14464602 \text{ m}^3$$

$$= 340,5698235 \text{ Bbl}$$

D. Menghitung Dimensi Reactor (D)

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum 1:1 (D:H = 1:1)

(Brownell, hal:43)

$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 H$	D shell = 3,819 m 150,359 in 12,525 ft
$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^3$	D = H H shell = 3,819 m 150,359 in 12,525 ft
$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot \text{Volume shell}}{\pi}}$	

Bentuk reaktor dipilih : *Cylindrical vessel dengan formed head.*

Untuk P operasi 1 atm dipilih bentuk torespherical dished head (Brownell, hal: 88)

V dish = 0.000049Ds³ Dimana : Ds : diameter shell, in V dish : volume dish , ft ³	V dish = 166,5654366 ft ³
$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$ Dipilih sf : 2 in	Vsf = 246,4883317 ft ³
$V_{\text{Head}} = 2 (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}})$	V Head = 826,1075366 ft ³ 23,37884328 m ³
$V_{\text{Reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{Head}}$	V Reaktor = 68,49938163 m ³

Spesifikasi Reaktor adalah sebagai berikut:

Diameter shell =	3,819 M
Tinggi shell =	3,819 M
Volume shell =	54,145 m ³
Volume head =	23,379 m ³
Volume reaktor =	68,499 m ³

- Volume Bottom

$$V_{\text{Bottom}} = 0.5 V_{\text{Head}}$$

$$V_{\text{Bottom}} = 11,689 \text{ m}^3$$

- Volume Cairan

$$V_{\text{Cairan}} = V_{\text{Shell}} - V_{\text{Bottom}}$$

$$V_{\text{Cairan}} = 42,455 \text{ m}^3$$

- Tinggi Cairan

$$h_{\text{Cairan}} = \frac{4 V}{\pi D^2}$$

$$h_{\text{Cairan}} = 3,708 \text{ m}$$

$$12,165 \text{ ft}$$

E. Menghitung Tebal Shell (ts)

Digunakan persamaan Brownell and Young

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

Keterangan :

Ts : tebal shell

P : tekanan

R : jari-jari

: $\frac{1}{2}D$

E : efisiensi pengelasan (E=0.85)

C : faktor koreksi (C=0.125)

F : tegangan yang diijinkan (tabel 13.2 Coulson 4ed, hal: 812)

P operasi = 1,000 atm

14,696 psi

P Design = 17,6352 psi (over design 20%)

r = 75,1795 in

E = 0,8500

C = 0,1875

f = 11700,0000 B&Y hal. 335

ts = 0,3210 In

t standar = 0,4375 In B&Y = Table 5.7/90

ID shell = 150,3591 In

OD shell = 150,7966 In

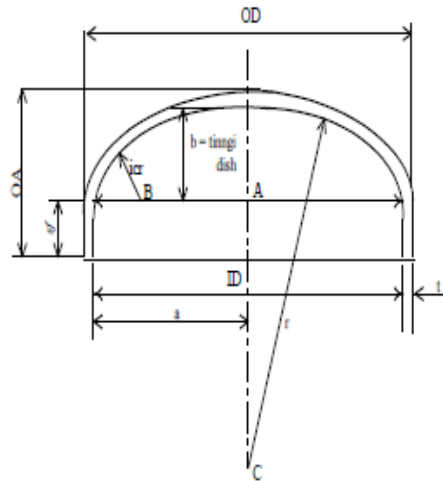
OD standar = 156 In

ID standar = 155,125 In

H standar = 156 In

F. Perancangan Dimensi Head Reactor

Tipe : *Torispherical flanged & dished head*



- *Stress-intensification factor*

Eq. 7.76/138

$$w = \frac{1}{4} x \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

rc = 144 in

irc = 9,375 in

w = 1,7298

B&Y = Table
5.7/90

- *Tebal head*

th = 0,4084 in

th standar = 0,4375 in

sf standar = 3,5 in

B&Y = Table
5.6/88

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f E - 0,2 P} + C$$

- *Depth of dished*

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - irc \right)^2}$$

B&Y = Fig 5.8/87

- **Tinggi head**

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = \begin{array}{l} 31,85840856 \text{ In} \\ 2,653805433 \text{ Ft} \\ 0,8089 \text{ M} \end{array} \quad \text{B\&Y = Table 5.6/93}$$

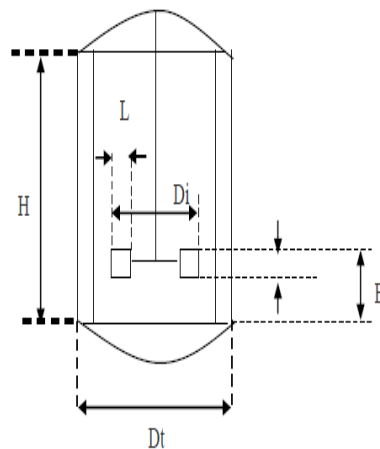
G. Menghitung Tinggi Total Reaktor

$$h_{\text{reaktor}} = h_{\text{shell}} + 2 h_{\text{head}}$$

$$h_{\text{reaktor}} = \begin{array}{l} 214,0758 \text{ In} \\ 17,8325 \text{ Ft} \\ 5,4354 \text{ M} \end{array}$$

H. Perancangan Pengaduk

Dari Rase, hal 356 :



Konfigurasi umum pengaduk :

Di/Dr	=	1/3	
wi/Di	=	1/6	
Zi/Di	=	1	
Lebar baffle(wb)	=	ID/10	
Lebar pengaduk (L)	=	Di/4	
Diameter reaktor (DR)	=	155,125 in =	3,9402 m
Diameter pengaduk (DI)	=	51 5/7 in =	1,3134 m
Pengaduk dari dasar (E)	=	51 5/7 in =	1,3134 m
Tinggi Pengaduk (W)	=	8 5/8 in =	0,2189 m
Lebar pengaduk (L)	=	15 1/2 in =	0,3940 m
Lebar baffle (B)	=	13 in =	0,3283 M

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}}; WELH = Z_L x Sg; Sg$$

Tinggi cairan (ZL)	=	4,3934 m	1 m =	3,28084 ft
	=	14,41414968 Ft		
	=	172,9698 In		
Rcairan	=	116,7128 kg/m ³		
Rair	=	1000 kg/m ³		
Sg	=	0,1167		

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 37,6431 \text{ M} \\ &= 3,2808 \text{ Ft} \end{aligned}$$

- Jumlah pengaduk

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= 0,2538 \\ &= 1 \text{ pengaduk} \end{aligned}$$

- Kecepatan pengaduk

$$\begin{aligned} N &= 92,6788 \text{ rpm} \\ &= 1,5446 \text{ Rps} \\ N &= 96 \text{ rpm} \quad \text{Rase} = \text{Table 8.9/366} \end{aligned}$$

(Type : fixed speed belt)

I. Menghitung Viskositas

$$\mu [=] \text{ pa.sec} ; T [=] \text{ K}$$

$$T = 230 \text{ C} = 503,15 \text{ K}$$

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2, \text{ centipoise}$$

Komponen	A	B	C	D	log μ liq (cp)	μ ,liq (cp)
C3H8O3						0,9588
CuO						0,0177
CaO						0,0177
C6H10O6Ca						0,5636

aspen

aspen

aspen

H2O	-10,2158	1,78E+03	1,77E-02	-1,26E-05	-0,9499	0,1122	yaws
H2	-7,0154	4,08E+01	2,37E-01	-4,08E-03	-921,2693	0,0000	yaws

Komponen	fraksi	ρ , kg/m ³	ρ , x	μ , cp	μ , x
C3H8O3	0,3722	93,7918	34,9082	0,9588	0,3569
CuO	0,0320	312,9350	10,0090	0,0177	0,0006
CaO	0,1127	78,8757	8,8932	0,0177	0,0020
C6H10O6Ca	0,4388	1490,0000	653,7424	0,5636	0,2473
H2O	0,0362	104,1249	3,7716	0,1122	0,0041
H2	0,0081	3,3402	0,0271	0,0000	0,0000
Total	1,000	2083,068	711,352	1,670	0,611

Penentuan berdasarkan

$$T \text{ operasi} = 230,0000 \text{ C}$$

$$\mu = 0,6108 \text{ Cp}$$

$$\rho = 2083,0676 \text{ kg/m}^3$$

$$= 129,9834 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,0752 \text{ lb/in}^3$$

$$V \text{ tangki} = 68,4994 \text{ m}^3$$

Berdasarkan fig 10.57 hal 472 Coulson. $\mu_L = 4,000 \text{ Ns/m}^2$

- Power Pengaduk

Geankoplis, Pers 3.41, 1978

$$N_{Re} = \frac{NiDi^2\rho}{\mu}$$

$$P = \frac{N_p \rho N^3 Di^5}{g_c}$$

m c	=	1 cP =	0,00061 kg/m.s
Di	=	51,7083 in =	1,3134 M
Ni	=	96 rpm =	1,60 rps
Rho	=	116,7128 kg/m ³	
Nre	=	527407,0506	
Np	=	2,3	Brown, Fig 477 hal 507
Gc	=	9,8 m/s ²	
P	=	438,4818 kg.m/s	
	=	5,7648 Hp	
Efisiensi motor	=	85%	Peters, fig 1438 hal 521
Power pengaduk	=	6,7822 Hp	
Dipilih motor standar	=	7,5 Hp	

J. Perancangan Pemanas/Pendingin

- NERACA PANAS

Komponen	Input	output
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
C3H8O3	123729,430	618,647
CaO	40261,568	0,000
CuO	10711,775	0,000
C6H10O6Ca		114971,176
H2O		17369,253
H2		63620,306
Sub Total	174702,773	196579,383

Beban Panas	21876,609	
Total	196579,38283	196579,38283

Pendingin yang digunakan adalah :

$$T \text{ in Air Pendingin} = 25,000 \text{ C}$$

$$C_p = 4,181 \text{ kJ/kg K}$$

$$\Delta H = -1245,938 \text{ kJ/kg}$$

$$T \text{ out Air Pendingin} = 40,000 \text{ C}$$

$$C_p = 4,1830 \text{ kJ/kg K}$$

$$\Delta H = 63,37245 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H \text{ total} = 1309,31045 \text{ kJ/kg}$$

- **Menghitung kebutuhan air untuk pendingin**

$$\text{Kebutuhan Air Pendingin} = 36953,872 \text{ kg/jam}$$

$$Q \text{ masuk} = -46042233,22 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ keluar} = 2341857,398 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ air pendingin} = 48384090,62 \text{ kJ/jam}$$

Suhu fluida panas reaktor:	230,0000	C	446,0000	F
Suhu masuk media pendingin (air)	25,0000	C	77,0000	F
Suhu keluar media pendingin (air)	40,0000	C	104,0000	F

Fluida panas (°F)	Fluida dingin	ΔT , °F
446,0000	77,0000	369,0000
446,0000	104,0000	342,0000

- **Menghitung LMTD**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= 355,3290 \text{ F}$$

Nilai UD untuk medium viskositas berat dan air adalah 200-500 Btu/ft².°F.jam (Kern, Tabel.8). Dalam perhitungan ini diambil nilai UD sebesar 250 Btu/ft².°F.jam

- **Menghitung luas tranfer panas yang dibutuhkan:**

$$A = \frac{Q}{UDx\Delta T_{LMTD}}$$

$$= 544,6680 \text{ ft}^2$$

$$= 50,5997 \text{ m}^2$$

- **Menghitung luas transfer panas yang tersedia/selimut tangki:**

$$As = \pi x D o x H s$$

$$= 492,5821 \text{ ft}^2$$

$$= 45,7609 \text{ m}^2$$

Karena luas selimut tabung reaktor lebih kecil daripada luas yang diperlukan untuk transfer panas maka pendingin yang digunakan adalah koil.

Kesimpulan :

Kondisi Operasi :	P =	1	atm =	14,696	Psi		
	T =	230	°C =	503,15	K		
Bahan Konstruksi : Carbon Steel							
Dimensi :	Diameter reaktor =	156	in =	12,99948	ft =	3,9622	m
	Tinggi reaktor =	156	in =	12,99948	ft =	3,9622	m
	Design Atap =						
	Tebal head minimum	1,7298	in				
	Tebal head	0,4084	in				
	Depth of dish (b)	27,9209	in				
	Tinggi Head (OA)	31,8584	in	2,6548	ft =	0,8092	m
	Tinggi Total reaktor =	219,7168	in	18,3090	ft =	5,5806	m

LAMPIRAN
REAKTOR (RATB-02)

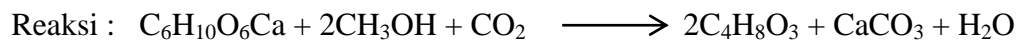
Jenis : *Buble Reactor* (Reaktor Gelembung)

Fungsi : Mereaksikan Kalsium Laktat, Methanol dan CO₂ Gas menjadi Methyl Laktat.

Kondisi operasi :

- Suhu (T) : 180 C
- Tekanan (P) : 1 atm
- Waktu tinggal (t) : 4 jam

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



4. Dasar pemilihan jenis reaktor:

Dipilih *Buble Reactor* dengan pertimbangan sebagai berikut:

a. Fase reaksi gas-cair dan prosesnya kontinyu

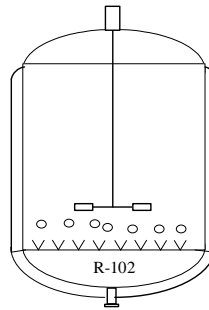
5. Dasar pemilihan jaket pendingin:

- Luas area transfer panas reaktor lebih kecil dibandingkan dengan luas area transfer jaket ke reaktor.

6. Dasar pemilihan pengaduk (Fig. 10.57 Coulson, 1983) yaitu:

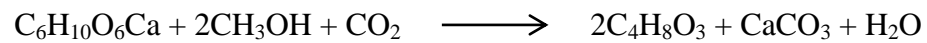
- Dipilih pengaduk tipe Turbine with 6 flat blade
- Cocok untuk mempercepat terjadinya perpindahan massa dan panas dalam bentuk larutan pada sistem yang saling larut, karena pola aliran yang dihasilkan adalah radial.

A. Neraca Massa Di Sekitar Reaktor (R-02)



Gambar A.1 Reaktor R-02

Reaksi di reaktor:



Tabel 1. Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor

Umpan :

komponen	BM (kg/kmol)	kg/jam				kmol/jam			
		gas	cair	fraksi gas	fraksi cair	gas	cair	fraksi gas	fraksi cair
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	218.2200	0.000	1155.27	0.000	0.861	0.000	5.294	0.000	0.394
CH ₃ OH	32.0400	0.000	91.596	0.000	0.0682	0.000	2.859	0.000	0.21
CO ₂	44.0100	62.908	0.000	1.000	0.000	1.429	0.000	1.000	0.000
H ₂ O	18.0153	0.000	95.374	0.000	0.0711	0.000	5.294	0.000	0.39
Total	312.2852	62.908	1342.24	1.0000	1.000	1.429	13.447	1.000	1.000

Produk :

komponen	BM (kg/kmol)	massa(kg/jam)	fraksi massa	kmol/jam	fraksi mol
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	218.2200	843.3466	0.6002	3.8647	0.2598
C ₄ H ₈ O ₃	104.1050	297.6145	0.2118	2.8588	0.1922
CaCO ₃	100.0869	143.0638	0.1018	1.4294	0.0961
H ₂ O	18.0153	121.1249	0.0862	6.7235	0.4520
Total		1405.1497	1.0000	14.8763	1.0000

B. Menghitung Densitas Dan Kecepatan Laju Alir Volumetric Pada :

T = 180 C

- Menghitung massa jenis komponen

$$\rho = AB^{-(1-T/T_c)^n}$$

Komponen	A	B	n	Tc	density (ρ), g/ml		density (ρ), kg/m3	
					(Gas)	(Cair)	Gas	Cair
C6H10O6Ca								149
CH3OH	0.27197	0.27192	0.2331	512.58		0.076789623		76.7896
CO2	0.46382	0.2616	0.2903	304.19	0.103046681		103.0467	
H2O	0.3471	0.274	0.28571	647.13		0.107893791		107.8938

google
yaws
yaws
yaws

Komponen	kg/jam gas	kg/jam cair	fraksi gas	fraksi cair	ρ, kg/m3 gas	ρ, kg/m3 cair	x/ρ (gas)	x/ρ (cair)	Fv =m/ρ gas	Fv =m/ρ cair
C6H10O6Ca		1155.2693		0.8445		149.0000		0.0057		7.7535
CH3OH		91.5957		0.0670		76.7896		0.0009		1.1928
CO2	62.9076		1.0000		103.0467		0.0097	0.0000	0.6105	
H2O		121.1249		0.0885		107.8938		0.0008		1.1226
Total	62.9076	1367.9899	1.0000	1.0000	103.0467	333.6834	0.0097	0.0074	0.6105	10.0689

C. Menghitung Viskositas

μ [=] pa.sec ; T [=] K

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2 \text{ , centipoise}$$

T = 180 C = 453,15 K

	180 °C	453.15	K				
komponen	A	B	C	D	log μ liq (cp)	μ ,gas (cp)	μ ,liq (cp)
C6H10O6Ca							0.5340
CH3OH							0.1515
CO2						0.0041	
C4H8O3							0.2268
CaCo3							0.2268
H2O	-10.2158	1.78E+03	1.77E-02	-1.26E-05	-0.8416		0.1440

aspen
aspen
aspen
yaws

komponen	fraksi cair	fraksi gas	ρ , kg/m ³ cair	ρ , kg/m ³ gas	ρ , x (cair)	ρ , x (gas)	μ , cp (cair)	μ , cp (gas)	μ , x (cair)	μ , x (gas)
C6H10O6Ca	0.8445		149.0000		0.0057		0.5340		0.6323	
CH3OH	0.0670		76.7896		0.0009		0.1515		2.2620	
CO2		1.0000		103.0467		0.0097		0.0041		0.0041
H2O	0.0885		107.8938		0.0008		0.1440		1.6265	
Total	1.000	1.000	333.683	103.047	0.007	0.010	0.829	0.004	4.521	0.0041

D. Menghitung BM campuran umpan

komponen	BM (kg/kmol)	BM.xi	
		cair	gas
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	218.2200	85.913386	
CH ₃ OH	32.0400	6.811654	
CO ₂	44.0100	0.000000	44.00995
H ₂ O	18.0153	7.092630	
Total	312.2852	99.817669	44.00995

E. Menghitung Surface Tension

$$\sigma = A(1 - T/T_c)^n \quad \text{dyne/cm}$$

Komponen	A	T _c	N	σ dyne/cm
C ₆ H ₁₀ O ₆ Ca	112.392	535.01	1.4522	61.95375424
CH ₃ OH	98.7452	387.21	1.9831	28.57809276
H ₂ O	132.674	647.13	0.955	97.18561083
Total				187.7174578

0.187717458 N/m

Umpan Gas :

a. Menghitung Densitas Umpan Gas

densitas CO₂ (gas) P = P_o , T = T_o

$$Pv = nRT$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$R = 0.082 \text{ L.atm/K.mol}$$

$$T = 180 \text{ C} = 453.15 \text{ K}$$

$$\text{BM CO}_2 = 44.0100 \text{ g/mol}$$

$$\rho = \frac{\text{BM} \cdot P}{R \cdot T}$$

$$\rho = \frac{1.184390836 \text{ g/L}}{1.184390836 \text{ kg/m}^3}$$

Komponen	ρ, kg/m ³	x/ρ	v(m/ρ)
CO ₂	1.1844	0.8443	53.11388613
Total		0.8443	53.11388613

1.1844

b. Menentukan kecepatan volumetrik gas masuk reaktor

$$v = (\text{massa}(\text{kg}/\text{jam})) / (\text{densitas}(\text{kg}/\text{m}^3))$$

$$\begin{aligned} v &= 74.507 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.02069644 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 2.06964\text{E-}08 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

c. Menghitung harga k

$$\begin{aligned} &0.05 \text{ m}^3/\text{mol.s} \\ &51.4189 \text{ m}^3/\text{kmol.s} \\ &185108 \text{ m}^3/\text{kmol.jam} \end{aligned}$$

d. Menghitung konsentrasi metanol

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas cairan}} \\ &= 9.88 \text{ m}^3 \\ \text{CH}_3\text{OH} &= \frac{\text{massa}}{\text{Berat Molekul}} \\ &= 13.45 \text{ kmol} \\ \text{CB} &= 1.361106669 \text{ kmol}/\text{m}^3 \\ &= 0.001361107 \text{ mol}/\text{cm}^3 \end{aligned}$$

e. Menghitung difusifitas terlarut ke dalam cairan

$$\begin{aligned} \text{diket} = \varphi &= 1 \\ \text{BM} &= 99.817669 \\ \text{T} &= 180 \text{ C} \\ \mu\text{c} &= 0.0045 \\ \text{Vc (BMc}/\rho\text{c)} &= 0.734696275 \end{aligned}$$

(Froment, hal 829 pers 14.3.6-4)

$$\begin{aligned} &= \frac{2.10947\text{E-}13}{0.003757313} \\ &= 5.61432\text{E-}11 \text{ m}^2/\text{s} \\ &= 5.61432\text{E-}07 \text{ cm}^2/\text{s} \end{aligned}$$

f. Menghitung transfer massa metil laktat di fase cair

$$\begin{aligned} \text{Diket } g &= 9.81 \\ \mu\text{c} &= 0.0045 \\ \rho\text{c} &= 135.8625 \\ \vartheta\text{Al} &= 5.61432\text{E-}07 \text{ cm}^2/\text{s} \end{aligned}$$

$$k_L = 0.42 \sqrt{\frac{\mu_L g}{\rho_L}} \sqrt{\frac{\rho_L D_{A_L}}{\mu_L}} \quad \text{for } d_b \geq 2 \text{ mm} \quad (14.3.6-4)$$

(Froment, hal 829 pers 14.3.6-

4)

$$kAl = 0.003756372 \text{ cm/s}$$

(Pers. 22, hal 534, Levenspiel, 1999)

$$= 2.78E+00$$

$$M = 1.669$$

variabel yang diketahui

$$\rho_L = 135.8625 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 4.5208 \text{ cp}$$

$$= 4.52E-03 \text{ kg/m.s}$$

$$v \text{ cairan} = 10.0689 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$v \text{ gas} = 0.000 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$T = 180 \text{ C}$$

$$= 453.15 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$\sigma_L = 0.187717458 \text{ kg/s}^2$$

$$\rho_g = 1.1844 \text{ kg/m}^3$$

a. Diameter orifice

diameter orifice umumnya 2-6 mm (Froment, 2011)

$$\text{Dipilih } do = 4 \text{ mm}$$

$$= 0.4 \text{ cm}$$

$$= 0.004 \text{ m}$$

b. Menghitung volume gas dari tiap lubang orifice

$$= 3.77444E-07 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$Q = 4.43994E-06 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$= 4.43994E-12 \text{ m}^3/\text{s}$$

c. Menghitung jumlah lubang orifice

$$No = \frac{V_g}{Q}$$

$$= 4661 \text{ Buah}$$

d. Menghitung luas lubang orifice

$$Lo = 585.5 \text{ cm}^2$$

e. Open area

Dari Ludwig figure 8-143 hal 196, 1986 diketahui bahwa

$$\left[\frac{do}{c} \right]_{min}$$

diperoleh persentase luas total orifice terhadap luas perforated plate :

open area = 50%

f. Luas perforated plate

$$L_p = \frac{L_{to}}{\text{open area}}$$

$$L_p = 1170.9 \text{ cm}^2$$

g. Diameter perforated plate

$$d_p = \sqrt{\frac{4 \cdot L_p}{\pi}} \quad (\text{Ludwig, 1965})$$

$$d_p = \begin{array}{l} 38.6220 \text{ cm} \\ 15.20549235 \text{ in} \end{array}$$

h. Diameter reaktor

diameter kolom diberi jarak 4-6 in dipilih jarak

5 in

$$d_r = d_p + \text{jarak diameter kolom} \quad (\text{fig 8.72, hal 105. Ludwig})$$

$$\begin{array}{l} 25.2055 \text{ In} \\ 0.6 \text{ M} \end{array}$$

i. Menghitung diameter bubble

$$d_b = \left(\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma_c \cdot g_c}{g \cdot (\rho_c - \rho_g)} \right)^{1/3} \quad (\text{Froment, hal 841})$$

$$d_b = \begin{array}{l} 0.015038974 \text{ M} \\ 1.503897429 \text{ Cm} \\ = 0.132905952 \text{ M} \end{array}$$

j. Menghitung volume tiap gelembung

$$V_{go} = \frac{\pi}{6} d_b^3$$

$$V_{go} = \begin{array}{l} 1.78005E-06 \text{ m}^3 \\ 1.780053471 \text{ cm}^3 \end{array}$$

k. Jumlah gelembung tiap orifice persatuan waktu

$$N_{go} = \frac{Q_{go}}{V_{go}}$$

$$N_{go} = \frac{2.49427E-06}{06} \text{ gelembung/orifice.detik}$$

l. Jumlah gelembung total dalam reaktor

$$N_{gt} = N_o \cdot N_{go} = 0.011626864 \text{ gelembung}$$

m. Volume gas (gelembung total dalam reaktor atau cairan)

$$V_{gt} = \frac{0.0000}{2.06964E-08} \text{ m}^3$$

3. Menghitung Superficial Gas Velocity

$$U_{sg} = \frac{V_g}{A} = 0.064 \text{ m/s}$$

4. Menghitung Terminal Velocity

$$V_t = \sqrt{\frac{2 \cdot g_c \cdot \sigma_c}{d_b \cdot \rho_c} + \frac{g \cdot d_b}{2}}$$

$$V_t = 14 \text{ cm/s}$$

5. Menghitung Hold up gas (ϵ)

$$\epsilon = 0.103378564$$

$$a_i =$$

$$= 41.24426138 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

6. Menghitung koefisien transfer massa lapisan gas (kag)

$$K_{ag} = \frac{D_{al}}{RT_{db}} = 4.66314E-06$$

Transfer massa pada bagian dasar

$$K_{ag} \cdot P_a = 4.63982E-06$$

$$K_{al} \cdot C_b = 5.113E-06$$

7. Menghitung dimensi reaktor

$$F_{a, in} = 0.004 \text{ kmol/s}$$

$$N_a = 0.012 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$Re = 6.33E+03 \quad (\text{Treybal})$$

$$t = 3.35 \quad \text{S}$$

a. Menghitung tinggi cairan

$$\begin{aligned} hc &= Vt \times t \\ &= 46.95 \quad \text{Cm} \\ &= 0.47 \quad \text{M} \end{aligned}$$

b. Menghitung volume total reactor

$$\begin{aligned} Vc &= 1/4 \cdot Dr^2 \cdot H \\ &= 0.151065881 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan atas dan bawah reaktor menggunakan Torispherical dishes head

$$\begin{aligned} Vh &= 0,000049 \times dr^3 \\ &= 1.29E-05 \quad \text{ft}^3 \\ &= 3.64E-07 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ total reaktor} &= 1,2 \times (Vc + 2Vh) \\ &= 0.18 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

c. Menentukan ukuran reaktor

$$\begin{aligned} dr &= 0.6 \quad \text{M} \\ \text{Tinggi reaktor} &= \frac{\text{volume reaktor}}{\text{luas penampang reaktor}} \\ &= 0.56 \quad \text{M} \end{aligned}$$

3. Menghitung tebal head dan tebal shell

$$\begin{aligned} T &= 180 \quad \text{C} \\ P &= 1 \quad \text{atm} \\ &= 14.7 \quad \text{psi} \\ OD &= 20\% \\ P \text{ desain} &= 17.64 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

a. Pemilihan material

$$\begin{aligned} \text{material} &= \text{low alloy stell SA-204 grade C} \quad (\text{brownell hal 254 tabel 13.1}) \\ \text{allowable stress (f)} &= 18750 \quad \text{Psi} \end{aligned}$$

b. Tebal shell

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P}$$

$$= 0.125019987 \text{ In}$$

$$t_s \text{ standart} = 1/5 \text{ In}$$

dengan : P =

P Over Desain 20% =

ri = 1 Atm

f = 17.64 Psia

E = 0.320109753 M

c = corrotion allowaance, in 18854.9062 Psia

0.85 stainless steel 304

0.125

c. Tebal head

Direncanakan bentuk head torespherical head, bahan carbon steel

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t_s \\ &= 25.58 \text{ In} \\ &= 0.65 \text{ M} \end{aligned}$$

Dari tabel 5-7 Brownell, hal 89

OD standart = 28 in

ts = ts standart =

icr = 1 3/4

r = 26

Dari tabel 5-7 Brownell, hal 89

OD standart = 28 In

ts = ts standart =

icr = 1 3/4

r = 26

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.77, Brownell 1959, hal 138})$$

$$= 1.7136$$

Sehingga,

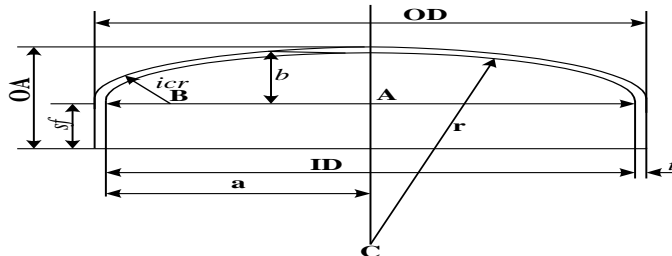
$$t_h = \frac{P \cdot r \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

$$= 0.1253$$

digunakan tebal head standar = 1/5 in

d. tinggi head

untuk th = $\frac{1}{5}$ in pada tabel 5.6 Brownell & young, hal 88
 diambil sf = 2 diperoleh sf =



keterangan :

ID = diameter dalam head
 OD = diameter luar head
 t = tebal head
 r = jari-jari dish
 icr = jari-jari dalam sudut dish 1 1/2 – 2
 b = tinggi head
 straight
 sf = flange

(Brownell & young, 1959; hal 87)

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD standart} - (2 \cdot t_s) \\ &= 27.63 \quad \text{in} \quad \text{(jari-jari dalam shell)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \text{ID}/2 \\ &= 13.81 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 12.06 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 24.25 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} \\ &= 21.04 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \text{AC} \quad \text{(tinggi head)} \\ &= 21.04 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi head total (OA)} &= sf + b + th \\ &= (18.85) \text{ in} \\ th &= (0.48) \text{ m} \\ \text{Tinggi reaktor total} &= \text{tinggi silinder} + 2 * \text{tinggi head} \\ &= 0.94 \text{ M} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Bahan Reaktor	=	stainless steel 304
Tekanan operasi	=	1 atm
Suhu operasi	=	180 °C
Diameter shell	=	0.6402 m
Tinggi tangki total	=	0.9390 m
diameter orifice	=	4 mm
jumlah orifice	=	4661.4221 lubang
Tebal shell	=	3/16 in
Tebal head	=	3/16 in

F. Perancangan Pemanas/Pendingin

- NERACA PANAS

Komponen	Input	output
	H masuk (Kj/jam)	H keluar (Kj/jam)
C6H10O6Ca	62945,626	0,000
CH3OH	6193,297	0,000
CO2	3919,929	0,000
C4H8O3		221094,110
CaCO3		38516,780
H2O		23736,240
Sub Total	73058,853	283347,130
Beban Panas	210288,278	

Total	283347,13016	283347,13016
--------------	---------------------	---------------------

Pendingin yang digunakan adalah :

$$\begin{aligned}
 T \text{ in Air Pendingin} &= 25,000 \text{ C} \\
 C_p &= 4,181 \text{ kJ/kg K} \\
 \Delta H &= 0,6257 \text{ kJ/kg} \\
 T \text{ out Air Pendingin} &= 40,000 \text{ C} \\
 C_p &= 4,1830 \text{ kJ/kg K} \\
 \Delta H &= 63,37245 \text{ kJ/kg} \\
 \Delta H \text{ total} &= 62,7453 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

- **Menghitung kebutuhan air untuk pendingin**

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Air Pendingin} &= 24964,412 \text{ kg/jam} \\
 Q \text{ masuk} &= 15656,4308 \text{ kJ/jam} \\
 Q \text{ keluar} &= 1582055,932 \text{ kJ/jam} \\
 Q \text{ air pendingin} &= 1566399,501 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Suhu fluida panas reaktor:	180,0000	C	356,0000	F
Suhu masuk media pendingin (air)	25,0000	C	77,0000	F
Suhu keluar media pendingin (air)	40,0000	C	104,0000	F

Fluida panas (°F)	Fluida dingin	ΔT , °F
356.0000	77,0000	279,0000
356.0000	104,0000	252,0000

- **Menghitung LMTD**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= 265,2710 \text{ F}$$

Nilai UD untuk medium viskositas berat dan air adalah 200-500 Btu/ft².°F.jam (Kern, Tabel.8). Dalam perhitungan ini diambil nilai UD sebesar 250 Btu/ft².°F.jam

- **Menghitung luas tranfer panas yang dibutuhkan:**

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 23,6196 \text{ ft}^2$$

$$= 2,1943 \text{ m}^2$$

- **Menghitung luas transfer panas yang tersedia/selimut tangki:**

$$A_s = \pi \times D_o \times H_s$$

$$= 492,5821 \text{ ft}^2$$

$$= 45,7609 \text{ m}^2$$

Karena luas selimut tabung reaktor lebih besar dari pada luas yang diperlukan untuk transfer panas maka pendingin yang digunakan adalah jaket pendingin

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Radhiyatul Umairoh

No. MHS : 15521042





Nama Mahasiswa : Intan Tiara Fatmawati

No. MHS : 15521226

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK METHYL LAKTAT
DARI GLISEROL DAN METHANOL DENGAN
KAPASITAS 35.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019

Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	28-03-2019	Bimbingan perdana dan arahan ^{xx} dari dosen pembimbing	
2.	27-09-2019	Bimbingan tentang utilitas	
3.	3-10-2019	Bimbingan tentang perhitungan evaluasi Ekonomi	
4.	4-10-2019	Bimbingan tentang hasil revisi perhitungan evaluasi ekonomi setelah dipotong pajak dan bea cukai.	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, _____

Pembimbing,



Ir. Dulmalik, M.M.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy




KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Radhiyatul Umairoh
 No. MHS : 15521042
2. Nama Mahasiswa : Intan Tiara Fatmawati
 No. MHS : 15521226

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK METHYL LAKTAT
 DARI GLISEROL DAN METHANOL DENGAN
 KAPASITAS 35.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
5.	25-10-2019	Bimbingan dan sekaligus revisi Markah Bab 3	
6.	01-11-2019	Bimbingan dan sekaligus revisi Markah Bab 4 dan 5	
7.	06-11-2019	Tanda Tangan lembar Pengesahan dan kartu konsultasi bimbingan.	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 6/11/19
 Pembimbing,










Dulmalik, Ir., M.M.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Radhiyatul Umairoh
 No. MHS : 15521042
 Nama Mahasiswa : Intan Tiara Fatmawati
 No. MHS : 15521226
 Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK METHYL LAKTAT DARI
 GLISEROL DAN METHANOL DENGAN KAPASITAS
 35.000 TON / TAHUN
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	21-03-2019	Bimbingan Pertama dan Pengajuan Judul TA	
2.	4-4-2019	Bimbingan Perhitungan Kapasitas Pabrik	
3.	17-4-2019	Bimbingan Perhitungan neraca massa	
4.	26-4-2019	Bimbingan revisi perhitungan neraca massa (mixer, reaktor)	
5.	30-4-2019	Bimbingan Perhitungan neraca massa (RDVF, MD)	
6.	13-5-2019	Bimbingan Perhitungan alat mixer	
7.	20-5-2019	revisi Perhitungan alat mixer dan Konsultasi Perhitungan reaktor	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 Nov 2019

Pembimbing


Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Radhiyatul Umairoh

No. MHS : 15521042











2. Nama Mahasiswa : Intan Tiara Fatmawati

No. MHS : 15521226

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK METHYL LAKTAT
DARI GLISEROL DAN METHANOL DENGAN
KAPASITAS 35.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
8.	25-7-2019	Perhitungan alat reaktor 1 dan 2	
9.	16-8-2019	Perhitungan alat RDVF	
10.	9-9-2019	hasil revisi Perhitungan reaktor, rdvf	
11.	19-9-2019	Perhitungan alat MD	
12.	2-10-2019	Perhitungan alat kecil	
13.	4-10-2019	hasil revisi MD dan alat kecil	
14.	8-10-2019	Bimbingan Utilitas dan ekonomi	
15.	18-10-2019	Bimbingan naskah bagian lampiran	
16.	5-11-2019	revisian naskah bab 1,2,3,4 dan 5 dan revisi PEFD	
17	7-11-2019	Acc	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 Nov 2019

Pembimbing,


Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy